

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO

Facultad de Química

DETERMINACION DE LOS COEFICIENTES DE TRANSFERENCIA DE MASA EN DESTILACION

T E S I S

Que para obtener el título de

INGENIERO QUIMICO

p r e s e n t a

MIGUEL MOISES VARGAS AGUILAR

367

México, D. F., Junio de 1975



Universidad Nacional
Autónoma de México



UNAM – Dirección General de Bibliotecas
Tesis Digitales
Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS ©
PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

Todo el material contenido en esta tesis esta protegido por la Ley Federal del Derecho de Autor (LFDA) de los Estados Unidos Mexicanos (México).

El uso de imágenes, fragmentos de videos, y demás material que sea objeto de protección de los derechos de autor, será exclusivamente para fines educativos e informativos y deberá citar la fuente donde la obtuvo mencionando el autor o autores. Cualquier uso distinto como el lucro, reproducción, edición o modificación, será perseguido y sancionado por el respectivo titular de los Derechos de Autor.

CLAS TESIS 1975
ADQ ~~41348~~
FICHA At. 345
PROC 345



QUÍMICA

JURADO ASIGNADO ORIGINALMENTE SEGUN EL TEMA :

PRESIDENTE	DR. MARTIN HERNANDEZ LUNA
VOCAL	M. C. ANTONIO FRIAS MENDOZA
SECRETARIO	M. C. ANTONIO VALIENTE BARDERAS
1er. SUPLENTE	ING. ARTURO LOPEZ TORRES
2o. SUPLENTE	ING. ROBERTO ANDRADE CRUZ

Sitio donde se desarrolló el tema: Biblioteca de la Facultad de Química

Biblioteca de PEMEX

Domicilio del sustentante

SUSTENTANTE : MIGUEL MOISES VARGAS AGUILAR

ASESOR DEL TEMA : M. C. ANTONIO VALIENTE BARDERAS

A MI SEÑOR PADRE :

Que con su ayuda y ejemplo ha hecho
posible la realización de este anhelo

GRACIAS

A MI SEÑORA MADRE :

Que el presente trabajo sea el fruto
a todos sus desvelos y preocupaciones

GRACIAS

A MIS HERMANOS :

DEBORAH LYDIA

JOSE

ANNA ESTHER

A GUILLERMINA

Hago patente mi especial agradecimiento
al M. C. ANTONIO VALIENTE BARDERAS
por la valiosa ayuda proporcionada, mediante
te la cual ha sido posible la realizaci3n de
la presente tesis.

INDICE.

INTRODUCCION	1
I EL TRANSPORTE MOLECULAR DE MASA	3
II TRANSFERENCIA DE MASA POR CONVECCION	24
III TRANSFERENCIA DE MASA EN LA INTERFASE	41
IV EQUIPOS USADOS EN DESTILACION	55
V DISEÑO DE TORRES EMPACADAS PARA DESTILACION	70
VI CORRELACIONES	86
VII BIBLIOGRAFIA	136

I N T R O D U C C I O N .

Las torres empacadas tienen una amplia aplicación para operaciones de absorción, sin embargo para la operación de Destilación son muy poco usadas debido a que existe un número limitado de datos de sistemas destilantes en lo que respecta a la transferencia de masa entre ellos. A su vez ese número limitado de datos son poco conocidos, por lo que hablar de Destilación en torres empacadas es poco común. Esta es la razón por la cual he escogido el presente tema para presentarlo como Examen Profesional, porque el fin a seguir en este trabajo es hacer una recopilación de esos datos existentes en la literatura y así puedan ser consultados de una manera más fácil.

El presente trabajo lleva el nombre de "Determinación de los Coeficientes de Transferencia de Masa en Destilación", título que no nos dice nada a simple vista pero que encierra un significado muy amplio, que trataré de explicar a continuación:

Por "Determinación" entendemos la acción de indicar, señalar o fijar con precisión algo que es o que existe, que en nuestro caso es el Coeficiente de Transferencia de Masa y cuyo significado, matemáticamente hablando es el número o literal que obra juntamente con una causa; es decir, es el número que se coloca delante de una cantidad para multiplicarla: $k_c (y_2 - y_1)$

k_c = Coeficiente

$(y_2 - y_1)$ = Transferencia de masa

Ahora surge a la mente la siguiente pregunta:

¿ Que es la transferencia de masa ?

Literalmente hablando (1) transferencia es la acción de llevar algo que es o que existe de un lugar a otro que en este caso es la masa, entendiéndose por masa

al conjunto de las partes que forman un todo o también la cantidad de materia que posee un cuerpo.

En una forma más técnica, lo anterior lo podemos decir explicando que -- cuando un sistema contiene dos o más componentes cuyas concentraciones varían de -- punto a punto hay una tendencia natural de la masa a ser transferida, minimizando -- las diferencias de concentración dentro del sistema. Al transporte de un constituyen-- te de una región de alta concentración a otra de baja concentración es a lo que se -- le denomina TRANSFERENCIA DE MASA, ejemplos de ella los tenemos a diario en -- nuestra vida como el humo que sale de las chimeneas y se difunde en la atmósfera ; el terrón de azúcar que se difunde en el café, etc. La experiencia nos dice que pa-- ra que el terrón de azúcar se esparza en el café requiere de cierto tiempo que de-- pende de las condiciones en que se encuentra el fluido, es decir si está estático la -- difusión será lenta o si es agitado con una cuchara ésta será rápida.

La transferencia de masa juega un papel muy importante en gran cantidad de procesos industriales, como la separación de componentes de una mezcla por Des-- tilación, por citar este ejemplo entre muchos otros.

Por último podemos decir que la Destilación tiene sus raíces etimológicas -- latinas (2) que son "Distillatio, Distillare" que es la acción de vaporizar los líquidos -- por medio de calor para separar las partes más volátiles, enfriando luego éstas para -- luego volverlas líquidas.

CAPITULO I

EL TRANSPORTE MOLECULAR DE MASA

	Pag
1.1.- Mecanismo de transporte molecular	4
1.2.- La ecuación de Fick	7
1.3.- El coeficiente de difusión	10
1.4.- Difusión a través de una película de gas estacionario	15
1.5.- Contradifusión equimolecular	20
1.6.- Relación entre la difusión molecular y la transferencia de masa por convección	21

1.1.- Mecanismo del transporte molecular de masa

El transporte molecular de masa depende del movimiento individual de las moléculas. El mecanismo de transporte molecular fue desarrollado en base a la teoría cinética - de los gases y líquidos o sobre consideraciones físicas del estado sólido.

Cada molécula de un sistema tiene cierta cantidad de masa, cierta energía térmica o de momentum asociada con ella. La transferencia de masa se lleva a cabo cuando diferentes clases de moléculas están presentes en la misma fase. Si la concentración de una clase de moléculas es mayor en una región que en otra, la masa se transfiere de la región de alta concentración a la de baja concentración, al transporte de masa debido al movimiento individual molecular se le llama difusión molecular.

Transporte molecular en gases.- La derivación de la ecuación general del transporte molecular se hizo en base a un modelo de gas ideal. Los postulados se tomaron a partir de la teoría cinética de los gases (3) para desarrollar los fenómenos de transporte. Son los siguientes:

- 1.- Las moléculas del gas son esferas perfectas con diámetro:
- 2.- No existen fuerzas repulsivas entre ellas.
- 3.- El volumen de las moléculas es despreciable con respecto al volumen total.
- 4.- Las colisiones entre las moléculas son perfectamente elásticas.
- 5.- Cada molécula tiene un movimiento errático con una velocidad media \bar{c} , con una trayectoria libre media l , por lo que implica que en un tiempo promedio θ - las moléculas recorrerán la trayectoria libre media l a una velocidad media \bar{c} , de tal forma que $\theta = l / \bar{c}$.

Por los postulados anteriores, apreciamos que tenemos una molécula ideal-

zada. La derivación matemática (4) considera moléculas de gas ocupando el volumen mostrado en la figura No. 1 :

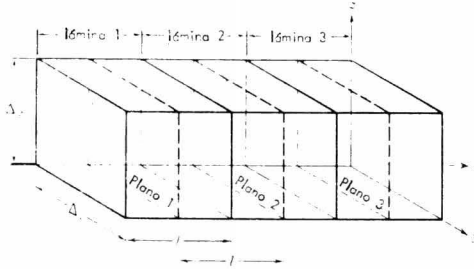


FIG. No. 1.- ELEMENTO VOLUMETRICO DEL MODELO GASEOSO

donde las moléculas tienen un movimiento errático, pero solo se consideran aquellas moléculas que tienen un movimiento paralelo a los ejes x , y , z , siendo $1/6$ el total de moléculas que se mueven en una dirección determinada y en un instante dado. Existen tres planos (dentro de este volumen) situados en el punto medio de cada lámina de espesor l y todas las propiedades del gas son uniformes dentro de cada lámina. Cada lámina puede ser considerada que tiene una cierta concentración de la propiedad transferente que en este caso es la masa (c_A).

La expresión matemática que resulta de esta teoría es :

$$\psi = - 1/6 l \bar{c} \frac{d\Gamma}{dx} \quad (1.1)$$

esta expresión nos relaciona la velocidad de transporte por unidad de area (ψ) y el gradiente de concentración $d\Gamma/dx$. La constante de proporcionalidad es igual a $1/6$ del producto de la velocidad media \bar{c} por la trayectoria libre media de las moléculas " l ".

El resultado de esta derivación es completamente general para cualquier -

tipo de transporte, pero aplicado a la transferencia de masa tenemos los siguientes - resultados que son mostrados en la TABLA A:

T A B L A A

Propiedad Transferente	Notación general	Transporte de masa	Unidades
Flujo de la propiedad transferente		J_A	$\frac{\text{Kg mol}}{\text{hr m}^2}$
Concentración de la propiedad transferente		c_A	$\frac{\text{Kg mol}}{\text{m}^3}$
Constante de proporcionalidad	$= 1/\delta \text{ l } \bar{c}$	D_{AB}	$\frac{\text{m}^2}{\text{hr}}$

por lo que aplicando los datos de la TABLA A a la ecuación (1.1) tenemos:

$$J_A = - D_{AB} \frac{dc_A}{dx} \quad (1.2)$$

la ecuación (1.2) lleva el nombre del personaje que la derivó, por lo que se le conoce como ecuación de Fick (5).

Otra forma de expresar la ley de Fick es relacionando la concentración - con la ley general del estado gaseoso: $p_A V = n R T$

$$c_A = n_A/V = p_A/R T \quad (1.3a)$$

$$J_A = - D/R T \cdot dp_A/dx \quad (1.3b)$$

1.2.- La ecuación de Fick

Primero definiremos las relaciones que frecuentemente se usan para explicar el papel que juegan los componentes dentro de una mezcla:

$$\text{Concentración} \quad c_A = n_A/V = p_A/RT = \rho_A/M_A \quad (1.4)$$

$$\text{Fracción masa} \quad w_A = \rho_A/\rho \quad (1.5)$$

$$\text{Fracción mol} \quad y_A = c_A/c \quad \text{o} \quad x_A = c_A/c \quad (1.6)$$

$$\text{Para gases ideales} \quad y_A = \frac{c_A}{c} = \frac{p_A/RT}{P/RT} = \frac{p_A}{P} \quad (1.7)$$

$$\text{Velocidad másica promedio} \quad v = \frac{\sum \rho v}{\rho} \quad (1.8)$$

$$\text{Velocidad molar promedio} \quad V = \frac{\sum c_i v_i}{c} \quad (1.9)$$

T = Temperatura absoluta, en °K

R = Constante universal de los gases en unidades consistentes con P y T

n_A = Moles del componente A

ρ = Densidad, en lb/cu ft o Kg/m³

p_A = Presión parcial del gas A, en atm

P = Presión total del sistema

D_{AB} = Difusividad de masa o coeficiente de difusión de A a B, en m²/hr

c_A = Concentración del componente A por unidad de volumen, en Kg mol/m³

El flujo de transferencia de masa entre varias especies es una cantidad -

vectorial que denota la cantidad de especies en particular, que cruzan una area definida en un incremento de tiempo.

La relación básica para difusión, define el flujo molar relativo a la velocidad molar promedio J_A . La primera relación para este flujo como ya vimos fue postulada por Fick (ref. cit.) y define la difusión del componente "A" en un sistema isotermico e isobárico en la dirección de las "x" de un sistema de ejes tridimensional.

$$J_{Ax} = - D_{AB} \frac{dc_A}{dx} \quad (1.10)$$

siendo dc_A/dx el gradiente de concentración en la dirección de las "x" y J_{Ax} la velocidad del transporte de masa en la misma dirección y en Kg mol/hr m^2 o sino en -- lb mol/ (hr) (sq ft)

Para sistemas binarios con velocidad promedio constante, el flujo molar en la dirección de las "x" puede escribirse:

$$J_{Ax} = c_A (v_{Ax} - V_x) \quad (1.11)$$

Una relación para el flujo mas generalizada que no es restringida a sistemas isobáricos o isotérmicos fue propuesta por Groot (6):

Flujo = Densidad global . Coeficiente de difusión . Gradiente de concentración

$$J_{Ax} = - c D_{AB} \frac{dy_A}{dx} \quad (1.12)$$

o de otra forma:

$$i_{Ax} = - D_{AB} \frac{dw_A}{dx} \quad (1.13a)$$

si la densidad es constante:

$$y_{Ax} = - D_{AB} \frac{de_A}{dx} \quad (1.13b)$$

Igualando las ecuaciones (1.11) y (1.12) obtenemos:

$$J_{Ax} = c_A (v_{Ax} - V_x) = - c D_{AB} \frac{dy_A}{dx} \quad (1.14a)$$

que reorganizando se obtiene:

$$c_A v_{Ax} = - c D_{AB} \frac{dy_A}{dx} + c_A V_x \quad (1.14b)$$

Para sustancias binarias V_x puede ser evaluada de la ecuación (1.9):

$$V_x = 1/c (c_A v_{Ax} + c_B v_{Bx}) \quad (1.15)$$

que substituyendo en la ecuación (1.14b) obtenemos:

$$c_A v_{Ax} = - c D_{AB} \frac{dy_A}{dx} + y_A (c_A v_{Ax} + c_B v_{Bx}) \quad (1.16)$$

Ahora mencionaremos un nuevo tipo de flujo que es relativo en conjunto a unos ejes estacionarios:

$$N_A = c_A v_A \quad \text{y} \quad N_B = c_B v_B \quad (1.17)$$

substituyendo la ecuación (1.17) en la (1.16) obtenemos:

$$N_{Ax} = - c D_{AB} \frac{dy_A}{dx} + y_A (N_{Ax} + N_{Bx}) \quad (1.18)$$

$$N_A = - c D_{AB} \nabla y_A + y_A (N_A + N_B) \quad (1.19)$$

como se ve la ecuación (1.19) consta de dos partes:

$$- c D_{AB} \nabla y_A = J_A \quad (1.20a)$$

que es la contribución al flujo debido únicamente al movimiento molecular

$$y_A (N_A + N_B) = c_A V \quad (1.20b)$$

que es la contribución al flujo debido al fenómeno de arrastre.

La ecuación (1.19) es una de las formas que describen el fenómeno de difusión molecular pero además existen otras expresiones como j_A , n_A y N_A . Enunciados equivalentes a la ecuación de Fick, pero solamente se usará la notación de N_A en esta tesis. El coeficiente de difusión D_{AB} es el mismo en todos los casos.

1.3.- El coeficiente de difusión

El coeficiente de difusión o difusividad de masa D_{AB} es definido como el factor de proporcionalidad de la ecuación de Fick. Las dimensiones de este coeficiente son obtenidas de la ecuación (1.10):

$$D_{AB} = - \frac{J_{Ax}}{dc_A/dx} = \left[\frac{M}{L^2 t} \right] \left[\frac{1}{M/L^3 \cdot 1/L} \right] = \frac{L^2}{t} \quad (1.21)$$

La difusividad de masa es una propiedad específica del sistema que depende de la temperatura, presión y composición del sistema.

1.31.- Difusividad de masa en gases.- Jeans (7) y posteriormente Chapman & Cowling (8) estudiaron el coeficiente de difusión de la ley de Fick con mezclas gaseosas a baja densidad usando la teoría cinética de los gases. Sin embargo Hirschfelder, Bird & Spotz (9) obtuvieron mejores resultados en el estudio de la difusividad de masa porque tomaron en cuenta las fuerzas de atracción y repulsión entre las moléculas, usando los potenciales de Lenard-Jones para evaluar las fuerzas intermoleculares, presentando la siguiente ecuación para el coeficiente de difusión para gases no polares (10) y moléculas que no reaccionan:

$$D_{AB} = \frac{0.001858 T^{3/2} (1/M_A + 1/M_B)}{\sigma_{AB}^2 \Omega} \quad (1.22)$$

D_{AB} = Difusividad de masa de A a través de B en cm^2/seg

T = Temperatura absoluta, en $^{\circ}\text{K}$

P = Presión absoluta, en atm

σ_{AB} = Diámetro de colisión (parámetro de Lenard-Jones) en Å

Ω = Integral de colisión

M_A, M_B = Pesos moleculares de A y B respectivamente, en g/g mol

La TABLA B enlista las constantes de los potenciales de Lenard-Jones (11) y la figura No. 2 muestra la forma de obtener la "Integral de Colisión" .

En ausencia de datos experimentales, los valores para componentes puros -- pueden ser estimados a partir de las ecuaciones (1.23) y (1.24):

$$\sigma = 1.18 V_b^{1/3} = 0.341 V_c^{1/3} = 2.44 (T_c/P_c)^{1/3} \quad (1.23)$$

$$\epsilon_A/k = 0.77 T_c = 1.15 T_b \quad (1.24)$$

T A B L A B

CONSTANTES DE LOS POTENCIALES DE LENARD - JONES.

Gas	ϵ/k °K	$\sigma, 10^{-8}$ cm	Gas	ϵ/k °K	$\sigma, 10^{-8}$ cm
Aire	97	3.617	CHCl ₃	327	5.430
Ar	124	3.418	CO	110	3.590
Br ₂	520	4.268	CO ₂	190	3.996
CCl ₄	327	5.881	CS ₂	488	4.438
CH ₄	137	3.882	D ₂	39.3	2.948
C ₂ H ₂	185	4.221	F ₂	112	3.653
C ₂ H ₄	205	4.232	H ₂	38	2.915
C ₂ H ₆	230	4.418	HCl	360	3.305
C ₃ H ₈	254	5.061	HI	324	4.123
n-C ₄ H ₁₀	410	4.997	He	10.2	2.576
i-C ₄ H ₁₀	313	5.341	Hg	851	2.898
n-C ₅ H ₁₂	345	5.769	I ₂	550	4.982
n-C ₆ H ₁₄	413	5.909	Kr	190	3.61
n-C ₈ H ₁₈	320	7.451	N ₂	79.8	3.749
n-C ₉ H ₂₀	240	8.448	NO	91	3.599
Ciclohex.	324	6.093	N ₂ O	237	3.816
C ₆ H ₆	440	5.270	Ne	27.5	2.858
CH ₃ OH	507	3.585	O ₂	88	3.541
C ₂ H ₅ OH	391	4.455	SO ₂	252	4.290
CH ₂ Cl	406	4.579	SnCl ₄	1550	4.540

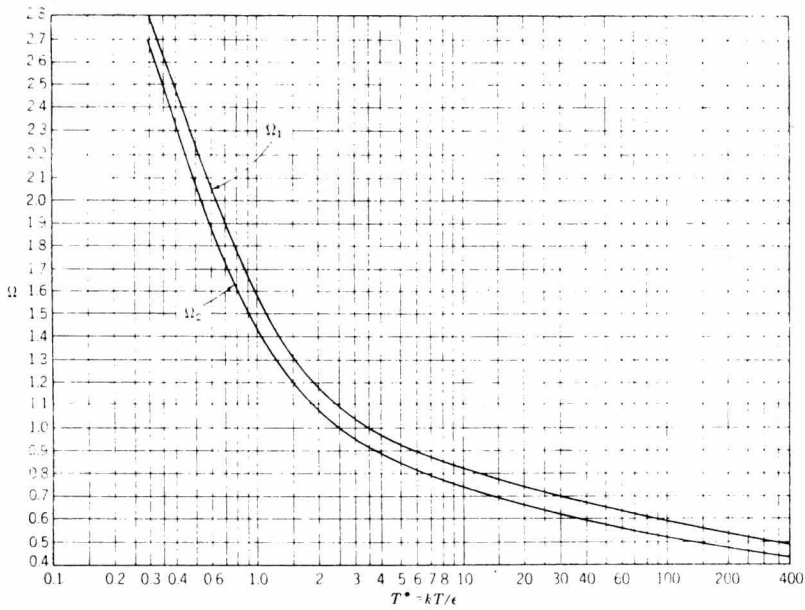


FIG. No. 2.- INTEGRALES DE COLISION: Ω_1, Ω_2 .

P_c = Presión crítica, en atm

V_b = Volumen molar en su punto de ebullición (TABLA C)

T_b = Temperatura normal de ebullición, °K

T_c = Temperatura crítica, en °K

σ = Diámetro de las moléculas perfectamente esféricas

ϵ = Energía de interacción molecular

k = Constante de Boltzman: 1.38×10^{-16}

Para encontrar el volumen molecular en su punto de ebullición normal podemos consultar la TABLA C (12).

Para sistemas binarios compuestos de pares de moléculas no polares, los parámetros de Lenard - Jones de componentes puros pueden ser combinados empíricamente

D = Difusividad de masa, en cm^2/seg

μ = Viscosidad absoluta, $\text{gr}/\text{cm seg}$

A, C = Función de la densidad del fluido específica para la transferencia de masa y -
de momentum respectivamente.

B = Función energética relacionada con el calor latente de vaporización, siendo el
mismo valor para difusión y viscosidad

T = Temperatura absoluta, en $^{\circ}\text{K}$

R = Constante universal de los gases, en unidades consistentes con B y T

Gran cantidad de datos han sido correlacionados y que presentamos en la figura No. 3 (16), donde la función F es graficada contra el volumen molar de soluto.

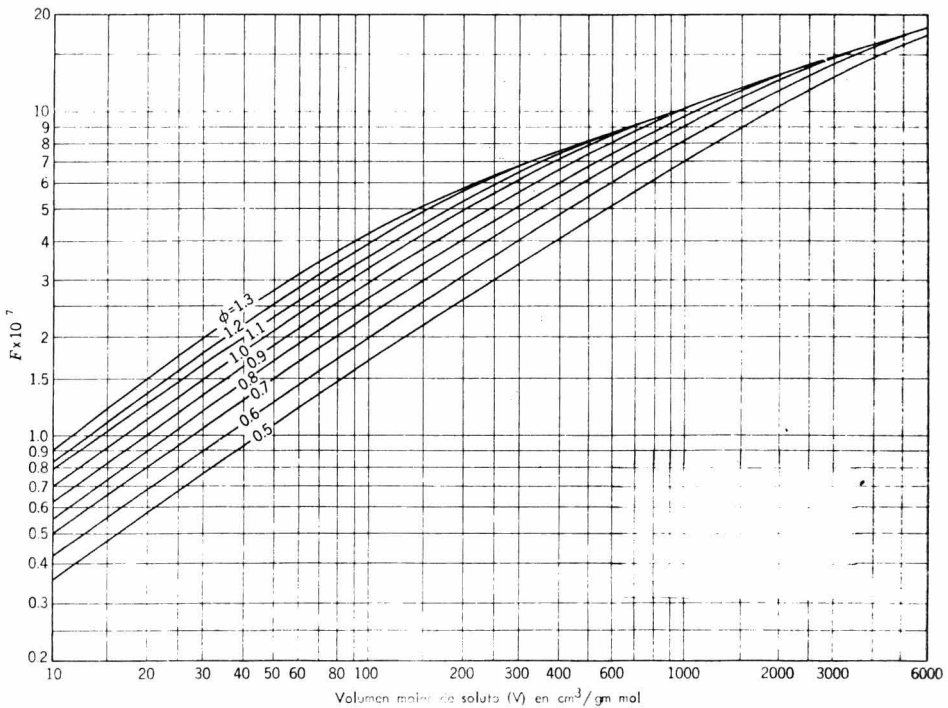


FIG. No. 3.- CORRELACION PARA LAS DIFUSIVIDADES DE LIQUIDOS

por las siguientes relaciones:

$$\sigma_{AB} = \frac{\sigma_A + \sigma_B}{2} \quad (1.25)$$

$$\epsilon_{AB} = \sqrt{\epsilon_A \epsilon_B} \quad (1.26)$$

Estas relaciones pueden ser modificadas por pares de moléculas polar - polar y - polar no polar según los estudios de Hirschfelder, Curtiss & Bird (13).

1.32.- Difusividad másica para líquidos

La difusividad de masa para un sistema líquido binario es complicada por la presencia de dos tipos de especies. Es por eso que la velocidad de difusión es función de las propiedades de los dos componentes.

Glasstone, Laidler & Eyring (14) desarrollaron la teoría de la "Velocidad Absoluta de reacción" encontrando que las ecuaciones para el transporte de masa y momentum que nos serán de utilidad para encontrar la difusividad másica para líquidos:

$$\frac{D}{T} = A e^{-B/RT} \quad (1.27)$$

$$= C e^{B/RT} \quad (1.28)$$

De acuerdo con Wilke (15) las ecuaciones (1.27) y (1.28) son combinadas y definimos una función F :

$$F = \frac{T}{D\mu} = \frac{1}{AE} \quad (1.29)$$

La función φ que aparece en esta figura toma en cuenta ciertas propiedades del solvente que no son tomadas en los valores de los volúmenes molares. Estos volúmenes molares se calculan por adición de volúmenes atómicos para producir el volumen molar (TABLA C).

Para agua $\varphi = 1.0$, metanol $\varphi = 0.82$, benceno 0.7 y para otras sustancias $\varphi = 0.9$.

1.4.- Difusión a través de una película de gas estacionario

El coeficiente de difusión para un gas puede medirse experimentalmente en la celda de difusión de Arnold que se ilustra en la figura No. 4 y consiste de las siguientes partes :

Es un tubo estrecho que se llena parcialmente de un líquido A, el gas B fluye a través del tubo abierto (siendo B un gas inerte e insoluble), el componente A se va

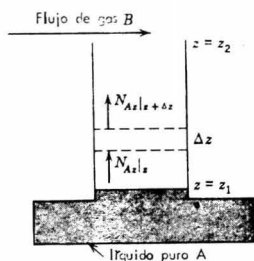


FIG. No. 4.- CELDA DE DIFUSION DE ARNOLD

poriza y se difunde dentro de la fase gaseosa, la velocidad de vaporización puede ser físicamente medida y matemáticamente expresada en términos del flujo molar de masa.

T A B L A C

VOLUMENES ATOMICOS PARA EL CALCULO DE VOLUMENES
MOLARES EN SU PUNTO DE EBULLICION.

Elemento	Volumen Atómico, $\text{cm}^3/\text{gm atomo}$
Aire	29.9
Antimonio	34.2
Arsénico	30.5
Bismuto	48.0
Bromo	27.0
Carbón	14.8
Cloro terminal, como R - Cl	21.6
o en medio, como R - CHCl -R	24.6
Cromo	27.4
Fluoro	8.7
Germanio	34.5
Hidrógeno, en compuestos	3.7
como hidrógeno molecular	7.15
Iodo	37.0
Plomo	46.5-50.1
Mercurio	19.0
Nitrógeno	15.6
- en aminas primarias	10.5
- en aminas secundarias	12.0
Fósforo	27.0

Elemento	Volumen atómico, cm ³ /gr átomo
Oxígeno, doble enlace como -C=O	7.4
ligado a otros elementos:	
- En aldehidos y cetonas	7.4
- En metil ethers	9.9
- En metil esters	11.0
- En ethers y esters grandes	11.0
- En ácidos	12.0
- En uniones con S, P, N	8.3
Silicones	32.0
Azufre	25.0
Estaño	42.3
Titanio	35.7
Vanadio	32.0
Agua	18.8
Zinc	20.4
Para un anillo de tres miembros	
como óxido de etileno	-6.0
Para un anillo de cuatro miembros	
como ciclobutano	-8.5
Para un anillo de cinco miembros	
como el furano	-11.5
Para un anillo de seis miembros	-15.0

Si S es la sección transversal del área, $S \Delta x$ es el volumen controlante, entonces tenemos que mediante un balance de materia sobre ese volumen a régimen permanente tenemos:

$$S N \Big|_{x + \Delta x} + \Delta x - S N_{\Delta x} \Big|_x = 0 \quad (1.30)$$

dividiendo entre $S \Delta x$ y evaluando en el límite cuando Δx tiende a cero, obtenemos la siguiente ecuación diferencial:

$$d/dx N_{Ax} = 0 \quad d/dx N_{Bx} = 0 \quad (1.31)$$

Considerando únicamente el plano x_1 y la restricción de que el gas B es insoluble en el líquido A, entonces nos damos cuenta que N_{Bx} en el plano x_1 es igual a cero y concluimos que N_{Bx} es igual a cero a través de la columna y además de que es un gas estacionario.

El flujo molar constante para A es descrito por la ecuación (1.18)

$$N_{Ax} = -c D_{AB} \frac{dy_A}{dx} + y_A (N_{Ax} + N_{Bx}) \quad (1.18)$$

$$\text{Si } N_{Bx} = 0 \quad N_{Ax} = \frac{c D_{AB}}{1 - y_A} \frac{dy_A}{dx} \quad (1.32)$$

esta ecuación puede ser integrada en las siguientes condiciones de frontera:

$$x = x_1 \quad y_A = y_{A1}$$

$$x = x_2 \quad y_A = y_{A2}$$

Asumiendo que el coeficiente de difusión es independiente de la concentración y

si $d/dx N_{Ax} = 0$, donde N_{Ax} es constante a lo largo del trayecto obtenemos por integración :

$$N_{Ax} \int dx = c D_{AB} \int - \frac{dy_A}{dx} \quad (1.33)$$

resolviendo para N_{Ax} obtenemos:

$$N_{Ax} = \frac{c D_{AB}}{x_2 - x_1} \ln \frac{(1 - y_{A2})}{(1 - y_{A1})} \quad (1.34)$$

la media logarítmica para la concentración de B esta definida por:

$$y_B (lm) = \frac{y_{B2} - y_{B1}}{\ln (y_{B2}/y_{B1})} \quad (1.35a)$$

en el caso de una mezcla binaria, esta ecuación puede ser expresada en términos del componente A como sigue:

$$y_B (lm) = \frac{(1 - y_{A2}) - (1 - y_{A1})}{\ln [(1 - y_{A2}) / (1 - y_{A1})]} = \frac{y_{A1} - y_{A2}}{\ln [(1 - y_{A2}) / (1 - y_{A1})]} \quad (1.35b)$$

Insertando el valor de esta ecuación en la (1.34) obtenemos:

$$N_{Ax} = \frac{c D_{AB}}{x_2 - x_1} \frac{(y_{A1} - y_{A2})}{y_B (lm)} \quad (1.36)$$

que puede ser escrita mediante las expresiones de la página No. 7:

$$c = n/V = P/RT \quad y_A = P_A/P$$

obteniendo una expresión equivalente a la ecuación (1.36):

$$N_{Ax} = \frac{D_{AB} P}{RT (x_2 - x_1)} \frac{(P_{A1} - P_{A2})}{P_B (l_m)} \quad (1.37)$$

Las ecuaciones (1.36) y (1.37) son especiales para la difusión a régimen permanente de un gas a través de un segundo estacionario. Muchas operaciones de transferencia de masa involucran la difusión de un gas a través de otro que no se difunda - como es el caso de la absorción y la humidificación.

1.5.- Contradifusión equimolecular

En la operación unitaria de destilación binaria, cuando los calores latentes molares son esencialmente iguales, el flujo de un componente gaseoso es igual al del otro componente pero actuando en dirección opuesta, esto es: $N_{Ax} = N_{Bx}$, si:

$$N_A + \frac{\partial c_A}{\partial c_T} N_A - R_A = 0 \quad (1.38a)$$

pero al caso de transferencia de masa en régimen permanente, esta ecuación se reduce a $\nabla N_A = 0$ y para la transferencia en la dirección de las x:

$$d/dx N_{Ax} = 0 \quad (1.38b)$$

donde N_{Ax} es constante a lo largo del proceso.

El flujo molar N_{Ax} para sistemas binarios a temperatura y a presión constante es descrito nuevamente por la ecuación (1.18):

$$N_{Ax} = -D_{AB} \frac{dc_A}{dx} + y_A (N_{Ax} + N_{Bx}) \quad (1.18)$$

ahora con la restricción de que $N_{Ax} = N_{Bx}$ y substituyendo este valor en la ecuación (1.18) nos da una ecuación que nos describe el flujo de A llamado contradifusión equimolecular:

$$N_{Ax} = -D_{AB} \frac{dc_A}{dx} \quad (1.39)$$

Esta ecuación puede ser integrada obteniendo:

$$N_{Ax} \int dx = -D_{AB} \int dc_A \quad (1.40)$$

$$N_{Ax} = \frac{D_{AB}}{RT(x_2 - x_1)} (c_{A1} - c_{A2}) \quad (1.41)$$

la concentración molar de A es relacionada con la presión parcial de A según la ecuación (1.4):

$$c_A = n_A/V = p_A/RT \quad (1.4)$$

substituyendo la expresión (1.4) en la (1.41) tenemos:

$$N_{Ax} = \frac{D_{AB}}{RT(x_2 - x_1)} (p_{A1} - p_{A2}) \quad (1.42)$$

las ecuaciones (1.41) y (1.42) son ecuaciones para contradifusión equimolecular a régimen permanente.

1.6.- Relación entre la difusión molecular y la transferencia de masa por convección

La ecuación para transferencia de masa por convección es similar a la de --

Fourier para transferencia de calor por convección, es decir para masa tenemos:

$$N_{Ax} = k_c (\Delta c_A) = (c_{A1} - c_{A2}) \quad (1.43)$$

N_A = Transferencia molar de masa del componente A, en Kg mol/hr mf^2

Δc_A = Diferencia de concentración entre el límite de concentración superficial y la concentración promedio de la corriente de las especies por las que se difunde el componente, Kg mol A/ mf^2

k_c = Coeficiente convectivo de transferencia de masa, en Kg mol A/hr $mf^2 \Delta c_A$

La ecuación (1.43) define al coeficiente k_c en términos del flujo de masa y la diferencia de concentraciones desde la inicial hasta la final. Por esta razón el coeficiente incluye características de flujo laminar y de flujo turbulento.

La ecuación (1.37) obtenida en la difusión a través de una película de gas estacionario, es también usada para describir al coeficiente de transferencia de masa - por convección mediante la teoría de la película. Este concepto está basado en el modelo en el cual la resistencia completa de la difusión de la superficie de un líquido a la corriente del gas se asume que se lleva a cabo por medio de una película estacionaria de espesor delta (Δ).

En otras palabras para este modelo, delta representa el espesor de una capa - de fluido estacionario que ofrece la misma resistencia a la difusión molecular debido al mezclado de fluido en movimiento. Si este modelo es confiable, el coeficiente de transferencia de masa convectivo puede ser expresado en términos del coeficiente de difusión del gas. Si $x_2 - x_1$ es en conjunto igual a delta, la ecuación (1.37) se transforma:

$$N_{Ax} = \frac{D_{AB}}{RT P (lm)} (P_{A1} - P_{A2}) \quad (1.44)$$

y de la ecuación 1.43 tenemos:

$$N_{Ax} = k_c / RT \quad (1.45a)$$

$$N_{Ax} = k_c (c_{A1} - c_{A2}) \quad (1.45b)$$

y como conclusión podemos decir que el coeficiente de película es expresado por :

$$k_c = \frac{D_{AB}}{\delta} \frac{p}{p_B(lm)} \text{ o } k_c = \frac{D_{AB}}{\delta} \frac{c}{c_B(lm)} \quad (1.46)$$

cuando el componente se esta difundiendo a través de un gas estacionario.

Ahora con respecto a la contradifusión equimolecular es interesante notar que el concepto de película es diferente al de difusión en un gas estacionario, pues para este caso la ecuación (1.46) se transforma en :

$$k_c' = \frac{D_{AB}}{\delta} \quad (1.47)$$

esto es posible cuando la concentración de A es muy pequeña y $p_B(lm)$ es esencialmente igual a P. Además según Welty (17) el concepto de película ficticia nos da la sugerencia de que el coeficiente convectivo es directamente proporcional a la difusividad de masa.

Resumiendo lo tratado en este capítulo podemos decir que el coeficiente k_c es - proporcional a la concentración de la difusión a través de una película de gas estacionario e independiente de la concentración en contradifusión equimolecular.

CAPITULO II

TRANSFERENCIA DE MASA POR CONVECCION

	Pag
2.1.- Consideraciones fundamentales	25
2.2.- Derivación de la ecuación de transferencia de masa convectiva en un ducto	27
2.3.- Parámetros significativos	30
2.4.- Análisis dimensional	33
2.5.- Analogías entre la transferencia de energía, momentum y masa	36

2.1.- Consideraciones fundamentales

Cuando el flujo pasa por una superficie se produce una capa de separación que muchas veces es extremadamente delgada y que se encuentra junto a esa superficie donde el flujo es laminar. En una capa la transferencia de masa se lleva a cabo por difusión. La difusión esta presente en cualquier proceso de convección. Ahora si el flujo es turbulento, habra un movimiento de materia por paquetes en forma de remolinos por lo que las distinciones entre el flujo laminar y el turbulento juegan un papel muy importante en los análisis de fenómenos convectivos, siendo esta la razón por la cual se dedicó el capítulo I al estudio de la transferencia de masa en régimen laminar.

Cuando la transferencia de masa es debida a un soluto que se disuelve en régimen permanente desde una superficie sólida y luego se difunde dentro de un fluido en movimiento, la transferencia de masa se define de la siguiente forma:

$$N_A = k_c (c_{As} - c_A) \quad (2.1)$$

N_A = Moles de soluto de A que dejan la interfase por unidad de tiempo y unidad de area interfacial.

c_{As} = Composición del soluto en la interfase y en el fluido, o composición del fluido en equilibrio con el sólido a la presión y temperatura del sistema.

c_A = Composición en algún punto dentro de la fase líquida, o concentración de A en el borde de la capa de separación. Si el fluido pasa por un ducto, entonces sera la composición de bulo.

k_c = Coeficiente de transferencia de masa, en $\frac{\text{Kg mol}}{\text{hr m}^2 (\text{Kg mol/m}^3)}$

Establecido lo anterior podemos definir a la "convección" como la transferencia de masa entre una superficie y un fluido o entre dos fluidos relativamente inmícibles o

el transporte de masa desde la interfase al seno de un fluido por medio de turbulencias.

Las medidas experimentales muestran que a altos Reynolds las difusividades de los gases son hasta de cien veces las de la difusividad molecular y en líquidos son hasta de 10 000 veces. Si la difusión molecular es microscópica la turbulencia es macroscópica y el mecanismo que hace posible esta difusión turbulenta es la aparición de remolinos.

En el flujo turbulento ciertos grupos de moléculas adquieren una velocidad mayor o menor que la que tiene la masa del líquido en ese punto. Se forma entonces un remolino que viajará hasta encontrar un punto en la corriente en el que la velocidad sea la misma que la que tiene y de esta manera desaparecerá el remolino.

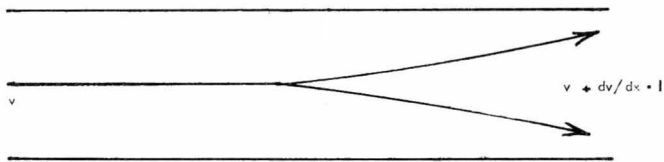


FIG. No. 5.- LONGITUD DE REMOLINO

Analizando la figura No. 5 podemos decir que la Longitud que tiene un remolino fue estudiada por Prandtl (18) donde asume que el remolino lleva una velocidad "v" una longitud "l" que es la distancia necesaria para saltar una turbulencia para alcanzar su velocidad. A la difusividad turbulenta se le representa por ϵ_M y por lo tanto habrá dos tipos de flujo:

Molecular:
$$N_A = - D_{AB} \frac{dc_A}{dx} \quad (2.2a)$$

Turbulento:
$$N_A = - \epsilon_M \frac{dc_A}{dx} \quad (2.2b)$$

y combinando los dos flujos encontramos el flujo total en donde quedan implícitos los dos mecanismos que son simultáneos:

$$N_{\text{tot}} = - (D_{AB} - \epsilon M) \frac{dC_A}{dx} \quad (2.2c)$$

2.2.- Derivación de la ecuación de transferencia de masa convectiva en un ducto

Sea un ducto cilíndrico con las características de la figura No. 6

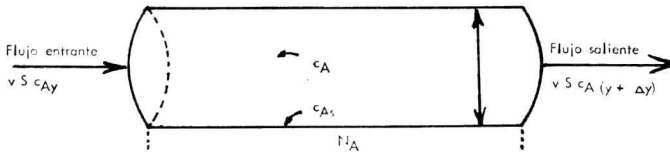


FIG. No. 6.- TUBO O DUCTO CILINDRICO

v = Velocidad del flujo, en mt/seg o ft/seg

S = Area de sección transversal, en mt^2 , ft^2

c_A = Concentración del componente A por unidad de volumen, en Kg mol/m^3

r = Radio del ducto, mt o ft

π = 3.1416

Balance de materia de y a $y + \Delta y$, cuando $r = r$

$$v (\pi r^2) c_{Ay} = v (\pi r^2) c_A (y + \Delta y) + N_A (2 \pi r) \Delta y \quad (2.3)$$

$$N_A = \frac{v r}{2 \Delta y} \left[c_{Ay} - c_A (y + \Delta y) \right] \quad (2.4)$$

Balance cuando $r = r_1$:

$$N_{A1} = \frac{v r_1}{2 \Delta y} \left[c_{Ay} - c_A (y + \Delta y) \right] \quad (2.5)$$

$$N_A = N_{A1} (r/r_1) \quad (2.6)$$

sabiendo que

$$N_{A1} (r/r_1) = - (D - \epsilon_M) \frac{dc_A}{dr} \quad (2.7)$$

según la ecuación (2.2) integramos la ecuación (2.7) a régimen permanente:

$$N_{A1} \int \frac{r dr}{(D_{AB} - \epsilon_M)} = - r_1 \int dc_A \quad (2.8)$$

donde el lado derecho de esta ecuación es $- r_1 (c_{As} - c_A)$ siendo c_A una condición en el centro del tubo que no podemos medir, por lo que hay que substituir este valor por algo que sea medible y así definimos a γ como :

$$\gamma = \frac{c_{As} - \bar{c}_A}{c_{As} - c_A} \quad (2.9)$$

por lo que la ecuación (2.8) queda:

$$N_{A1} \int \frac{r dr}{(D_{AB} - \epsilon_M)} = - \gamma_1 (c_{As} - c_A) = - \frac{\gamma_1}{\gamma} (c_{As} - \bar{c}_A) \quad (2.10)$$

en la integral de la ecuación (2.10) aparece el término ϵ_M que es función de "v y r" por lo que definiremos una difusividad de masa promedio que es constante ($\bar{\epsilon}_M$) :

$$\int \frac{r - dr}{(D_{AB} - \bar{\epsilon}_M)} = \frac{1}{(D_{AB} - \bar{\epsilon}_M)} \int r dr = \frac{r_1^2}{2(D_{AB} - \bar{\epsilon}_M)} \quad (2.11)$$

Igualando (2.10) y (2.11) obtenemos:

$$\frac{N_{A1}}{2(D_{AB} - \bar{\epsilon}_M)} = - (c_{As} - \bar{c}_A) \quad (2.12)$$

si $r_1 = D'/2$, siendo D' el diámetro del ducto, la ecuación (2.12) queda:

$$N_A = - \frac{4(D_{AB} - \bar{\epsilon}_M)}{\gamma D'} \quad (2.13)$$

ahora definiendo un factor k_c de proporcionalidad (coeficiente):

$$k_c = - \frac{4(D_{AB} - \bar{\epsilon}_M)}{\gamma D'} \quad (2.14)$$

por lo tanto:
$$N_A = k_c (\bar{c}_A - c_{As}) \quad (2.15)$$

Esta definición muestra que k_c es una función compleja de lo siguiente:

De la transferencia por difusión y turbulencia; de la distribución de velocidades, de las concentraciones indicadas por γ y de la geometría del sistema D' . Además podemos decir que k_c es función de las características de flujo ya que depende de " v ". Para terminar diremos que el coeficiente de transferencia de masa es función de la concentración (o de la presión en los gases) en la difusión de un componente a través de un gas estacionario.

2.3.- Parámetros significativos

Estos parámetros son números adimensionales frecuentemente usados en convección, así tenemos que en transferencia de momentum encontramos el número de Reynolds y el de Euler; en transferencia de calor tenemos el Prandtl y el Nusselt. En transferencia de masa también existen estos números adimensionales que son de gran utilidad. En esta parte consideraremos algunos de estos y su interpretación física.

Las difusividades moleculares de los tres fenómenos de transporte se han definido de la siguiente forma:

$$\text{Difusividad de momentum:} \quad \nu = \mu/\rho \quad (2.16a)$$

$$\text{Difusividad térmica:} \quad \alpha = k/\rho C_p \quad (2.16b)$$

$$\text{Difusividad de masa:} \quad D_{AB} \quad (2.16c)$$

$$\nu = \text{Difusividad cinemática, en Stokes} = \text{cm}^2/\text{seg}$$

$$\mu = \text{Viscosidad dinámica, en Poises} = \text{g/cm seg}$$

$$k = \text{Coeficiente de conductividad térmica, en cal/hr m } ^\circ\text{C}$$

$$C_p = \text{Capacidad calorífica molar, en cal/Kg } ^\circ\text{C}$$

$$\rho = \text{Densidad del fluido, en Kg/m}^3 \text{ o lb/cu ft}$$

como sabemos estas difusividades tienen dimensiones de $L^2 t^{-1}$ por lo que la razón entre las difusividades será adimensional y así tenemos que la relación de la difusividad de momentum a la difusividad de masa es designada como número de Schmidt (Sc):

$$\frac{\text{Difusividad de momentum}}{\text{Difusividad de masa}} = Sc = \frac{\nu}{D_{AB}} = \frac{\mu}{\rho D_{AB}} \quad (2.17)$$

El número de Schmidt tiene un papel muy importante en transferencia de masa - y es análogo al número de Prandtl en transferencia de calor: C_p/k . La difusividad ter

La difusividad de masa es designada como número de Lewis (Le):

$$\frac{\text{Difusividad térmica}}{\text{Difusividad de masa}} = \text{Le} \equiv \frac{k}{C_p D_{AB}} \quad (2.18)$$

El número de Lewis se encuentra en procesos de transferencia de calor y masa simultáneos, humidificación, secado, etc. Cada uno de estos parámetros puede ser tratado como una propiedad del sistema que se está difundiendo, es decir:

Considérese la transferencia de masa de soluto A de un sólido a un fluido que pasa a través de una superficie sólida los perfiles de concentración se dibujan en la figura No. 7 .

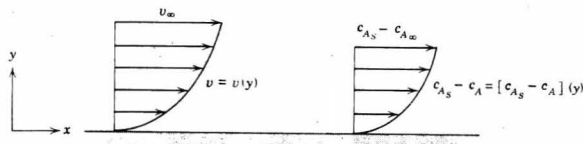


FIG. No. 7.- PERFILES DE CONCENTRACION

Para este caso la transferencia de masa entre la superficie y el fluido puede ser escrita de la siguiente forma:

$$N_A = k_c (c_{As} - c_{A\infty}) \quad (2.19)$$

mientras que la transferencia en la superficie es por difusión molecular:

$$N_A = -D_{AB} \left. \frac{dc_A}{dy} \right|_{y=0} \quad (2.20)$$

cuando la composición de c_{As} en la superficie sólido fluido es constante, la ecuación se simplifica:

$$N_A = -D_{AB} \left. \frac{d(c_A - c_{As})}{dy} \right|_{y=0} \quad (2.21)$$

la ecuación (2.19) y (2.21) pueden ser igualadas porque definen al mismo flujo del componente A dejando la superficie y entrando al fluido:

$$\frac{k_c L}{D_{AB}} = - \frac{d(c_A - c_{As})/dy}{(c_{As} - c_\infty)} \quad (2.22)$$

multiplicando ambos miembros por una longitud L , obtenemos la siguiente expresión adimensional:

$$\frac{k_c L}{D_{AB}} = \frac{-d(c_A - c_{As})/dy}{(c_{As} - c_A)/L} \quad (2.23)$$

El lado derecho de esta ecuación, es la razón del gradiente de concentración en la superficie, al gradiente de concentración global y se puede interpretar como la razón de la resistencia del transporte molecular de masa.

Al cociente $k_c L/D_{AB}$ se le conoce como número de Nusselt (Nu_{AB}) para la transferencia de masa aunque algunos autores (19) lo nombran también como número de Sherwood (Sh).

Estos tres parámetros Sc , Nu_{AB} y Le se encuentran frecuentemente en el análisis de transferencia de masa por convección.

2.4.- Análisis dimensional

El análisis dimensional predice varios parámetros adimensionales, los cuales son de gran ayuda en las correlaciones de datos experimentales. Existen dos procesos de transferencia de masa que se considerarán:

- Transferencia dentro de una corriente fluyendo en convección forzada.
- Transferencia dentro de una fase cuyo movimiento es debido a convección natural.

2.4.1.- Transferencia dentro de una corriente fluyendo en convección forzada

Esta transferencia se estudia considerando un fluido que corre a través de un conducto circular. La masa es transferida entre las paredes del conducto y la masa del fluido es debida a una fuerza motriz de concentraciones ($c_{As} - c_A$). Las variables sus símbolos y representación dimensional se enlistan a continuación:

VARIABLE	SIMBOLO	DIMENSIONES
Diámetro del tubo	D	L
Densidad del fluido	ρ	$M L^{-3}$
Viscosidad del fluido	μ	$M L^{-1} T^{-1}$
Velocidad del fluido	v	$L T^{-1}$
Difusividad del fluido	D_{AB}	$L^2 T^{-1}$
Coefficiente de transf. de masa	k_c	$L T^{-1}$

Estas variables incluyen términos descriptivos de la geometría del sistema, el flujo, las propiedades del fluido y la cantidad que es de interés primordial.

Mediante el método de Buckingham (20) de agrupación de variables, podemos

determinar que serán tres grupos dimensionales con D_{AB} , ρ , D como variables centrales, los tres grupos son:

$$\Pi_1 = D_{AB}^a \rho^b D^c k_c$$

$$\Pi_2 = D_{AB}^d \rho^e D^f v$$

$$\Pi_3 = D_{AB}^g \rho^h D^i$$

Escribiendo Π_1 en forma dimensional

$$\Pi_1 = D_{AB}^a \rho^b D^c k_c$$

$$\Pi_1 = (L^2/T)^a (M/L^3)^b (L)^c (L/T)$$

igualando los exponentes de las dimensiones a ambos lados de la ecuación, tenemos:

$$L: 0 = 2a - 3b - c - 1$$

$$t: 0 = -a - 1$$

$$M: 0 = b$$

La solución a estas tres ecuaciones para tres exponentes desconocidos:

$$a = 1$$

$$b = 0$$

$$c = 1$$

y así $\Pi_1 = k_c D/D_{AB}$ que es el número de Nusselt para la transferencia de masa o número de Sherwood. Los otros tres grupos Π_i pueden ser obtenidos de manera similar:

$$\Pi_2 = \frac{D_v}{D_{AB}} \quad \Pi_3 = \frac{\mu}{\rho D_{AB}} = Sc$$

Dividiendo Π_2 entre Π_3 obtenemos:

$$\frac{\Pi_2}{\Pi_3} = \left[\frac{D_v}{D_{AB}} \right] \left[\frac{D_{AB} \rho}{\mu} \right] = \frac{D_v \rho}{\mu} = Re$$

El resultado del análisis dimensional por convección forzada en ductos circulares indica la siguiente correlación:

$$Nu_{AB} = f(Re, Sc) \quad (2.24)$$

2.42.- Transferencia dentro de una fase cuyo movimiento es debido a convección natural

Las corrientes de convección natural se desarrollan si existe una variación en la densidad dentro un líquido o fase gaseosa. La variación en la densidad puede ser debida a diferencias de temperaturas o a diferencias grandes de concentración.

Un análisis similar al anterior se hace para este tipo de transferencia, obteniéndose el siguiente resultado:

$$Nu_{AB} = f(Gr_{AB}, Sc) \quad (2.25)$$

Gr_{AB} = Número de Grashof

Para ambos mecanismos, convección natural y forzada, las relaciones que se han obtenido mediante el análisis dimensional sugieren por los hechos experimentales que las variables se pueden reducir a tres en lugar de las seis tratadas. Esta disminución

en variables trajo como consecuencia científica la creación de las correlaciones que -- son ecuaciones empíricas desarrolladas por diversos investigadores y que en el capítulo VI de esta tesis veremos las obtenidas para Destilación en torres empacadas.

2.5.- Analogías entre la transferencia de momentum, energía y masa

Las analogías son una herramienta útil para el entendimiento de los fenómenos de transferencia y profesionalmente sirven para predecir el comportamiento de sistemas para -- los cuales hay pocos datos cuantitativos. Todas las analogías tratan de encontrar las semejanzas existentes entre los diferentes transportes: masa, energía y momentum.

Para que pueda aplicarse una analogía se requiere que existan las siguientes - condiciones dentro del sistema:

- 1.- Que las propiedades físicas se mantengan constantes
- 2.- Que no se produzca energía o masa dentro del sistema. Esto no implica que una - reacción homogénea pueda ocurrir
- 3.- Que no haya emisión o absorción de energía radiante
- 4.- Que no haya disipación de la viscosidad
- 5.- Que el perfil de velocidad no sea afectado por la transferencia de masa.

2.5.1.- Analogía de Reynolds.- El primer reconocimiento del conocimiento del comportamiento análogo de la transferencia de momentum y energía fue reportado por - Reynolds (21). Aunque esta analogía este limitada en su aplicación ha servido como base para el asentamiento de nuevas y mejores teorías.

Reynolds postuló que los mecanismos de transferencia de momentum y energía - eran idénticos. Como se sabe en régimen laminar el número de Prandtl es igual a la

unidad. Es decir si consideramos un flujo laminar sobre un plato donde $Sc = 1$, la concentración y los perfiles de velocidad dentro de las condiciones de frontera estan relacionados por :

$$\frac{\partial}{\partial y} \left[\frac{c_A - c_{As}}{c_A - c_{As}} \right] \Big|_{y=0} = \frac{\partial}{\partial y} (v_x/v_\infty) \Big|_{y=0} \quad (2.26)$$

c_A = Composición del soluto A dentro de la fase fluida, en Kg mol o lb mol

c_{As} = Composición del soluto en la interfase

c_A = Composición del soluto A en el fluido

v_∞ = Velocidad del fluido

Recordando que un plato cercano a la frontera "y" es igual a cero, se puede expresar el flujo de masa en términos de la difusividad de masa :

$$N_{Ay} = - D_{AB} \frac{\partial}{\partial y} (c_A - c_{As}) \Big|_{y=0} = k_c (c_{As} - c_{A\infty}) \quad (2.27)$$

Podemos combinar las ecuaciones (2.26) y (2.27) para que nos relacionen el coeficiente de transferencia de masa y el gradiente de velocidad de la superficie :

$$k_c = \frac{\mu}{\rho v_\infty} \cdot \frac{\partial v_x}{\partial y} \Big|_{y=0} \quad (2.28)$$

El factor de fricción c_f se relaciona de la misma manera con el gradiente de velocidad :

$$c_f = \frac{2 \mu (\partial v_x / \partial y) \Big|_{y=0}}{\rho v_\infty^2} = \frac{\tau_0}{\rho v_\infty^2 / 2} \quad (2.29)$$

Usando la ecuación (2.29), podemos reorganizar la ecuación (2.28) para obtener la transferencia de masa según esta analogía y solo es aplicable a los sistemas en los cuales el número de Schmidt es igual a uno:

$$k_c/v = c_f/2 \quad (2.30)$$

esta ecuación no debe usarse para describir situaciones en las que existe el fenómeno de arrastre.

2.52.- Analogía de Chilton - Colburn.- En el análisis de la transferencia de masa por el método de la capa de separación, se encuentra una expresión para una solución que pasa a través de un plato.

$$Nu_{AB} = 0.33 Re^{1/2} Sc^{1/3} \quad (2.31)$$

Nu_{AB} = Número de Nusselt (adimensional)

Re = Número de Reynolds (adimensional)

Sc = Número de Schmidt (adimensional)

Si ambos lados de la ecuación se dividen entre el $Re_x Sc^{0.33}$ obtenemos:

$$\frac{Nu_{AB}}{Re_x Sc^{1/3}} = \frac{0.332}{Re_x^{1/2}} \quad (2.32)$$

Esta ecuación resume la analogía de Chilton - Colburn (22) (23) cuando se substituye dentro de la expresión la solución de Blasius (24) hasta el límite del régimen laminar:

$$\frac{Nu_x AB}{Re_x Sc^{1/3}} = \frac{Nu_x AB}{Re_x Sc} Sc^{2/3} = c_f/2 \quad (2.33a)$$

El factor $Nu_{xAB} / Re_x Sc^{2/3} = (k_c / v_\infty) Sc^{2/3}$ fue desarrollado empíricamente por Chilton & Colburn y simbolizado como i_D . Esta analogía es válida para gases y líquidos dentro de un rango de $0.6 < Sc < 2500$.

La analogía de Reynolds se encuentra implícita en la analogía de Colburn - pues como ya vimos aquella es válida para $Sc = 1$.

La analogía de Colburn para transferencia de calor es:

$$i_h = h / \rho v_\infty C_p \cdot Pr^{2/3} = c_f / 2 \quad (2.34)$$

Por lo que podemos decir que la analogía completa es:

$$i_h = i_D = c_f / 2 \quad (2.35)$$

i_D, i_H = Factores empíricos para la analogía de Chilton & Colburn

Pr = Número de Prandtl (adimensional)

Esta analogía relaciona los tres tipos de mecanismos en una sola expresión y que es satisfactoria para geometrías en las cuales no se forma el fenómeno de arrastre. Además es válida para gases y líquidos en los cuales los rangos son los siguientes $0.6 < Sc < 2500$ y $0.6 < Pr < 100$.

2.53.- Analogías de Prandtl y Von Kármán (25).- En el estudio de transferencia de calor y momentum la analogía para estos transportes se desarrolla considerando el efecto de completa turbulencia. El mismo razonamiento puede ser usado para transferencia de masa y así Prandtl obtiene la siguiente expresión:

$$Nu_{AB} = \frac{(c_f/2) Re Sc}{1 - 5 (c_f/2)^{1/2} (Sc-1)} \quad (2.47)$$

Von Karmán extendió la analogía de Prandtl considerando lo que él llamó un estrato regulante, porque en la analogía de Prandtl las difusividades de momentum y masa de los remolinos se consideraban despreciables para el sustrato laminar. El estrato regulante se adicionaba al sustrato laminar y turbulencia total. Esta expresión a barca los tres fenómenos de transporte y su ecuación es la siguiente:

$$Nu_{AB} = \frac{c_f Re Sc}{1 - 5 (c_f/2)^{1/2} Sc - 1 - \ln [(1 - 5 Sc)/6]} \quad (2.37)$$

CAPITULO III

TRANSFERENCIA DE MASA EN LA INTERFASE

	Pag
3.1.- Consideraciones generales	42
3.2.- Equilibrio	43
3.3.- Teoría de la doble resistencia	46
3.4.- Coeficientes individuales de transferencia de masa	48
3.5.- Coeficientes globales de transferencia de masa	51

3.1.- Consideraciones generales

En los capítulos anteriores hemos visto la transferencia de masa dentro de una sola fase pero muchas operaciones industriales, involucran la transferencia de masa de una fase a otra. Estas dos fases pueden ser dos líquidos inmiscibles; o sino una corriente de gas en contacto con un líquido o con un fluido pasando a través de un sólido. Como ejemplo de este tipo de operación tenemos la operación unitaria de Destilación que separa los componentes de una solución y que depende de la distribución de las sustancias dentro de la fase líquida y gaseosa.

En este capítulo se apreciará que la velocidad de difusión dentro de cada fase depende del gradiente de concentración que hay dentro de ella. Al mismo tiempo se verá que dichos gradientes del sistema interfacial son signo inequívoco de la existencia de un equilibrio (26) que al alcanzarse, la difusión tendrá como valor cero. Es por eso necesario hablar del Equilibrio.

En la transferencia de masa de una fase a otra hay tres procesos que intervienen

- 1.- Las moléculas viajan por difusión molecular y turbulenta desde una fase a la interfase.
- 2.- Esas moléculas pasan a través de la interfase y
- 3.- Se difunden a la otra fase.

La existencia de una interfase es una hipótesis lógica, ya que no podemos medir u observar las condiciones en la interfase. Sabemos que hay un fuerte gradiente de concentración cuando una fase cambia a otra, pero no estamos seguros si esta zona se extiende a una molécula o a cien moléculas dentro de la fase. La profundidad de esta zona produce la diferencia en la resistencia interfacial. Sin embargo, cuando consideramos el Equilibrio no hay transferencia neta, de modo que las composiciones de las -

fases son uniformes.

Como no hay transferencia de masa, no hay fuerza directora o fuerza motriz - (como la llamaremos indistintamente de esta página en adelante). Si las fases no están en equilibrio las masas se transfieren a una velocidad determinada que depende del alejamiento del equilibrio.

3.2.- Equilibrio

Siempre que una sustancia se distribuye entre dos fases se origina una composición fija cuando se alcanza el equilibrio.

El transporte de especies "A" ya sea por difusión o convección es función de un gradiente de concentración en una sola fase. Lo que nos indica este gradiente, es la existencia de un equilibrio en esta fase, lógicamente cuando se establece éste el gradiente de concentración y el coeficiente de difusión de "A" son iguales a cero.

La transferencia entre dos fases también requiere la existencia de condiciones de desequilibrio entre las concentraciones de cada fase y esta es la razón primordial de considerar al Equilibrio, como una ayuda para la mejor comprensión de la transferencia de masa en la interfase.

Consideremos la absorción de un soluto A en un sistema de dos fases: líquida y gaseosa. Es decir "A" se encuentra formando una mezcla con el gas y al ponerse en contacto con el líquido, el soluto empieza a disolverse en éste por lo que el soluto es transferido hacia la fase líquida en la cual es soluble.

Si la mezcla gas - líquido es mantenida por cierto tiempo, entonces se establece un equilibrio dinámico entre las dos fases.

Esta condición de equilibrio puede ser alterada por la introducción de mas solu-

to ; pero después de un cierto tiempo un nuevo equilibrio se alcanzará con nuevos valores de c_A y p_A .

Comunmente se emplean fracciones moles como unidades de concentración. Esto es útil particularmente cuando se emplea la ley de Raoult para calcular el equilibrio a partir de presiones de vapor .

$$\bar{p}_A = P_A x_A \quad (3.1)$$

y si el gas es ideal:
$$y_A = p_A / P_t = \frac{P_A x_A}{P_t} \quad (3.2)$$

x_A = Fracción mol de A en el líquido

y_A = Fracción mol de A en el vapor

P_A = Presión de vapor del componente A

p_A = Presión parcial del componente A

P_t = Presión total

Las figuras No. 8a y 8b ilustran los conceptos del Equilibrio que son frecuentemente usadas en Destilación. La primera es una distribución de equilibrio de un soluto entre una fase gaseosa y una líquida, la segunda es un diagrama típico de la fracción mol de "A" contra la temperatura a presión constante.

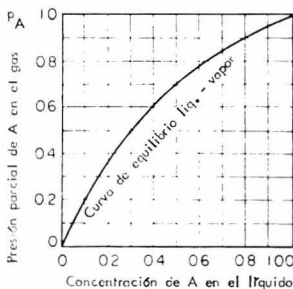


FIG. No. 8a

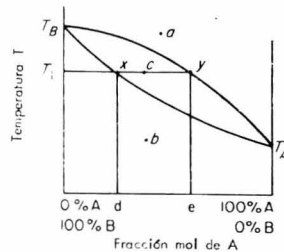


FIG. No. 8b

Para sistemas binarios en donde "A" es el componente mas volátil y "B" el menos volátil y si se aplica la ley de Raoult:

$$\frac{y_A x_B}{x_A y_B} = \frac{P_A}{P_B} \quad (3.3)$$

donde: $y_B = 1 - y_A$ $x_B = 1 - x_A$

$$\frac{y_A}{x_A} \frac{1 - x_A}{1 - y_A} = \frac{P_A}{P_B} = \alpha_{AB} \quad (3.4)$$

α_{AB} = Volatilidad relativa de A y B

Existe además un término llamado constante de equilibrio (K) o coeficiente de distribución y que esta definido como la relación de las fracciones peso soluto en las dos fases:

$$K = \frac{y}{x} \quad (3.5)$$

Una de las herramientas mas útiles para el estudio del equilibrio entre las dos fases es la Regla de las Fases de J. Willard Gibbs :

$$0 = C + 2 - F \quad (3.6)$$

C = Número de componentes en el sistema

F = Número de fases del sistema

0 = Número de variables intensivas que pueden ser variadas independientemente.

Si la regla de las fases se aplica al equilibrio vapor-líquido para una mezcla de etanol - agua se encuentra que :

$$C = 2$$

$$F = 2$$

$$O = 2$$

es decir que se pueden fijar dos variables. Las dos pueden ser cualquier combinación - de temperatura, presión y concentración. En general los siguientes principios son comunes para aquellos sistemas que dan lugar a la distribución de una sustancia entre dos fases :

- 1.- A condiciones específicas como presión-temperatura, hay un conjunto de reacciones de equilibrio que se pueden mostrar gráficamente como una curva de distribución - de equilibrio.
- 2.- Cuando un sistema esta en equilibrio no hay transferencia de masa neta entre las dos fases.
- 3.- Cuando un sistema no esta en equilibrio los componentes serán transportados de tal forma que el sistema tienda al equilibrio si se le da suficientemente tiempo al sistema.

3.3.- Teoría de la doble resistencia

El caso de la difusión de un soluto en una fase hay solo una película y solo se utiliza un coeficiente. En el caso de la absorción de un gas por un líquido, el soluto debe difundirse hacia fuera de un fluido y entra a la otra fase. Como el soluto se difunde de la fase gas a la fase líquida deben existir gradientes de concentración en la dirección de la difusión dentro de cada fase.

En la fase gaseosa la resistencia a la difusión se encuentra mayormente dentro - de una delgada película laminar en la interfase, pero también hay parte en la zona --

turbulenta del gas. Una situación similar existe en el líquido. A la transferencia del componente "A" desde el gas hasta el líquido se ilustra gráficamente en la figura No. 9 :

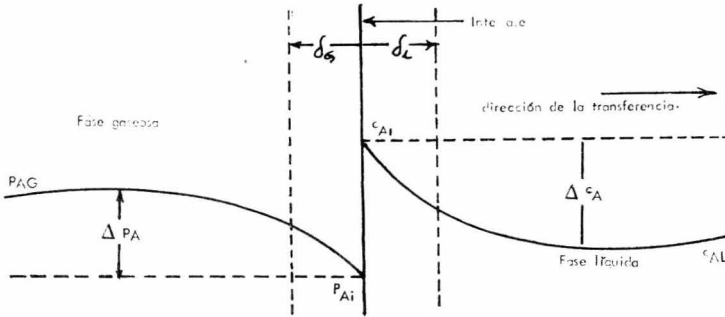


FIG. No. 9.- GRADIENTES DE CONCENTRACION ENTRE DOS FASES

La concentración promedio de "A" en la fase gaseosa es p_{AG} y la concentración en la interfase es p_{Ai} . En la fase líquida la concentración varía desde c_{Ai} en la interfase hasta c_{AL} que es la concentración promedio en la fase líquida. Las concentraciones p_{AG} y c_{AL} no son los valores en el equilibrio pues de otra manera no habría difusión de soluto.

El concepto de las dos capas o doble resistencia fue sugerido por Whitman (27) (28) y ha sido de gran utilidad para entender los procesos de difusión entre los fluidos. Whitman también sugirió que no habría resistencia a la transferencia del soluto en la interfase. Como no hay una apreciable resistencia a la difusión en la interfase se supone que las dos fases están en equilibrio en todos los puntos sobre la superficie de contacto.

En el caso de la transferencia entre un gas y un líquido, la concentración c_{Ai} y la presión p_{Ai} en la interfase están relacionadas por las condiciones en el equilibrio.

En otras palabras p_{Ai} es la presión parcial del soluto sobre una solución de concentración c_{Ai} .

3.4.- Coeficientes individuales de transferencia de masa

Limitando nuestro estudio a la transferencia de masa en régimen permanente podemos decir que la velocidad de difusión del componente A en la dirección de las "x" (según la figura No. 1) a cada lado de la interfase esta dado por las ecuaciones (3.7a) y (3.7b) :

$$N_{Ax} = k_G (p_{AG} - p_{Ai}) \quad (3.7a)$$

$$N_{Ax} = k_L (c_{Ai} - c_{AL}) \quad (3.7b)$$

N_{Ax} = Velocidad de transferencia de masa de A en el eje de las "x"

p_{AG} = Presión parcial de A en la fase gaseosa

p_{Ai} = Presión parcial de A en la interfase

c_{Ai} = Concentración de A en la interfase

c_{AL} = Concentración de A en la fase líquida

k_G y k_L = Coeficiente individual de transferencia de masa en la fase gaseosa y en la fase líquida respectivamente, en :

$$\frac{\text{(moles de A transferidos)}}{\text{(tiempo) (area interfacial) } (\Delta P)} \quad \text{y} \quad \frac{\text{(moles de A transferidos)}}{\text{(tiempo) (area interfacial) } (\Delta C)}$$

Bajo las condiciones de estado estable, el flujo de masa en una fase es igual al flujo de masa en la segunda fase.

Combinando las ecuaciones (3.7a) y (3.7b) obtenemos:

$$N_{Ax} = k_G (p_{AG} - p_{Ai}) = k_L (c_{AL} - c_{Ai}) \quad (3.9)$$

La razón de los dos coeficientes de transferencia de masa puede ser obtenida - mediante la ecuación (3.9):

$$-\frac{k_L}{k_G} = \frac{p_{AG} - p_{Ai}}{c_{AL} - c_{Ai}}$$

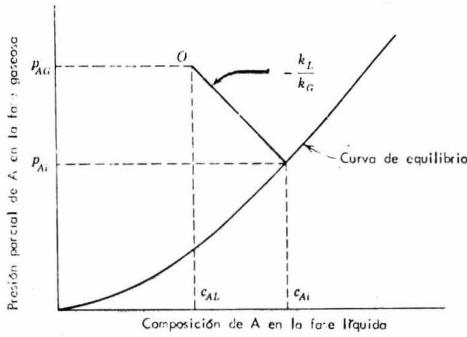


FIG. No. 10.- COMPOSICION INTERFACIAL PREDECIDA POR LA TEORIA DE LA DOBLE RESISTENCIA

Mediante la figura No. 10 podemos visualizar la aplicación de la ecuación (3.9), pues esta ecuación es útil para la evaluación de las composiciones interfaciales para un conjunto específico de composiciones globales representadas por el punto O.

Cuando transferimos masa en un equipo industrial, generalmente se usan diferentes unidades tanto para la fase gaseosa como para la fase líquida, esto tiene por consecuencia que los coeficientes de transferencia de masa individuales estén dados en diferentes tipos de unidades. También es necesario tomar en cuenta el mecanismo de trans-

T A B L A D

COEFICIENTES INDIVIDUALES DE TRANSFERENCIA DE MASA

Fase gaseosa		
Ecuación de velocidad		Unidades del coeficiente
Difusión de un gas a través de otro estacionario	Contradifusión equimolecular	
$N_A = k_G \Delta P_A$	$N_A = k_G' \Delta P_A$	moles de A transferidos ----- (tiempo) (area) (presión)
$N_A = k_C \Delta c_A$	$N_A = k_C' \Delta c_A$	moles de A transferidos ----- (tiempo) (area) (mol/vol)
$N_A = k_Y \Delta y_A$	$N_A = k_Y' \Delta y_A$	moles de A transferidos ----- (tiempo) (area) (frac. mol)
$N_A = k_Y \Delta Y_A$		moles de A transferidos ----- (tiempo) (area) (mol A/mol B)
Fase líquida		
$N_A = k_L \Delta c_A$	$N_A = k_L' \Delta c_A$	moles de A transferidos ----- (tiempo) (area) (mol/volumen)
$N_A = k_x \Delta x_A$	$N_A = k_x' \Delta x_A$	moles de A transferidos ----- (tiempo) (area) (fraccion mol)

$$k_G = k_Y/P = k_C/RT$$

$$k_G = k_Y'/P = k_C'/RT$$

$$k_L = k_x/c$$

$$k_L' = k_x'/c$$

$$k_G' = k_G P_B(lm)/P$$

$$k_Y' = k_Y P_B(lm)/P$$

$$k_C' = k_C P_B(lm)/P = k_C c(lm)/C$$

$$k_L' = k_L c_B(lm)/C = k_L x_B(lm)$$

$$k_x' = k_x B(lm)$$

porte, es decir si es a través de un gas estacionario (k) o si es contradifusión equimolecular (k'), por lo que se presentan en la TABLA D. Esta tabla es muy útil ya que ella explica el porque éstos tienen diferentes unidades y sus interrelaciones entre ellos.

3.5.- Coeficientes globales de transferencia de masa

Normalmente es imposible medir la presión parcial y la concentración en la interfase.

Es por tanto conveniente emplear coeficientes globales basados en una fuerza motriz global entre las composiciones de masa: p_{AG} y c_{AL} . Un coeficiente global puede ser definido en términos de una fuerza motriz de concentración según las ecuaciones - (3.10a) y (3.10b) :

$$N_A = K_G (p_{AG} - p_A^*) \quad (3.10a)$$

$$N_A = K_L (c_A^* - c_{AL}) \quad (3.10b)$$

p_A^* = Presión parcial de A en equilibrio con la composición de bulto de la fase líquida, es decir con c_{AL}

c_A^* = Concentración de A en equilibrio con la composición de bulto de la fase gaseosa, es decir con p_{AG}

K_G y K_L = Coeficiente global de transferencia de masa en la fase gaseosa y en la fase líquida respectivamente, con las mismas unidades que los coeficientes individuales.

La figura No. 11 ilustra las fuerzas motrices asociadas a cada fase y las fuerzas motrices globales.

La razón de la resistencia en una fase individual a la resistencia total, esta -

determinada por las relaciones (3.11) y (3.12) :

$$\frac{P_A}{P_{A t}} = \frac{1/k_G}{1/K_G} \quad (3.11)$$

$$\frac{\text{resistencia en la fase líquida}}{\text{resistencia global en ambas fases}} = \frac{c_A}{c_{A t}} = \frac{1/k_L}{1/K_G} \quad (3.12)$$

una relación entre estos coeficientes globales e individuales puede ser obtenida cuando la relación de equilibrio es lineal :

$$P_{Ai} = m c_{Ai} \quad (3.13)$$

esta ecuación se cumple siempre a concentraciones bajas, que es cuando se obedece la ley de Henry, entonces $m = H$. Generalmente en sistemas de transferencia de masa "m" es igual a la pendiente de la curva de equilibrio a una concentración dada.

Introduciendo el factor K_G en la ecuación (3.11) obtenemos:

$$\frac{1}{K_G} = \frac{P_{AG} - P_{A^*}}{N_{Ax}} = \frac{P_{AG} - P_{Ai}}{N_{Ax}} + \frac{P_{Ai} - P_{A^*}}{N_{Ax}} \quad (3.14)$$

y en términos del factor m:

$$\frac{1}{K_G} = \frac{P_{AG} - P_{Ai}}{N_{Ax}} + m \frac{c_{Ai} - c_{AL}}{N_{Ax}} \quad (3.15)$$

substituyendo las ecuaciones (3.13) y (3.14) en la ecuación (3.12) obtenemos una expresión que relaciona al coeficiente global con el individual :

$$1/K_L = 1/m k_G + 1/k_L \quad (3.18)$$

Ahora consideremos el caso de un soluto en la fase gaseosa que es muy soluble en la fase líquida tal que pequeños cambios de el soluto en la fase gaseosa producen - grandes cambios en la composición del soluto en la fase líquida, como se indica en la figura No. 12 :

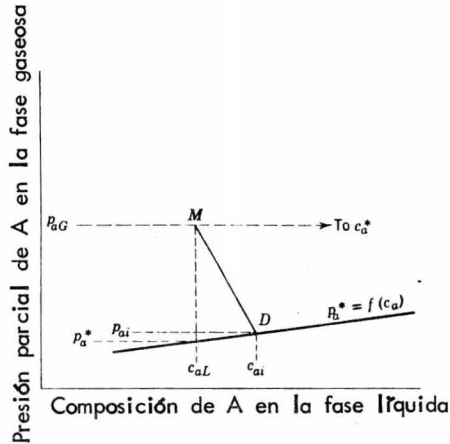


FIG. No. 12.- RESISTENCIA CONTROLANTE (FASE GASEOSA)

donde m es la concentración en la fase de interés. El factor de distribución " m " de la ecuación (3.13) es muy pequeño, tal que $m \rightarrow 0$ por lo tanto:

$$(P_{Ai} - P_{AG}) \rightarrow (P_A^* - P_{AG}) \quad (3.19)$$

y además:

$$\left[\frac{1}{k_G} \sim \frac{1}{K_G} \right] \quad (3.20)$$

por lo que podemos concluir que la razón de la resistencia total, ecuación (3.11), es a proximadamente igual a la unidad y se puede decir que la fase gaseosa es la resistencia controlante. De la misma manera se puede hacer un razonamiento similar para la fase líquida.

Ahora considérese el caso de un soluto de un gas que es relativamente insoluble

en la fase líquida como se visualiza en la figura No. 13 :

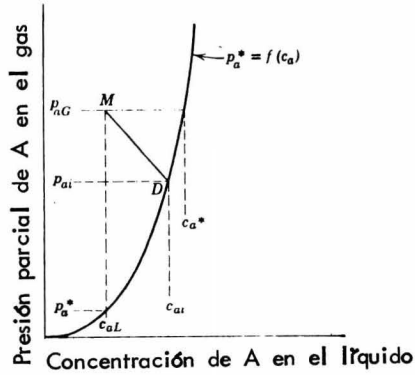


FIG. No. 13.- RESISTENCIA CONTROLANTE (FASE LIQUIDA)

por un razonamiento similar a el caso anterior pero usando gradientes de concentración en la fase líquida tenemos:

$$(c_{AL} - c_{Ai}) \rightarrow (c_{AL} - c_A^*) \quad (3.21)$$

y por la ecuación (3.12) :

$$\left[\frac{1}{k_L} \sim \frac{1}{K_L} \right] \quad (3.22)$$

por lo que podemos decir que la fase líquida es la resistencia controlante.

CAPITULO IV

EQUIPOS USADOS EN DESTILACION

	Pag
4.1.- Destilación	56
4.2.- Relaciones de equilibrio	57
4.3.- Tipos de destilación	58
4.4.- Torres empacadas	59
4.5.- Empaques	61
4.6.- Auxiliares en torres empacadas	66

4.1.- Destilación

La diferencia de composición en el equilibrio entre las fases de vapor y líquido puede utilizarse para separar a determinados componentes o mezclas de éstos. El equipo industrial diseñado para las operaciones de transferencia vapor - líquido se elabora de modo que sea posible el íntimo contacto entre ambas fases, así como su separación y manipulación posteriores. En los aparatos los vapores burbujan por una fase líquida continua; las gotitas del líquido pueden caer en el seno de una fase de vapor, también -- continua y se puede establecer una amplia superficie de contacto entre las dos fases.

Diversos autores definen a esta operación unitaria dando su particular punto de vista o enfoque y así podemos ver que :

Treyball (29) define a la Destilación como la distribución de las sustancias - entre el gas y la fase líquida.

Ocon y Tojo (30) entiende con el nombre de Destilación a la separación de -- los componentes de una mezcla líquida por vaporización de ella, de tal manera que la composición del vapor obtenida sea distinta de la composición del líquido residual.

Brown (31) específicamente define a la Destilación como la operación de separar los vapores desprendidos por los líquidos al calentarlos en una retorta o alambique y condensarlos de nuevo. Comprende por lo tanto la evaporación y la condensación.

Van Winkle (32) conceptúa a la Destilación como la operación unitaria utilizada para la separación de una serie de componentes por medio de la diferencia de volatilidades que existen entre ellos y es esencial que en este proceso exista un contacto íntimo entre la fase fluida y la de vapor.

De las anteriores definiciones podemos extraer las siguientes características de - este método de separación :

- Existe una relación íntima entre la transferencia de calor y de masa.
- La evaporación o condensación de las sustancias que componen la mezcla nos hace hablar de calores latentes de vaporización y algunas veces de calores de solución.
- A la destilación le concierne la separación de soluciones donde la volatilidad de los componentes es apreciable.
- En vez de introducir una nueva sustancia dentro de la mezcla para dar origen a una segunda fase como en el caso de la absorción, la nueva fase es creada de la solución original ya sea por vaporización o condensación.

4.2.- Relaciones de equilibrio

Para separar los componentes de una mezcla líquida por Destilación, es condición necesaria el conocimiento de las relaciones de equilibrio entre ambas fases para la solución analítica de los problemas y equipos presentados al momento de destilar.

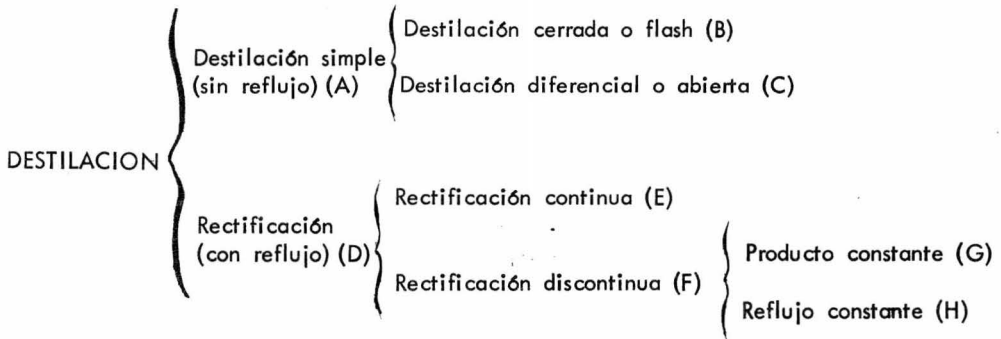
Aplicando la regla de las fases de Gibbs, dada por la ecuación (3.6) encontramos que el número de variables independientes o grados de libertad para un sistema binario es igual a dos ($F = 2$) que significa lo siguiente:

Hay cuatro variables: la presión, la temperatura y la concentración del componente "A" en la fase líquida y en la gaseosa. Si la presión es constante, entonces solo una variable podemos fijar quedando las otras dos como variables dependientes. Si fijamos la concentración en la fase líquida entonces la temperatura y la concentración en la fase gaseosa dependerán de las variables fijadas con anterioridad. Estas variables son presentadas en diagramas como el expuesto en la figura 8b. Existen también los llamados diagramas de equilibrio que representan las composiciones del líquido frente a las del vapor a la temperatura de equilibrio y a la presión total constante, correspondiendo --

al diagrama presentado en la figura No. 8a.

4.3.- Tipos de destilación

De una manera general podemos clasificar a este método de separación mediante el siguiente cuadro sinóptico :



Reflujo.- Se entiende por reflujo la porción del destilado que después de condensado retoma a la columna destiladora.

(A) Destilación simple.- Consiste en la vaporización parcial de una mezcla de producción de vapor mas rico en componentes mas volátiles que la mezcla líquida inicial quedando un residuo líquido mas rico en componentes menos volátiles.

(B) Destilación cerrada.- Llamada también destilación de equilibrio pues en este caso el líquido se lleva a una temperatura intermedia entre la inicial y la final o de ebullición, dejando que la fase de vapor formada alcance el equilibrio con la fase líquida a aquella temperatura.

(C) Destilación diferencial o abierta.- La operación se realiza calentando la mezcla líquida inicial hasta su temperatura de ebullición retirando continuamente los vapores producidos a un condensador.

(D) Rectificación.- Esta operación consiste en hacer circular a contracorriente el vapor

de una mezcla procedente del mismo vapor, en un aparato denominado columna -- rectificadora que es donde se efectúa el contacto íntimo entre el líquido y el vapor. El calderín situado en la base de la columna es en donde se hace hervir la mezcla a separar y el condensador de reflujo situado en la cúspide de la torre se encarga de suministrar el líquido descendente para su contacto con el vapor.

- (E) Rectificación continua.- También llamada operación de fraccionamiento pues ordinariamente es posible separar la mezcla en cada uno de sus componentes recobrándolos con la pureza deseada.
- (F) Rectificación discontinua.- Consiste en evaporaciones y condensaciones sucesivas, de modo que las composiciones y temperaturas del destilado y residuo no varíen -- con el tiempo.
- (G) Rectificación a producto constante.- Para que el destilado tenga composición constante es necesario variar continuamente la relación de reflujo hasta alcanzar un -- valor límite máximo.
- (H) Rectificación a reflujo constante.- Al permanecer constante la relación de reflujo la composición del destilado varía a medida que se modifica la composición de la mezcla contenida en el calderín.

Para terminar diremos que para lograr el íntimo contacto necesario entre las fases líquida y de vapor, interesa que la superficie y el tiempo de contacto sean suficientes. En la práctica este contacto se logra con dos dispositivos diferentes: la columna -- de platos que retiene el líquido a través del cual se ve obligado a pasar el vapor y -- el de las columnas o torres empacadas que es el siguiente punto a tratar.

4.4.- Torres empacadas

La columna de rectificación empacada consiste en un cilindro vertical cargado con un

cierto tipo de material a los que denominamos empaques, de ahí el nombre de nuevas columnas. Estos cuerpos producen el contacto íntimo entre el líquido y su vapor - al desplazarse el líquido en forma de pequeñas gotas y escurrir hacia abajo por el lecho empacado.

El empaque está soportado sobre un enrejado o parrilla, situada en el fondo de

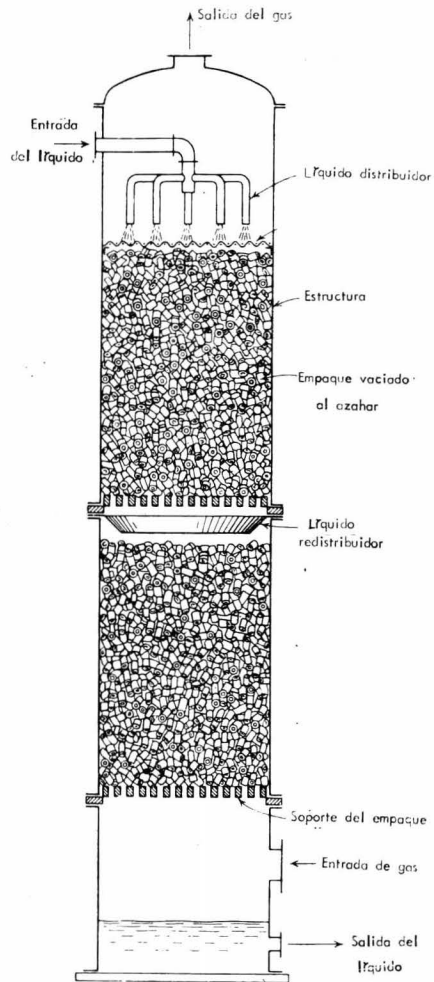


FIG. No. 14.- DIAGRAMA DE UNA TORRE EMPACADA

la torre. El líquido se carga por la parte superior de la sección empacada mediante una placa distribuidora (placa perforada) y el vapor se introduce por debajo del enrejado que sostiene al empaque.

Las ventajas del flujo a contracorriente y conductos múltiples se consiguen con este tipo de columnas. La figura No. 14 es una típica torre empacada.

La estructura de la torre puede ser de madera, metal, cerámica, ladrillo, vidrio, plástico, a prueba de ácidos u otros materiales, dependiendo de las condiciones de corrosión. Por su facilidad de construcción usualmente son circulares.

Este tipo de torres se usan en corrientes que tienen puntos de ebullición muy cercanos; con demasiadas etapas de equilibrio; poca retención de líquidos como la destilación de materiales termosensibles; de corrientes muy corrosivas; cuando se destilan materiales de alta viscosidad y cuando la caída de presión es baja.

La velocidad de transferencia de masa depende del contacto superficial entre el líquido y el vapor, esta velocidad se puede aumentar con ciertos accesorios como toberas u otros dispositivos, pues como vimos el líquido es introducido en forma de pequeñas partículas que preferentemente son turbulentas, mientras que el gas corre hacia arriba por los huecos de los empaques.

4.5.- Empaques

Como hemos visto las torres empacadas son columnas verticales que son llenadas con empaques o artefactos que proporcionan una gran superficie de contacto.

Estos empaques para que cumplan satisfactoriamente con su papel es necesario que tengan las siguientes características:

1.- Una gran superficie interfacial entre el líquido y el gas. Es decir la superficie de

el empaque por unidad de volumen o espacio empacado (a_p) que debe de ser de gran magnitud.

- 2.- Características deseables de flujo. Es decir tener un gran volumen vacío (ϵ).
- 3.- Químicamente deben ser inertes a los fluidos
- 4.- Que su estructura sea de fácil instalación
- 5.- Bajo costo

Fundamentalmente los empaques pueden ser de dos tipos:

- Empaques distribuidos al azar (anillos, sillas y otros)
- Empaques de distribución regular.

Empaques en forma de anillos.- Se muestran en la figura No. 15 y como se ve hay una gran cantidad de ellos. Los anillos Raschig son cilindros huecos donde el diámetro y la longitud del cilindro son los mismos y el espesor de su pared varía con el tipo de anillos, desde $1/32$ hasta $3/8$ de pulgada. Los anillos Lessing son anillos con una división al centro lo que hace que el área interfacial se incremente ligeramente. Los anillos con tabique en cruz están hechos con un doble tabique, a veces se hacen acanalados para proporcionar una mayor área de contacto. Los anillos ranurados se hacen con los canales por la parte de adentro. Los anillos Pall (33) son metálicos, de plástico, de cerámica o de manufactura especial para dar altas áreas superficiales y bajas caídas de presión. Los anillos helicoidales, son anillos de un tipo especial que contiene un pasaje helicoidal por dentro.

Generalmente los anillos son aprovechados en una gran variedad de materiales - como cerámica, porcelana, carbón, plástico y metales incluyendo el acero inoxidable, cobre y aluminio.

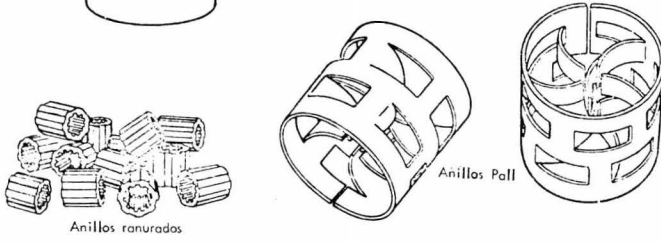
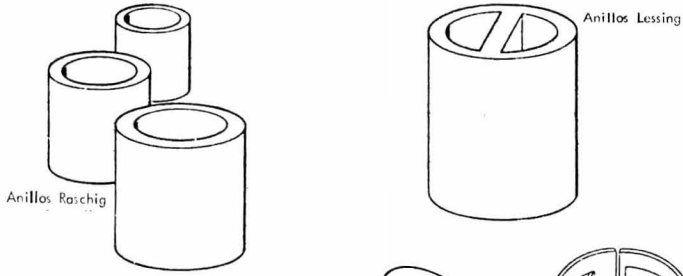


FIG. No. 15.- EMPAQUES EN FORMA DE ANILLOS

Empaques en forma de silla.- Los empaques en forma de silla fueron ideados para proporcionar una gran area superficial, dar caídas de presión bajas a través del lecho empacado y mejorar la distribución entre el vapor y el líquido para prevenir estancamientos y el regreso del líquido. Las sillas Berl y las sillas Intalox son ilustradas en la figura No. 16.

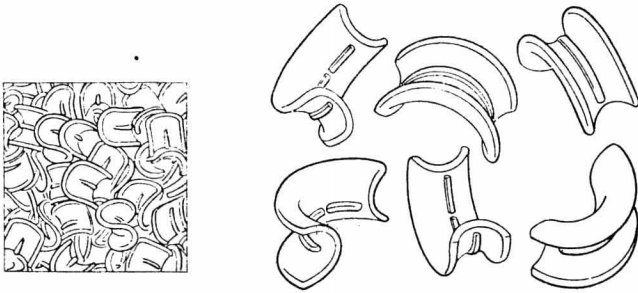


FIG. No. 16.- EMPAQUES EN FORMA DE SILLA ; BERL e INTALOX

Las sillas Intalox son de mayor area superficial que las sillas Berl para el mismo tamaño nominal y son hechas de porcelana y de cerámica.

Otros tipos de empaques.- Existe un gran número de empaques contruidos con el fin de incrementar el area superficial de empaque por unidad de volumen empacado y hacer decrecer la caída de presión a través del lecho empacado, además de reducir tanto el lecho como la tendencia al estancamiento del líquido y del vapor asi como incrementar la fuerza de empaque.

El empaque de acero inoxidable Mc. Mahon (34) esta hecho en forma de tela de alambre y bajo la forma de sillas Berl. El empaque Rosette o Tellerete (35) de un alto grado de eficiencia es hecho de polietileno. No puede ser usado donde la solubi-

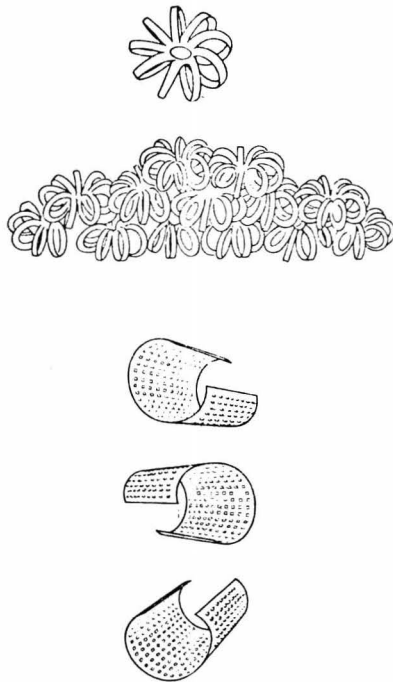


FIG. No. 17.- EMPAQUES TELLERETE Y PROTRUDED

lidad o la reactividad es un problema. Cannon (36), desarrolló el empaque Protruded - que tiene un alto grado de eficiencia y que es usado ampliamente en las columnas de laboratorio.

Empaques de distribución simétrica.- Estos pueden ser del tipo de los mostrados en la figura No. 18 . Esta clase de empaque consiste de secciones uniformes de empaque que son puestos dentro de la columna de tal manera que el espacio intersticial en tre el vapor y el líquido sea esencialmente uniforme a través del lecho. Este método

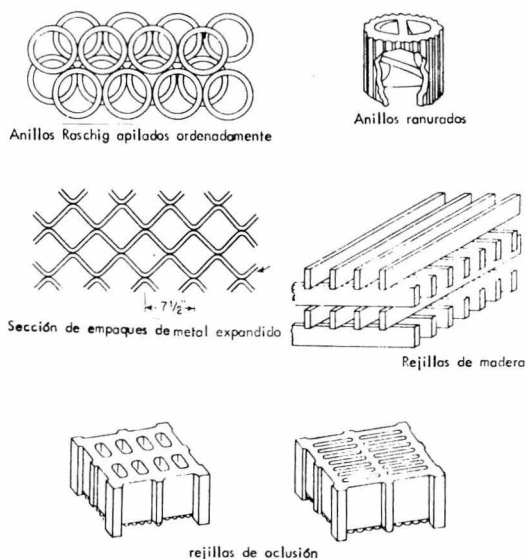


FIG. No. 18.- EMPAQUES DE DISTRIBUCION SIMETRICA

de empaque prevee el estancamiento y el retorno del líquido, además asegura un buen contacto entre el líquido y el vapor. Entre estos empaques tenemos los siguientes: el Spraypak y el Panapak (37) hechos en forma de hojas de varias capas de metal expandido. Rejillas de madera y lozas de rejilla (38) que son rejillas de cerámica o de baldosas, fáciles de apilar y proveen un contacto efectivo a bajas caídas de presión. Anillos Raschig y anillos helicoidales apilados a mano. Empaques Stedman (39). Son hechos de capas de telas de alambre de forma rectangular o segmentos fijos colocados a determinadas distancias dentro de la columna. Este empaque se apila a mano y debe de estar equipado uniformemente por sección transversal de la torre.

4.6.- Auxiliares en torres empacadas

Estos auxiliares son el plato distribuidor del líquido, el plato redistribuidor y el plato soporte para empaques.

El plato distribuidor del líquido es de gran importancia porque el líquido inicialmente introducido por la parte superior de la torre debe estar adecuadamente distribuido, es decir que al escurrir el líquido hacia abajo todos los empaques queden mojados, pues los empaques secos son completamente nulos para la transferencia de masa por lo que hay varios tipos de platos para la distribución del líquido. Así el que se presenta en la columna de la figura No. 14 es usado para torres pequeñas. Para diámetros mas grandes se puede usar uno como el mostrado en la figura No. 19.

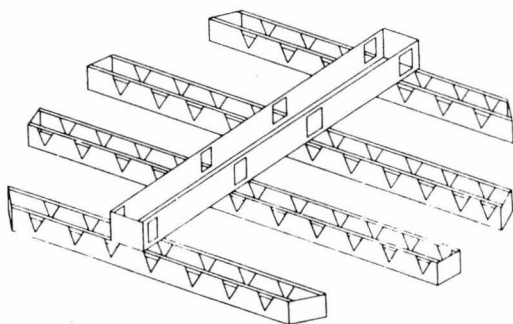


FIG. No. 19.- PLATO DISTRIBUIDOR DE LIQUIDO

Generalmente se considera necesario tener al menos cinco punto de introducción del líquido por cada pie cuadrado de sección transversal.

Plato redistribuidor del líquido.- Cuando una torre se carga con empaques distribuidos al azar, sucede que éstos tienden a que su número sea mayor en el centro y mucho menor en las paredes de la torre; esto trae como consecuencia que el líquido al ir bajando tienda a irse hacia las paredes de la torre y el gas a fluir por el centro, es

decir por los huecos de los empaques. Esta anomalía se ve aminorada haciendo que el empaque introducido en la columna sea menor de $1/8$ de su diámetro. No obstante lo anterior es costumbre proporcionar a la torre con un plato redistribuidor de líquido a intervalos que varían de tres a diez veces el diámetro de la columna o a intervalos de 20 pies. Con estas dos precauciones se ve asegurado el íntimo contacto entre las fases, necesario para la transferencia de masa.

Platos soporte de empaques.- En el fondo de la columna debe existir un espacio abierto para que el gas pueda distribuirse dentro de los empaques, consecuentemente el empaque debe estar soportado arriba de este espacio. El plato cumple con esta doble función y por supuesto debe ser suficientemente fuerte para soportar el peso de todo el empaque que hay arriba de él y además debe tener un área libre lo suficientemente amplia que permita el libre flujo tanto del gas como del líquido.

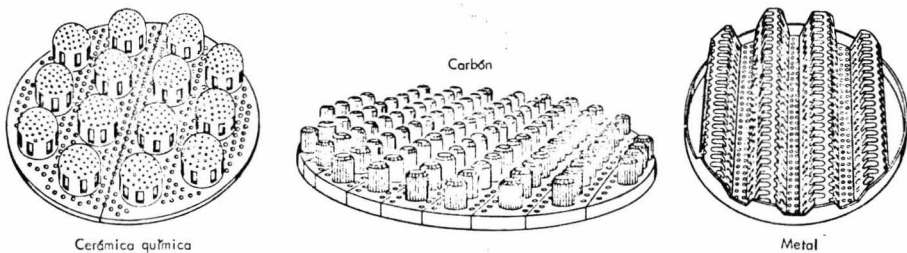


FIG. No. 20.- DIFERENTES TIPOS DE PLATOS SOPORTES

En la figura No. 20 se muestran algunos tipos de platos soporte de inyección de gas, diseñados para dar una buena distribución del vapor y líquido. con un área libre - de mayor magnitud. En la columna de la figura No. 14 el plato soporte de esa es una rejilla de oclusión.

CAPITULO V

DISEÑO DE TORRES EMPACADAS PARA DESTILACION

	Pag.
5.1.- Coeficientes volumétricos de transferencia de masa	70
5.2.- Líneas de operación y de alimentación	70
5.3.- Transferencia de masa por convección	75
5.4.- La unidad de transferencia	78
5.5.- Altura equivalente a un plato teórico	80
5.6.- Diámetro y capacidad de la columna	81
5.7.- Diseño de torres empacadas para destilación	83

5.1.- Coeficientes volumétricos de transferencia de masa

Los equipos usados en Destilación tienen una superficie interfacial definida, la cual, - es virtualmente imposible de cuantificar, por esta razón se tiene que introducir un fac tor de Ingeniería "a" que representa el area de la superficie interfacial por unidad de volumen del equipo de transferencia de masa. Ambos coeficientes "a" y "k_c" dependen de la geometría del equipo y de las velocidades del flujo, de acuerdo con eso, dichos coeficientes estan normalmente correlacionados y dicha correlación se le conoce con el nombre de "Coeficientes volumétricos de transferencia de masa: k_ca". Sus unidades son moles de A transferidos/hora volumen (moles de A por volumen). En las secciones tres y cuatro del capítulo VI se ampliará mas este concepto.

5.2.- Líneas de operación y alimentación

Para obtener la ecuación de diseño de una torre empacada para destilación, primero -- desarrollaremos los balances de materia que dan lugar a las líneas de operación de enri quecimiento y agotamiento así como la de alimentación para después definir lo que se denomina unidad de transferencia y altura de cada unidad.

Podemos efectuar un balance de materia (40) global en tomo a la figura No.

21 :

$$F = D - B \quad (5.1)$$

y con respecto al componente A :

$$F_{xF} = D_{xD} - B_{xB} \quad (5.2)$$

F = Velocidad del flujo de alimentación, en Kg mol/hr

D = Velocidad del flujo del producto del domo, en Kg mol/hr

B = Velocidad del flujo del producto del fondo, en Kg mol/hr

x_F = Fracción mol de "A" en la alimentación

x_D = Fracción mol de "A" en el domo

x_B = Fracción mol de "A" en los fondos

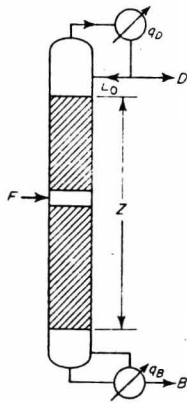


FIG No. 21 .- DIAGRAMA DE UNA TORRE DE DESTILACION

Balance de materia en el domo de la torre:

$$D = V_A - L_A \quad (5.3)$$

y con respecto al componente A:

$$D x_D = V_A y_A - L_A x_A \quad (5.4)$$

Balance de materia en el fondo de la torre:

$$B = L_B - V_B \quad (5.5)$$

y con respecto al componente B :

$$B_{xB} = L_B x_B - V_A y_A \quad (5.6)$$

siendo L y V las velocidades de los flujos líquido y de vapor respectivamente en la zona de rectificación (arriba de la línea de alimentación) y en la zona de agotamiento (abajo de la línea de alimentación).

Línea de operación de la zona de rectificación:

Por un balance de materia a lo largo de la columna tenemos:

$$L_A - V_B = L_B - V_A \quad (5.7)$$

$$L_A x_A - V_B y_B = L_B x_B - V_A y_A \quad (5.8)$$

$$y_A = \frac{L_A x_A}{V_A} - \frac{V_A y_A - L_A x_A}{V_A} \quad (5.9)$$

restando $V_A y_A - L_A x_A$ de la ecuación No.(5.4) tenemos:

$$y_A = \frac{L_A}{V_A} x_A - \frac{DxD}{V_A} \quad (5.10)$$

ahora sabiendo que $D = V_A - L_A$, la ecuación (5.10) se transforma en :

$$y_A = \frac{L_A}{L_A - D} x_A - \frac{DxD}{L_A - D} \quad (5.11)$$

que es la ecuación de la línea de operación de la zona de rectificación.

Línea de operación de la zona de agotamiento:

De las ecuaciones (5.7) y (5.8) tenemos:

$$y_B = \frac{L_B}{V_B} x_B - \frac{V_B y_B - L_B x_B}{V_B} \quad (5.12)$$

por la ecuación (5.5) sabemos que $V_B y_B - L_B x_B = -B$ por lo que tenemos:

$$y_B = \frac{L_B}{V_B} x_B - \frac{V_B y_B - L_B x_B}{V_B} \quad (5.13)$$

eliminando la literal V_B de la ecuación (5.13) por la ecuación (5.5) tenemos:

$$y_B = \frac{L_B}{L_B - B} x_B - \frac{B x_B}{L_B - B} \quad (5.14)$$

que es la ecuación de la línea de operación de la zona de agotamiento.

Línea de alimentación.- Introduciremos un factor "f" que define las moles de vapor en la sección de rectificación, por lo que "f" tendrá los siguientes intervalos para las distintas condiciones de flujo que son :

- a) Alimentación fría : $f < 0$
- b) Alimentación en su punto de burbuja (líquido saturado) : $f = 0$
- c) Alimentación parcialmente vaporizada : $0 < f < 1$
- d) Alimentación en su punto de rocío (vapor saturado) : $f = 1$
- e) Alimentación en forma de vapor sobrecalentado : $f > 1$

Si la alimentación es una mezcla de líquido y vapor, "f" es la fracción de vapor y $1 - f$ es la fracción líquida por lo que la contribución de la alimentación completa a vapor es fF :

$$\bar{V} = V - fF \quad (5.15)$$

y la contribución de la alimentación completa a un líquido en la zona de agotamiento (\bar{L}) es $F(1-f)$:

$$\bar{L} = L - (1-f)F \quad (5.16)$$

siendo \bar{V} y \bar{L} la velocidad de flujo de vapor y líquido en la zona de agotamiento.

Ahora escribamos las ecuaciones (5.4) y (5.6) de la siguiente forma:

$$V_y = L_x - DxD \quad (5.17)$$

$$\bar{V}_y = \bar{L}_x - BxB \quad (5.18)$$

restemos una de otra :

$$y(V - \bar{V}) = (L - \bar{L})_x - DxD - BxB \quad (5.19)$$

de la ecuación (5.2) reemplacemos los dos últimos términos de la ecuación (5.19) - por su valor Fx_F . También substituyamos el valor de $L - \bar{L}$ de la ecuación (5.16) y $V - \bar{V}$ de la ecuación (5.15) por sus respectivos valores y obtenemos :

$$Ffy = -(1-f)Fx - Fx_F \quad (5.20)$$

$$y = -\frac{1-f}{f}x - \frac{x_F}{f} \quad (5.21)$$

La ecuación (5.21) es la ecuación de una línea recta, llamada línea de alimentación en la cual se cruza la línea de operación de la zona de enriquecimiento con la línea de operación de la zona de agotamiento. La posición de esta línea depende únicamente de x_F y f , su pendiente es $-(1-f)$. Para visualizar mejor estos conceptos

presentamos un diagrama (figura No. 22) que muestra estas tres líneas. También veremos los diferentes tipos de líneas de alimentación.

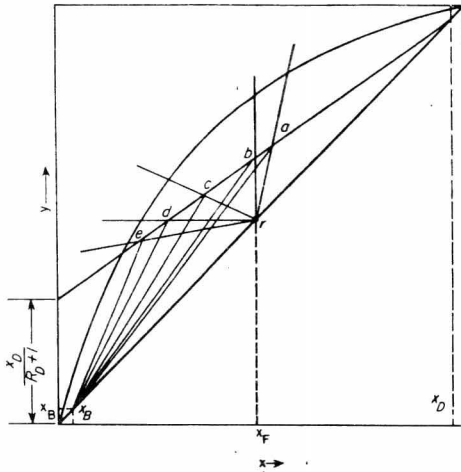


FIG. No. 22.- EFECTO DE LA ALIMENTACION SOBRE LA LINEA DE ALIMENTACION

ra : Alimentación líquido frío - rb : alimentación líquido saturado - rc : alimentación parcialmente vaporizada - rd : alimentación vapor saturado - re : alimentación vapor sobrecalentado.

5.3.- Transferencia de masa por convección

En destilación se presentan dos tipos de mecanismos de transferencia: difusión molecular y difusión turbulenta. Si el flujo es laminar la transferencia de masa será debida a la difusión molecular; si predominan las condiciones turbulentas, el mecanismo que controla será el de difusión turbulenta. Ambos mecanismos contribuirán a la transferencia y ésta se llama por convección.

Consideremos la transferencia de masa a una columna empacada, según la figu

ra No. 23 que representa una sección de una torre empacada. Las ecuaciones diferenciales que resultan deben ser integradas sobre la sección empacada completa.

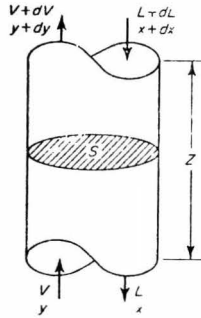


FIG. No. 23.- SECCION DIFERENCIAL DE UNA TORRE

La transferencia tiene lugar en la zona diferencial de altura dZ que puede escribirse mediante un balance de materia:

$$dV = dL \quad (5.22a)$$

$$d(Vy) = d(Lx) \quad (5.22b)$$

V = Velocidad másica del flujo de vapor, en Kg mol/hr m^2

L = Velocidad másica del flujo del líquido, en Kg mol/hr m^2

x, y = Fracciones molares de soluto en las corrientes gaseosa y líquida respectivamente.

La velocidad de la transferencia de masa por convección como vimos en el capítulo II y III se expresa en la siguiente forma:

$$N_A = k_y (y - y_1) A = k_x (x_1 - x) A \quad (5.23a)$$

$$= K_y (y - y^*) A = K_x (x^* - x) A \quad (5.23b)$$

N_A = Moles de material transferido por unidad de tiempo y de area interfacial

k_y = Coeficiente individual de transferencia de masa para la fase gaseosa

k_x = Coeficiente individual de transferencia de masa para la fase líquida

K_y = Coeficiente global basado en concentraciones gaseosas

K_x = Coeficiente global basado en concentraciones líquidas

y, x = Concentraciones en la fase gaseosa y líquida respectivamente

y_i, x_i = Concentraciones gaseosa y líquida en la interfase

y^*, x^* = Concentraciones gaseosa y líquida en equilibrio respectivamente.

Si la difusión es escrita en forma diferencial:

$$dN_A = k_y (y - y_i) dA \quad (5.24a)$$

$$dN_A = k_x (x_i - x) dA \quad (5.24b)$$

$$dN_A = K_y (y - y^*) dA \quad (5.24c)$$

$$dN_A = K_x (x^* - x) dA \quad (5.24d)$$

$$\text{donde: } dA = a S dZ \quad (5.25)$$

a = Area interfacial por pie cúbico de empaque

dA = Diferencial de area, en sq ft

dZ = Diferencial de altura, en ft

S = Area seccional transversal de la columna empacada

Relacionando la velocidad de transferencia basada en el balance de materia - de la ecuación (5.22) con la velocidad de transferencia de la ecuación (5.24) y sabiendo que V y L son constantes tenemos:

$$\text{Para la fase de vapor:} \quad k_y (y - y_i) a S dZ = V dy \quad (5.26a)$$

para la fase líquida $k_x (x_i - x) a S dZ = L dx$ (5.26b)

para la fase gaseosa global: $K_y (y - y^*) a S dZ = V dy$ (5.26c)

para la fase líquida global: $K_x (x^* - x) a S dZ = L dx$ (5.26d)

5.4.- La unidad de transferencia

Este concepto ha resultado de gran utilidad en Ingeniería Química y se obtiene agrupando las variables relativas a una sola fase de la ecuación (5.26) y sabiendo que los flujos molares de líquido y vapor se mantienen constantes:

$$\int \frac{dy}{y - y_i} = \frac{k_y a S}{V} \int dZ \tag{5.27a}$$

$$\int \frac{dx}{x_i - x} = \frac{k_x a S}{V} \int dZ \tag{5.27b}$$

$$\int \frac{dy}{y - y^*} = \frac{K_y a S}{V} \int dZ \tag{5.27c}$$

$$\int \frac{dx}{x^* - x} = \frac{K_x a S}{V} \int dZ \tag{5.27d}$$

Al valor numérico del lado izquierdo de las ecuaciones, Colburn (41) las designó con el nombre de "Unidad de Transferencia (N)" que esta basada en las fuerzas motrices de las fases de vapor (N_V); fase líquida (N_L); fase global de vapor (N_{OV}) y fase global líquida (N_{OL}).

Es difícil integrar las ecuaciones (5.27) debido a los cambios de composición - que experimenta el producto, en las propiedades físicas de los fluidos que cambian notablemente debido a las variaciones de temperatura relativamente grandes que suelen -

presentarse en estos casos. Estas integrales se resuelven gráficamente calculando las condiciones de la interfase por las relaciones de equilibrio. Por lo general es más conveniente utilizar las ecuaciones (5.27c) y (5.27d) por ser de más fácil solución si se establece la relación que liga a "y", "x", "y*", "x*" mediante un balance de materia y las relaciones de equilibrio.

La complicada integración de estas ecuaciones es un grave obstáculo para que progrese la investigación orientada a determinar los coeficientes de transporte utilizables en Destilación.

Por último el lado derecho de las ecuaciones (5.27) cuando $S = 1 \text{ m}^2$ y V y L son constantes podemos definir un nuevo concepto conocido con el nombre de "Altura de la Unidad de Transferencia" (H).

$$\begin{aligned} H_V &= \frac{V}{k_y a} & H_{OV} &= \frac{V}{K_y a} \\ H_L &= \frac{L}{k_x a} & H_{OL} &= \frac{L}{K_x a} \end{aligned} \quad (5.28)$$

Así en la práctica diaria, al diseñar una torre empacada lo que necesitamos saber es la altura de la sección empacada de la torre (Z) y ésta es igual al producto de un número de unidades de transferencia por la altura de cada unidad.

$$\begin{aligned} Z &= H_L N_L & Z &= H_{OL} N_{OL} \\ Z &= H_V N_V & Z &= H_{OV} N_{OV} \end{aligned} \quad (5.29)$$

siendo diferente la altura de la sección empacada a la altura que tiene la torre



5.5.- Altura equivalente a un plato teórico

Las columnas empacadas se han usado en sistemas a contracorriente por muchos años - particularmente para absorción. En el caso de columnas empacadas usadas para Destilación, el desarrollo de los métodos de cálculo ha sido retardado por el poco entendimiento de los cambios que ocurren en Rectificación, el primero en expresar una forma matemática de estos cambios fue Sorel (42) a principios de siglo.

Otros investigadores han esclarecido los problemas que presenta la operación con respecto a los métodos de cálculo, pero a Peters(43) se le da el crédito de haber sido el primero en idear el concepto matemático que nos permite una comparación de la habilidad de fracción de las diferentes alturas y tamaños de una columna con respecto a los tipos de empaque. Su método ahora familiar para nosotros es el de "Altura Equivalente a un Plato Teórico" o HETP (como lo escribiremos en las páginas faltantes de - esta tesis a menos de que se diga lo contrario).

En el caso de columnas empacadas para Destilación, el HETP es la altura de - empaque que da la misma separación que un plato teórico, esto es el HETP es una - sección de empaque con una altura determinada tal que el vapor que se eleva hasta lo alto de la sección tenga la misma composición que el vapor en equilibrio con el líquido que desciende al fondo de la sección.

La altura equivalente a un plato teórico puede ser expresado de la siguiente manera:

$$\text{HETP} = Z/n \quad (5.30)$$

Z = Altura de la sección empacada

n = Número de etapas en equilibrio

Para una separación binaria cuando las líneas de equilibrio y de operación son

rectas y paralelas, es decir cuando $m G_m/L_m = 1$ $H_{OV} = HETP$, la altura de un plato teórico es igual a la altura de unidad de transferencia.

Cuando se tienen valores experimentales del HETP unicamente, es necesario conocer el número de platos teóricos para una separación dada de acuerdo con el método de Mc. Cabe - Thiele (44) y multiplicar este número por el HETP en vez de calcular la altura de la columna.

5.6.- Diámetro y capacidad de la columna

La capacidad límite, o sea el punto de inundación de una torre empacada, es la condición para la cual el líquido comienza a acumularse y a retroceder a cualquier nivel en los empaques. Tal condición se presenta al forzar el flujo de vapor, para un gasto constante de líquido, hasta el punto en que el flujo neto del líquido descendente se hace constante o comienza a acumularse el líquido en los empaques. Esto es: para cualquier sistema determinado de vapor-líquido y empaque, el lugar geométrico de los puntos de inundación puede representarse por una línea construida en el diagrama con los valores de la intensidad de circulación líquida frente a los correspondientes del gasto de vapor (Figuras 24 y 25):

Para un sistema particular determinado, cualquier combinación de caudales líquido y gaseoso situada a la izquierda de la línea de la figura No. 24 es físicamente practicable. Cualquier otra combinación de variables que situe a la derecha del punto figurativo representa una situación no variable.

El punto de inundación para una torre cargada al azahar, es decir, cuando el empaque se distribuye desordenadamente, puede hallarse con ayuda de la relación presentada en la figura No. 26. Sherwood (45) estudió el funcionamiento de un gran nú-

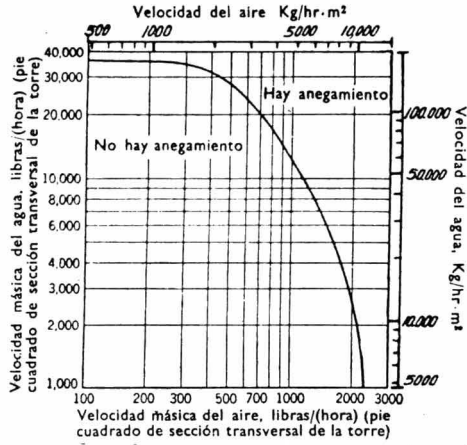


FIG No. 24.- VELOCIDADES DE LIQUIDO Y DE VAPOR EN EL PUNTO DE INUNDACION

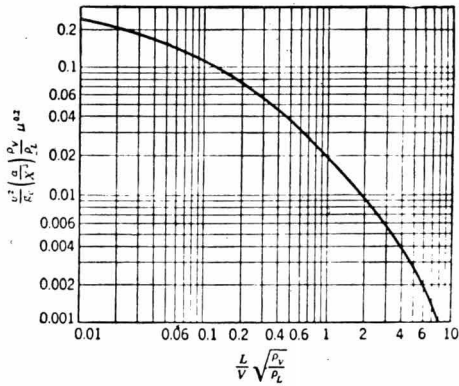


FIG. No. 26.- VELOCIDADES DE INUNDACION EN TORRES EMPACADAS

a = Unidades cuadradas de superficie

v = Velocidad superficial del vapor

mero de torres empacadas y permite la predicción de las velocidades de inundación - con una exactitud de $\pm 10\%$.

Los flujos de líquido y de vapor varían frecuentemente de modo considerable a lo largo de la columna, el diámetro de ésta vendrá regulado por el punto de la torre en donde existen los caudales máximos de líquido y de vapor, que suele ser la parrilla de soporte y del material de relleno. El método para sostener el empaque deberá proyectarse, por tanto, de modo que el propio soporte ofrezca una capacidad al paso del líquido y del vapor, de cuando menos igual a la del empaque.

5.7.- Diseño de torres empacadas para Destilación

El diseño de estas torres involucra tres tipos de selecciones:

- 1.- La selección del empaque y el diámetro de la torre para obtener velocidades de flujo razonables. Buen contacto entre las fases líquida y de vapor así como caídas de presión permisibles.
- 2.- La selección de la proporción de reflujo .
- 3.- La determinación de la altura de la sección empacada.

Eckert (46) sugiere un método de diseño a seguir:

1.- Conociendo la velocidad de la alimentación o la velocidad de producto deseado, habiendo establecido el reflujo, seleccionar el empaque y calcular el siguiente

valor: $(L/V) (P_L/P_V)^{\frac{1}{2}}$.

2.- Determinar la velocidad de reflujo por unidad de área ya sea V o L (47) y (48) usando una línea de caída de presión aproximada con estas referencias.

3.- Obtener el área de sección transversal de la columna dividiendo la velocidad de flujo V o L entre la velocidad por unidad de área. Obtener el diámetro.

4.- Determinar el N_{OV} con los datos de equilibrio y con las ecuaciones (5.27) o sino con cualquier correlación para la unidad de transferencia

5.- Determinar la altura de la unidad de transferencia con las correlaciones del capítulo VI.

6.- Obtener la altura de la sección empacada $Z = H_V N_V$.

7.- Seleccionar el empaque. El empaque es seleccionado en base a la economía y a la optimización del diseño. Sin embargo la siguiente lista puede ser utilizada como guía:

Tipo	Diámetro de la columna (ft.)
Anillos Raschig	D/30
Sillas Saddles	D/15
Anillos Pall	D/10

El material seleccionado debe ser lo mas económico posible pero al mismo tiempo debe ser fuerte y resistente a la corrosión.

8.- Caída de presión.- La columna debe ser diseñada para operar a la mas baja caída de presión aunque la presión no debe pasar del 90 % de (ΔP) de inundación, aunque muchos diseñadores piensan que la caída de presión no debe pasar del 60 % de la (ΔP) de inundación.

La presión de operación en muchos casos nos dirá cual será la caída de presión permitida por pie. Usualmente es de 0.2 - 0.6 pulgadas de agua por pie de empaque sobre condiciones atmosféricas y sobre el vacio menos de 0.1 pulgadas de agua por pie de empaque.

9.- Distribución y redistribución del vapor y del líquido.- Eckert también re-

comienda las siguientes reglas para la distribución del líquido y del vapor.

- a) Anillos raschig.- Debe haber redistribución de $2\frac{1}{2}$ a 3 diámetros de columna o cada 20 ft. como máximo.
- b) Sillas Intalox o berl.- La redistribución debe ser de cinco a ocho diámetros de columna o cada 20 ft. como máximo.
- c) Anillos pall.- Hay que proveer de redistribuidores a la columna cada 5 o 10 diámetros o cada 20 ft. como máximo.

Una buena distribución del líquido se indica mediante la TABLA E.

T A B L A E
DISTRIBUCION DEL LIQUIDO EN UNA TORRE EMPACADA

Diámetro	Puntos de introducción del líquido por pie de -- area de sección transversal.
1 - 1.25	32
2.5	16
4.0 o mas	4

y para el plato soporte, el autor de este artículo recomienda los platos de inyección de gas para todos los servicios, excepto para los empaques apilados a mano.

CAPITULO VI

CORRELACIONES

	Pag
6.1.- Presentación del capítulo	87
6.2.- Area interfacial	92
6.3.- Transferencia en la fase líquida	96
6.4.- Transferencia en la fase gaseosa	98
6.5.- Características de operación en torres empacadas usadas para Destilación	103
6.6.- Cálculo del HETP	110
6.7.- Empaques de alta eficiencia	116
6.8.- Empaques de metal expandido	122
6.9.- Mezclas binarias fraccionadas en torres empacadas	124
6.10.- Sistemas destilantes a presión reducida	129
6.11.- Separación de isótopos por destilación	132
6.12.- Resistencias líquida y de vapor en destilación	132

6.1.- Presentación del capítulo

Hasta aquí hemos visto el fenómeno de transporte de masa en sus diferentes modalidades como son por difusión, por convección y la interfase; así mismo la operación unitaria de Destilación, su equipo y el diseño del mismo.

El estudio de los dos puntos anteriores tuvieron como objeto el de conocer las bases científicas (siguiendo un desarrollo lógico) en que se apoyan los trabajos realizados por diversos investigadores en el estudio de diferentes sistemas destilantes, estudios que han partido de la base teórica ya expuesta y de la experimentación.

La explicación anterior viene a colación porque el presente capítulo es la exposición de los resultados obtenidos en la búsqueda del coeficiente de transferencia de masa para Destilación en torres empacadas, resultados que se obtuvieron en forma de una Correlación, entendiéndose por correlación la relación recíproca que existe entre dos o varias cosas. Estas correlaciones se presentan en forma de una ecuación o una gráfica.

Como se vió en el Capítulo III referente a transferencia de masa en la interfase, se hizo especial incipie en la dificultad o imposibilidad de medir el área interfacial "a" razón por la cual en este capítulo se presentan algunas correlaciones que determinan dicha área interfacial (49).

Por otro lado, en este mismo capítulo tratamos lo referente a coeficientes de transferencia de masa volumétricos, que no son otra cosa que el producto del coeficiente de transferencia de masa (individual o global) aplicado a la fase en particular (líquida o gaseosa) multiplicado por el área interfacial quedando como: $k_x a$, $k_y a$; $K_x a$, $K_y a$. La determinación de dichos coeficientes son presentados en este capítulo por correlaciones encontradas en la literatura correspondiente a la transferencia de masa en la --

fase líquida (49).

Acto seguido vamos con la localización de correlaciones empíricas encontradas - de diversos sistemas destilantes en particular, siendo necesario hacer notar que en ellas el coeficiente de transferencia de masa se encuentra implícito, ya que la correlación original es la búsqueda de la altura de la unidad de transferencia (H) siendo que el coeficiente de transferencia de masa se encuentra incluido en ellas, de acuerdo con la ecuación (5.28):

$$\begin{aligned} H_{OG} &= \frac{G}{K_y a} & H_{OL} &= \frac{L}{K_x a} \\ H_G &= \frac{G}{k_y a} & H_L &= \frac{L}{k_x a} \end{aligned} \quad (5.28)$$

Por último presentamos una lista, en la TABLA F de los sistemas destilantes estudiados, el tipo de empaques en ellos usados, el investigador o investigadores y el número de referencia bibliográfica con que se encuentra registrado en esta tesis.

T A B L A F

SISTEMAS DESTILANTES ESTUDIADOS EN ESTE CAPITULO

Sistema destilante	Tipo de empaque	Investigador (es)	Ref.
Acetona - Agua	Raschig de $\frac{1}{2}$ in.	Duncan & Koffolt	76
	Monturas Intalox	U. S. Stoneware	101
Agua - Oxido de deuterio	Spraypak	Jones	93
Agua pesada	Stedman	Norman & Hu	103
	Mc. Mahon	Fisher & Bowen	89
Benceno - Dicloruro de etileno	Goodloe	Bragg	90
	Stedman	Bragg	91
	Sillas de cerámica	Kirschbaum	73
Benceno - Tolueno	Sillas de cerámica	Kirschbaum	73
	Panapak	Scofield	92
	Sillas Intalox	U. S. Stoneware	101
Dietanol amina - Trietanol amina	Raschig de $\frac{5}{8}$ in.	Hands & With	95
	Stedman	Bragg	91
2, 2, 4 Trimetil pentano - Metil ciclohexano	Anillos y sillas de cerámica	Kirschbaum Kirschbaum & David	73 74
Etanol - Agua	Raschig de $\frac{3}{8}, 1, 2''$	Furnas & Taylor	75
	Sillas Berl		

Sistema destilante	Tipo de empaque	Investigador (es)	Ref.
Etanol - Agua	Raschig de $\frac{1}{2}$ in.	Duncan & Koffolt	76
	Fibra de vidrio	Minard, Koffolt & Withrow	78
	Anillos Raschig	Teller	100
	Sillas Berl		
Etil benceno -	Panapak	Scofield	92
Isopropil benceno			
Heptano (mezcla isomérica)	Stedman	Bragg	91
	TABLA J	Murch	81
H E T P	Raschig de 1 y 2"	Ellis	84
	Tubos empacados	Chilton & Colburn	85
	Varios	Krauze & Serwinsky	86
	Correlaciones generales	Anillos Raschig	Comell
Sillas Berl			
Rosette		Teller	88
Iso octano - Tolueno	Sillas Intalox	U. S. Stoneware	101
Iso propanol - Agua	Raschig de $\frac{1}{2}$ in.	Deed, Schutz & Drew	96
	Anillos de $\frac{1}{2}$ in.	Teller	100
Metanol - Agua	Raschig de $\frac{1}{2}$ in.	Duncan & Koffolt	76
	Fibra de vidrio	Minard, Koffolt & Withrow	78
	Anillos	Herman & Kaiser	79

Sistema destilante	Tipo de empaque	Investigador (es)	Ref.
Metil ciclohexano - Tolueno	Anillos de 1/4 in.	Gamer, Ellis & Granville	82
n Butano - n Pentano	Panapak	Scofield	92
n Decano - Trans decalin	Varios	Struck & Kinney	98
n heptano - Metil ciclohexano	Varios Hélices, Sillas Berl helicoidales	Beatty & Calingaert Myles, Feldman, Wender	94 97
Tetracloruro de carbono - Benceno	Anillos de 1/2 in.	Teller	100
Ortho etil benceno - Ortho dicloruro benceno	Anillos de 1/2 in. de carbón	Bliss, Eschaya & Frisch	102
Tolueno - n Heptano	Anillos y Sillas	Furnas & Taylor	99
Tricloruro de etileno - Tolueno	Raschig de 1/2 in. Anillos de 1/2 in.	Duncan & Koffolt Teller	76 100
Trifluoruro de boro - Dimetil ether	Stedman	Con & Wolf	104

6.2.- Area interfacial

Se ha encontrado que la variación en el tipo y la extensión del area interfacial es función de la geometría del empaque y de las condiciones de flujo; puntos que afectan -- también la velocidad de transferencia de masa del sistema. Weisman & Bonilla (50), - Shulman (51) y Yoshida & Koyanagi (52) determinaron el area interfacial efectiva de - transferencia en columnas empacadas. Se han adquirido conocimientos sobre el estudio de areas de sistemas irrigados y sin irrigar. La secuela de estudios fue la combinación de los coeficientes de transferencia de masa para la unidad de area de transferencia y el area efectiva de transferencia de masa obteniéndose resultados satisfactorios en este renglón.

Teller (53) obtiene la variación de la velocidad de transferencia de masa con - el cambio del area efectiva a una velocidad de carga de líquido constante:

$$\left[\frac{H_{OG}}{G_m} \right]_a = \frac{H_{OG} - H_G}{G_m} + \frac{1}{a_i} \left[\frac{H_G a_i}{G_m} \right]$$

a_i = Area interfacial, sq ft/ cu ft

G_m = Velocidad molar del flujo de vapor, lb mol/hr sq ft

H_G = Altura de la unidad de transferencia de la fase de vapor, en ft

H_{OG} = Altura de la unidad de transferencia global basada sobre la composición de la fase de vapor, en ft

t = Velocidad constante del líquido

Esta relación es para anillos Raschig y sillas Berl.

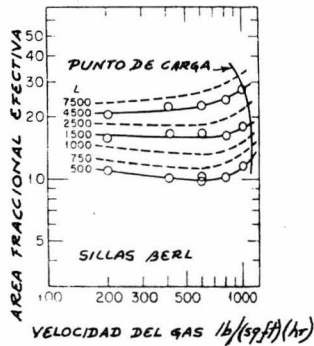
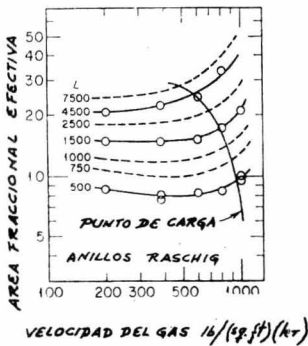
Weisman & Bonilla (ref. cit.) determinaron el area interfacial efectiva, sobre - un sistema de anillos Raschig de una pulgada basados en la expresión: $a_i = k_G a_i / k_G$.

Tacker & Hougen (54) obtuvieron datos sobre k_G via evaporación de agua sobre anillos presaturados. Mc. Adams (55) obtuvo los correspondientes a $k_G a_i$ a partir de un sistema aire - agua. Ambos autores proponen la siguiente ecuación:

$$\frac{a_i}{a_t} = 0.44 G^{0.31} L^{0.07}$$

para el rango $540 < L < 2600 \text{ lb}/(\text{hr})(\text{sq ft})$.

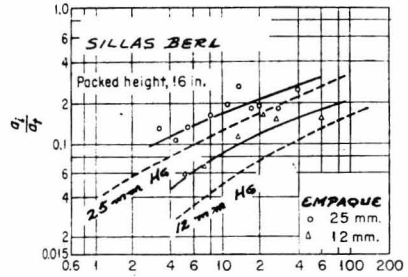
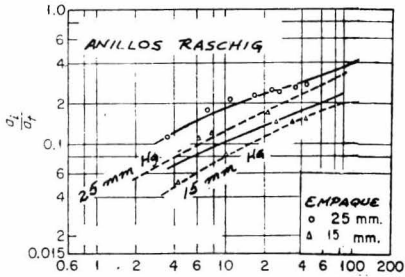
Una gran dependencia sobre la velocidad del líquido fue reportada por Shulman (ref. cit.) quien obtiene el area interfacial efectiva a partir de la evaporación sobre empaques tomando como resistencia la fase líquida. Los resultados obtenidos son presentados en las figuras 26 y 27 para anillos Raschig y sillas Berl.



FIGS. No. 26 Y 27.- CORRELACION DE SHULMAN

Yoshida & Koyanagi (ref. cit.) calcularon el area interfacial efectiva sobre anillos Raschig y sillas Berl basándose en la comparación de velocidades de transferencia de masa en una columna de aire constante. El efecto de la velocidad de irrigación para sistemas diferentes en tensión superficial en la zona de precarga son indicadas por -

las figuras No. 28 y 29:



VELOCIDAD DEL LIQUIDO, (cu ft)/(sq ft)(hr)

VELOCIDAD DEL LIQUIDO, (cu ft)/(sq ft)(hr)

FIGS. No. 28 y 29.- AREA FRACCIONAL EFECTIVA

Una aproximación diferente a la contribución del cálculo del área interfacial - fue hecha por Pratt (56) quien usó el concepto de velocidad líquida mínima efectiva. Este autor sostiene en contradicción a otros investigadores que una velocidad de líquido mínima puede ocurrir para cualquier tipo de empaque bajo la cual el área interfacial - no varía. Asume lo anterior bajo la base de que $K_G a$ no cambia abajo de la velocidad de irrigación para los sistemas y rangos de estudios. La determinación gráfica de la velocidad mínima es indicada mediante la figura No. 30:

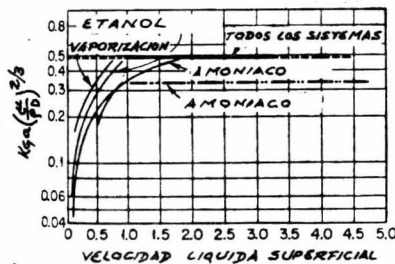


FIG. No. 30.- DETERMINACION GRAFICA DE LA VELOCIDAD LIQUIDA MIN.

Onda, Kamoto & Hunda (57) presentan una correlación para el area interfacial efectiva:

$$\frac{a_L}{a_t} = 0.0545 L^{0.455} n$$

donde $n = 0.083 d^{-0.48}$ y es aplicable a anillos Raschig.

$$\frac{a_L}{a_t} = 0.0185 L^{0.455} n$$

donde $n = -0.495 d^{-0.98}$ y es aplicable a sillas Berl

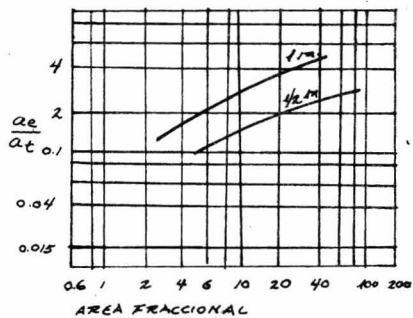
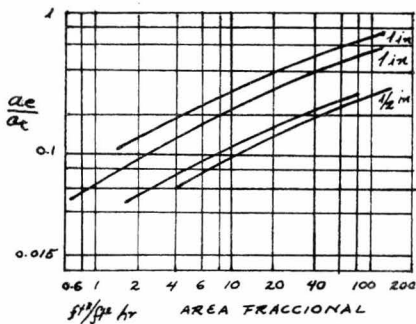
d = Tamaño nominal del empaque

a = Area interfacial efectiva, sq ft/ cu ft

L = Velocidad másica de la fase líquida, en lb/(hr) (cu ft)

n = Constante

Las figuras No. 31 y No. 32 muestran el area interfacial efectiva en una columna empacada con esferas que estan irrigadas con agua y metanol (52):



FIGS. No. 31 y 32.- AREA FRACCIONAL EFECTIVA

6.3.- Transferencia en la fase líquida

Yoshida & Koyanagy (58) apoyándose en los estudios de Teller (ref. cit.) realizaron su investigación aduciendo que este modelo era limitable en su aplicación ya que la función $L/m \cdot \mu^{-1}$ no reflejaba efectivamente el número de Reynolds ya que el área efectiva de contacto varía con la velocidad de irrigación. La correlación de Sherwood & Holloway (66) implica que el área de contacto es independiente de la velocidad del líquido siempre y cuando el factor de caracterización de un empaque sea constante, por lo que Yoshida & Koyanagy encontraron una relación mas adecuada mediante el análisis dimensional:

$$\frac{H_L}{(\mu^2/\rho^2 g)^{1/3}} = C (Re)^P (Sc)^Q$$

que es similar al propuesto por Van Krevelen & Hoftijzer (59):

$$\frac{H_L}{(\mu^2/\rho^2 g)^{1/3}} = \frac{1}{0.015} \left[\frac{L}{a_t \mu} \right]^{1/3} (Sc)^{2/3}$$

H_L = Altura de la unidad de transferencia para la fase líquida

μ = Viscosidad del líquido, en lb/ft hr

ρ = Densidad del líquido, en lb/cu. ft.

g = Aceleración de la gravedad: 4.17×10^8 ft/sq hr

Re = Número de Reynolds (adimensional)

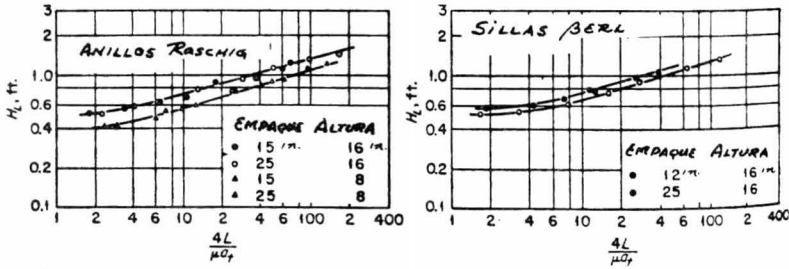
Sc = Número de Schmidt (adimensional)

L = Velocidad del líquido, en lb/(hr) (sq ft)

a_t = Área interfacial efectiva, en sq ft/cu ft

Como se apreciará el número de Reynolds afecta a la altura de transferencia me

diente el exponente "p". Este efecto lo mostramos en las figuras No. 33 y 34:



FIGS. No. 33 Y 34.- EFECTO DEL NUMERO DE REYNOLDS EN LA ALTURA DE LA UNIDAD DE TRANSFERENCIA.

De acuerdo con el factor "j" de la analogía de Onda, Sada & Murase (60) se encontró una solución similar a la propuesta por Krevelen & Hofstijzer; así como la de Yoshida & Koyanagy:

$$\frac{H_L}{(\mu^2 / \rho^2 g)^{1/3}} = \frac{1}{0.021} \left[\frac{L}{\alpha_t \mu} \right]^{0.51} (Sc)^{0.5}$$

para anillos Raschig, donde α_t es igual a la superficie geométrica total del empaque.

Se ha obtenido un acuerdo de $\pm 20\%$ para la altura de la unidad de transferencia de masa para la fase líquida y los datos obtenidos para películas líquidas encontrados por Sherwood & Holloway (66), para anillos de $\frac{1}{2}$ in. Deed (61) para anillos de $\frac{1}{2}$ in Vivian & Withney (62) para anillos de 1 in. e Hikita (63) para anillos de 15 y 25 mm.

Shulman (ref. cit.) dice que el área de transferencia debería ser tratada independientemente del coeficiente de transferencia de masa y aquella debería ser obtenida con los datos disponibles con objeto de predecir dicha transferencia. El autor sugiere la siguiente ecuación:

$$\frac{k_L D_p}{D_p} = 25.1 \left[\frac{D_p L}{\mu_L} \right]^{0.45} (Sc)^{0.5}$$

para anillos Raschig y sillas Berl.

D_L = Difusividad en la parte líquida, en sq ft/hr

D_p = Diámetro de una esfera que posee el mismo diámetro en el empaque usado, en ft

k_L = Coeficiente de transferencia de masa para la fase líquida, en lb/(hr) (sq ft)

Las velocidades líquidas utilizadas en la evaluación experimental por los efectos de la velocidad del gas fueron menores a 6 000 lb/(hr) (sq ft).

Knoedler & Bonilla (64) presentaron una relación empírica para los coeficientes en la fase líquida, usando empaques Stedman de seis pulgadas de diámetro en una columna donde se trabajaba a bajas velocidades del gas:

$$K_L a = 200 D_L L^{0.77} \left[\frac{\mu}{\rho_A L} \right]^{0.53}$$

$K_L a$ = Coeficiente de transferencia de masa global para la fase líquida, lbmol/(hr) (sq ft)

D_L = Coeficiente de difusión para la fase líquida, sq ft/hr

L = Velocidad de flujo del líquido, lb/ (hr) (sq ft)

μ = Viscosidad del líquido, lb/(ft) (hr)

ρ = Densidad del líquido, lb/cu ft

6.4.- Transferencia en la fase gaseosa

En el estudio de la transferencia de masa en la fase gaseosa no se han encontrado expresiones adecuadas debido a las diferentes aplicaciones geométricas de los empaques. Los principales obstáculos para el desarrollo de estas expresiones son los siguientes:

- 1.- La variación del area de contacto efectiva como una función de la velocidad del líquido y su tensión superficial.
- 2.- La carencia del aprovechamiento de un verdadero sistema de fase gaseosa controlante agravada por los efectos caloríficos, es decir que existe una vaporización del líquido dentro de la fase de vapor.

Bond & Donald (65) explica lo anterior en la siguiente forma:

El calor de vaporización influye en la localización de los cambios de temperatura que son reflejados en las constantes de equilibrio haciéndolas variar en las condiciones de bulto y también influye en los cambios de tensión superficial que puedan dar como resultado el rompimiento de la película y hacer cambiar el area de transferencia de masa efectiva.

En la sección 5.1 se vieron los coeficientes volumétricos de transferencia de masa. Las ecuaciones para estos coeficientes fueron experimentales, obtenidos para cada tipo de operación por Sherwood & Holloway (66). Los resultados experimentales para una gran variedad de empaques son presentados por la siguiente ecuación y por la TABLA G.

$$\frac{k_L a}{D_{AB}} = \alpha \left[\frac{L}{\mu} \right]^{1-n} \left[\frac{\mu}{\rho \mu D_{AB}} \right]^{0.5}$$

$k_L a$ = Coeficiente de transferencia de masa volumétrico, en lb mol/(hr) (cu ft)

L = Velocidad del líquido, en lb/(hr) (sq ft)

μ = Viscosidad del líquido, en lb/(hr) (ft)

ρ = Densidad del líquido, en lb/cu ft

D_{AB} = Difusividad del componente A en el líquido B, en sq ft/hr

Los valores de la constante α y del exponente n se exponen a continuación:

T A B L A G
CONSTANTES DE LA ECUACION DE SHERWOOD & HOLLOWAY

Relleno	α	n
Anillos Raschig de 2 X 2 in	191	0.22
Anillos Raschig de 1.5 X 1.5 in	214	0.22
Anillos Raschig de 1 X 1 in	524	0.24
Anillos Raschig de 0.5 X 0.5 in	1340	0.35
Anillos Raschig de 3/8 X 3/8 in	3120	0.46
Sillas Berl de 1.5 in	730	0.28
Sillas Berl de 1 in	900	0.31
Sillas Berl de 0.5 in	717	0.28
Tejillas de una sola espiral de 3 X 3 in	144	0.15
Tejuelas en espiral tabicadas de 3 X 3 in	58	0.09
Empaque de rejillas No. 6295 (*)	654	0.31
Empaque de rejillas No. 6897 (*)	270	0.25
Empaque de rejillas No. 6146 (*)	280	0.23

(*) Empaques de conducto continuo

El efecto de la velocidad del líquido sobre la transferencia de gas en la película la es indicado por Lynch & Wilke (67) en la figura No. 35 subrayando la variación del area de transferencia.

Gamson, Thodos & Hougen (68) evalúan el comportamiento de los empaques en

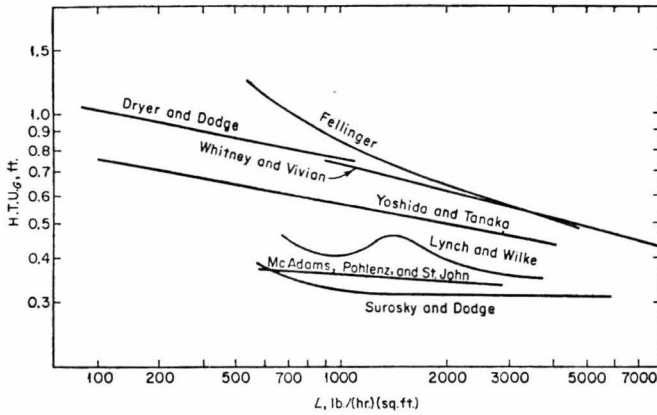


FIG No. 35.- EFECTO DE LA VELOCIDAD DEL LIQUIDO SOBRE LA TRANSFERENCIA DE GAS EN UNA PELICULA

forma de esferas y sillas en una torre empacada:

$$J_D = \frac{k_G p G^f M m}{G} \left[\frac{\mu}{\epsilon D_V} \right]^{2/3} = \left[0.99 \frac{D_p G}{\mu} \right]^{-0.41}$$

para valores del número de Reynold mayores a 350.

Tacker & Hougen (69) encontraron una relación para un rango de número de Reynolds entre 70 y 3000 siendo $Re = G (A_p)^{1/2} / \mu$. Para anillos y sillas respectivamente.

$$J_D = 0.855 \left[\frac{G (A_p)^{1/2}}{\mu} \right]^{-0.34} = \frac{k_G p G^f M m}{G} \left[\frac{\mu}{\epsilon D_V} \right]^{2/3}$$

$$J_D = 1.07 \left[\frac{G (A_p)^{1/2}}{\mu} \right]^{-0.41} = \frac{k_G p G^f M m}{G} \left[\frac{\mu}{\epsilon D_V} \right]^{2/3}$$

A_p = Superficie externa de la unidad de transferencia, en sq ft

J_D = Factor adimensional de Chilton & Colburn

D_v = Coeficiente de difusión de la corriente gaseosa, en sq ft/hr

D_p = Diámetro equivalente del empaque, en ft

G = Velocidad másica de la corriente gaseosa, en lb/ (hr (sq ft)

k_G = Coeficiente de transferencia de masa para la fase gaseosa, en lb mol/(hr (sq ft) (atm)

M_m = Peso molecular promedio de la corriente gaseosa, en lb/lb mol

P_{gf} = Presión parcial de los insertos en la película gaseosa, en atm

μ = Viscosidad de la corriente gaseosa, lb/(ft) (hr)

ρ = Densidad del gas, lb/cu ft

ϵ = Fracción vacía, adimensional

Thoenes & Kramer (70) generalizaron la aplicabilidad de la función "J" para columnas empacadas indicando que la influencia relativa del Reynolds y del Schmidt varían en forma significativa con las condiciones de transferencia de masa.

$$Sh = \underbrace{(k_1 Re^{1/3} Sc^{1/3})}_{\text{laminar}} \underbrace{(k_2 Re^{0.8} Sc^{0.4})}_{\text{turbulento}} \underbrace{(k_3 Re)}_{\text{estacionario}}$$

Sh = Número de Sherwood

k_1, k_2, k_3 = Constantes del sistema

Molstad, Kinney & Abbey (71) presentan una correlación para el coeficiente referido a la fase gaseosa:

$$K_G^a = \beta G_G^n G_L^m$$

donde los valores de las constantes β , n y m se presentan en la TABLA H

T A B L A H

Empaque	Tamaño	β	n	m
Anillos Raschig	2 in	0.048	0.88	0.09
Anillos Raschig	1½ in	0.0142	0.72	0.38
Anillos Raschig	1 in	0.036	0.77	0.20
Anillos Raschig	½ in	0.0065	0.90	0.39
Sillas Berl	1 in	0.0085	0.75	0.40

Existen gran cantidad de datos en la transferencia de masa de la fase líquida y gaseosa, sin embargo la mayoría de éstos están aplicados a la operación unitaria de absorción por lo cual nos abstenemos de indicarlas, pero todas ellas (72) han sido encauzadas para el mejor funcionamiento de las operaciones de transferencia líquido - gas.

6.5.- Características de operación en torres usadas para Destilación

Kirschbaum (73) y Kirschbaum & David (74) estudiaron las características de los anillos de cerámica y los empaques en forma de sillas cuyos resultados son mostrados en las figuras No. 36 y 37 donde la altura de transferencia de película gaseosa es proporcional a la velocidad del gas elevada a la potencia 0.2 o 0.3. También podemos observar -- que el HETP primero se incrementa, baja a un valor mínimo y finalmente se incrementa en forma repentina. El mínimo es atribuido al punto de carga, mientras que el incremento final se debe a que a esa velocidad ya nos encontramos en la zona de inundación.- A velocidades que están bajo este punto, el HETP es proporcional al tamaño del empaque

e inversamente proporcional al area por pie cúbico. Las velocidades óptimas para varios empaques se dan en la TABLA I y la correlación a continuación:

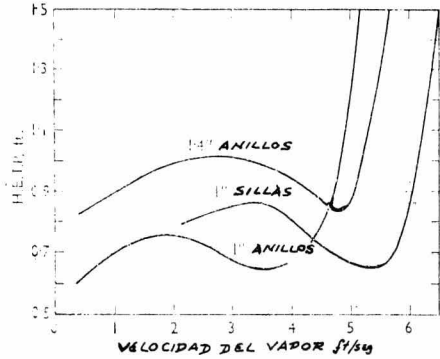


FIG. No. 36.- HETP PARA EL SISTEMA ETANOL - AGUA A REFLUJO TOTAL. TORRE DE 1,3 X 3,3 ft

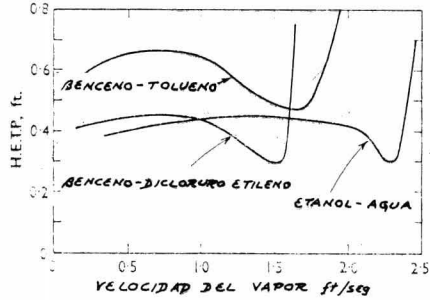


FIG. No. 37.- HETP PARA VARIAS MEZCLAS DESTILANTES A REFLUJO TOTAL. TORRE DE 4 X 0,32

T A B L A I
CORRELACION PARA EL SISTEMA ETANOL - AGUA

EMPAQUE	Velocidad óptima del vapor, en ft/seg
Anillos de 0,32 in	2,3
Anillos de 1 in	3,6
Anillos de 1 1/2 in	4,8
Sillas de 1 in	5,5

Furnas & Taylor (75) investigaron la destilación del sistema Etanol - Agua con - empaques de anillos Raschig de 3/8, 1 y 2 in así como sillas Berl de $\frac{1}{2}$ in demostrando que los datos de la zona de enriquecimiento de la columna están relacionados por las - ecuaciones:

$$(\text{HTU})_G = \frac{38.2 G_G}{\left[\frac{1}{m} (G_L/\mu) \right]^{1.21}}$$

$$K_{G^a} = 0.0069 \left[\frac{1}{m} (G_L/\mu) \right]^{1.21}$$

$$m = \left[\frac{(\text{HTU})_G}{(\text{HTU})_L} \right] \left[\frac{G_L}{G_G} \right]$$

m = Pendiente de la curva de equilibrio

G_L = Velocidad del líquido, en lb/(hr) (sq ft)

G_G = Velocidad molar del gas, lb mol/(hr) (sq ft)

μ = Viscosidad, lb/(ft) (hr)

Estos resultados ponen en evidencia la pequeña influencia del tamaño o tipo de empaque y la muy grande del caudal del líquido sobre el coeficiente de transporte, en donde se deduce que la mayor resistencia a la transferencia la pone el líquido. La concentración es otro factor muy importante por su efecto sobre la pendiente de la curva - de equilibrio pero no se tuvo en cuenta en estos trabajos que se limitaron a estudiar la rectificación dentro de un intervalo de concentraciones de 6.1 a 51.6 moles por ciento en la fase de vapor. Los resultados obtenidos se ilustran en la figura No. 38. La relación implica que la fase líquida es la resistencia controlante y es independiente del - *flujo de vapor.*

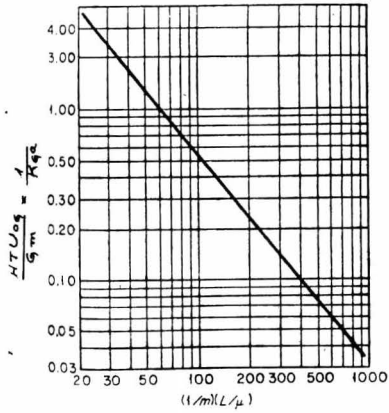


FIG. No. 38.- COMPORTAMIENTO DE LOS ANILLOS RASCHIG Y SILLAS BERL EN LA DESTILACION DEL ETANOL - AGUA.

Duncan & Koffolt (76) hicieron investigaciones complementarias a los estudios de Furnas & Taylor, ya que experimentaron los siguientes sistemas:

- a) Tricloroetileno - Tolueno
- b) Metanol- Agua
- c) Acetona - Agua y Etanol - Agua

los experimentos se llevaron a cabo en una columna de 5 in de diámetro y 9 ft de altura empacada con anillos Raschig de $\frac{1}{2}$ in poniendo de relieve la coincidencia empírica de los resultados obtenidos, al representar gráficamente como en las figuras de la No. 39 a la No. 42 el $(HTU)_G$ en función de la pendiente m , según la siguiente ecuación para sistemas relativamente ideales como lo son el Metanol - Agua y el Tricloro etileno - Tolueno

$$m = \frac{\int [dy/dx] dy}{y_2 - y_1}$$

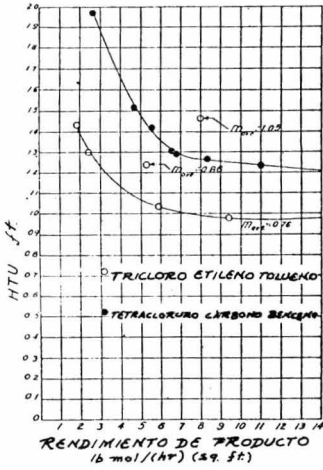


FIG. No. 39.- Velocidad del rendimiento del producto vs. el HTU

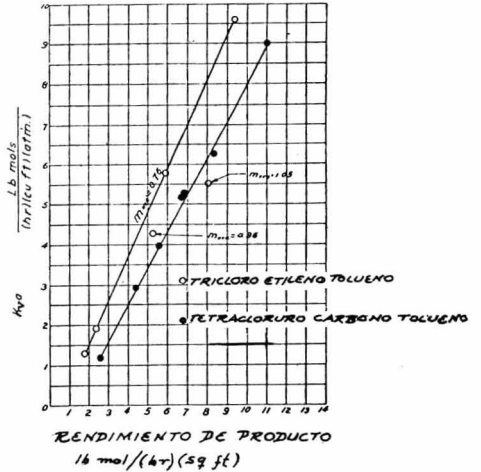


FIG. No. 40.- Velocidad de rendimiento del producto vs. K_{ya}

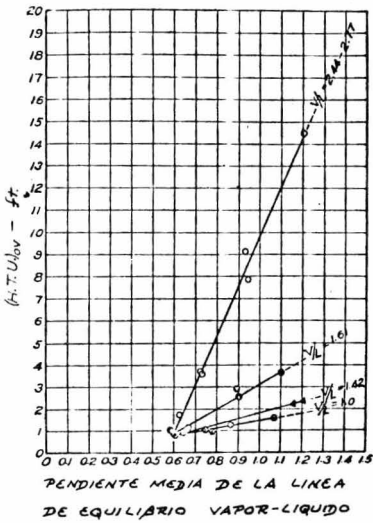


FIG No. 41.- El HTU EN función de la pendiente de la línea de equilibrio a diversos reflujos: Sistema $C_2H_2Cl_2 - C_7H_8$

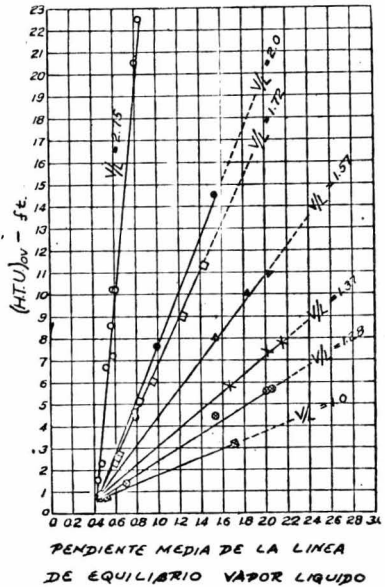


FIG. No. 42.- El HTU en función de la pendiente de la línea de equilibrio para el sistema metanol - agua. Varios reflujos

que siguen la ley de Raoult, sin embargo este método no tuvo éxito cuando se aplicó a sistemas que presentan curvas de equilibrio irregulares, como en el caso del Agua-Etanol y Acetona - Agua donde m cambia apreciablemente con la composición del calor.

Granville (77) hizo notar una limitación a la correlación de Furnas & Taylor alegando que el HETP normalmente decrece en el rango de la zona de carga y luego permanece constante o se incrementa en la zona de precarga como se indica en la figura No. 43.

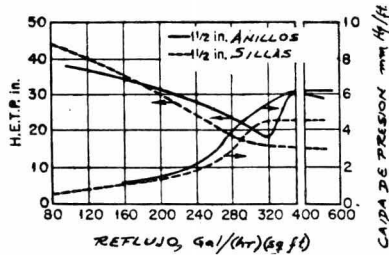


FIG. No. 43.- COMPARACION DEL FUNCIONAMIENTO DE LOS ANILLOS Y DE LAS SILLAS, AMBOS EMPAQUES DE $1\frac{1}{2}$ PULGADAS.

asi la ecuación de Furnas & Taylor no muestra una curva de inflexión y es limitada en su aplicación. Granville estableció una relación empírica para el comportamiento de los empaques en la región de carga únicamente para empaques de 8 ft de altura asumiendo que la altura de la unidad de transferencia es proporcional a $h^{1/3}$ y proponiendo:

$$\text{HETP} = 28 D_p M_d \frac{G_m}{L_m}$$

M_d = Pendiente promedio de la curva de equilibrio

D_p = Tamaño nominal de empaque, en in

m = Pendiente de la curva de equilibrio

n = Número de platos

G_m, L_m = Velocidad de los flujos del líquido y del gas, en lb mol/(hr) (sq ft)

Se ha indicado que la confiabilidad de la ecuación anterior es buena para anillos Raschig y debe ser aplicada con cautela para otros empaques.

Resultados similares a los de Duncan y colaboradores son reportados por Minard, Koffolt & Withrow (78). En este trabajo se tiene una columna de 12 in la cual está empacada con fibra de vidrio. La columna es usada para destilar una mezcla de Metanol - Agua y Etanol - Agua a reflujo total, la altura de la unidad de transferencia es de 0.6 a 0.9 ft. Después se llevan a cabo experimentos a reflujos finitos dando resultados variables y se encuentra que el H_{OG} depende de m y G/L . Valores más altos del H_{OG} se han encontrado cuando se destilaron mezclas de Acetona - Agua a bajas proporciones de reflujo y a alturas más altas de 25 ft.

Datos adicionales son presentados por Herman & Kaiser (79) para la destilación del metanol en agua. Sus resultados muestran que el H_{OG} depende de la concentración de alcohol y también de la velocidad del vapor, los mejores resultados son obtenidos entre 4 y 6 ft/seg, además se recomienda que la columna opere abajo del punto de inundación.

Recordando la correlación de Furnas & Taylor donde indica que el tamaño nominal de empaque y el tipo de éste no afectaba la eficiencia del funcionamiento del proceso destilante. Teller (80) estudia el sistema Etanol - Agua y encuentra valores para el HTU a temperaturas equivalentes y condiciones de flujo con otros sistemas, haciendo las correcciones apropiadas para las películas en la fase líquida y gaseosa.

En forma generalizada, el autor de este estudio encuentra las siguientes correc-

ciones:

$$\frac{H_G'}{H_G} = \frac{D_G'}{D_G}$$

$$\frac{H_L'}{H_L} = \left[\frac{D_L'}{D_L} \right]^{\frac{1}{2}} \left[\frac{\rho_L}{\rho_{L'}} \right]^{\frac{1}{2}} \left[\frac{\mu_L}{\mu_{L'}} \right]^{\frac{1}{2}}$$

siendo D_L Y D_G la difusividad de la fase líquida y la fase de vapor respectivamente.

Y para obtener el HTU global:

$$H_{OG} = H_G + \left[\frac{mV}{L} \right] H_L$$

donde m es la pendiente de la curva de equilibrio " $x - y$ ". Sin embargo Furnas & Taylor sostienen que la velocidad de transferencia de masa en la fase líquida controla el H_{OG} . Por esta razón cuando se trabaja con estos sistemas es necesario hacer las correcciones debidas empleando las ecuaciones anteriores.

6.6.- Cálculo del HETP

Una correlación general se publicó para una gran variedad de empaques y fue propuesta por Murch (81). Los resultados obtenidos muestran que el HETP depende de la velocidad del vapor, tamaño y tipo de empaque, así como del diámetro, altura de la sección empacada y de las propiedades físicas de los materiales fraccionantes. El proceso se lleva a cabo a presión atmosférica, usando reflujo total o altas relaciones de reflujo. El efecto de estas variables puede ser representadas por la siguiente ecuación empírica:

$$HETP = K_1 G^{K_2} D^{K_3} h^{1/3} \left[\frac{\alpha \mu}{\rho} \right]$$

G = Velocidad másica del vapor, en lb/(hr (sq ft)

d = Diámetro de la torre, en in

h = Altura de la sección empacada, en ft

α = Volatilidad relativa

μ = Viscosidad del líquido, en centipoises

ρ = Densidad del líquido, en gr/cm³

K_1, K_2, K_3 = Constantes dadas en la TABLA J

La correlación esta limitada a presiones atmosféricas o cercanas a ella, a velocidades del vapor entre el 25 y 85 % de inundación y columnas con un diámetro mayor de ocho veces el tamaño del empaque.

La correlación derivada por Murch como ya se dijo esta limitada a reflujos totales o altas relaciones de reflujo. Garner, Ellis & Granville (82) estudiaron la destilación de la mezcla Metilciclohexano - Tolueno en una columna de 2 in de diámetro, - empacada con anillos de 1/4 de in a reflujo total y a bajas relaciones de reflujo. El HETP de las zonas de rectificación y de agotamiento fueron obtenidas separadamente. En todos los casos se encontró que la columna era mas eficiente cuando la velocidad - del vapor se encontraba en su punto de carga. Además se encontró que el HETP es directamente proporcional al grupo $m G_M/L_M$ y fue correlacionado mediante la siguiente ecuación:

$$\text{HETP} = 4.3 m G_M/L_M$$

el HETP es medido en pulgadas. La pendiente de la curva de equilibrio m se obtiene - promediando los valores por cada plato teórico.

Robinson & Gilliland (83) proponen la siguiente relación para el cálculo

T A B L A J
 CONSTANTES DE LA ECUACION DE MURCH

TIPO DE EMPAQUE	tamaño	K ₁	K ₂	K ₃
Anillos Raschig	1/4	2.1	- 0.37	1.24
	3/8	2.1	- 0.37	1.24
	1/2	8.53	- 0.24	1.24
	1	0.57	- 0.10	1.24
	2	0.42	0.0	1.24
Sillas	1/2	5.62	- 0.45	1.11
	1	0.76	- 0.14	1.11
Mc. Mahon	1/4	0.76	- 0.14	1.0
	3/8	0.20	0.25	1.0
	1/2	0.33	0.20	1.0
Protruded	1/4	0.39	0.25	0.3
	3/8	0.076	0.5	0.3
	3/4*	0.45	0.3	---
	1	3.06	0.12	0.3
Stedman	128 (2)	0.077	0.48	0.24
	107 (3)	0.363	0.26	0.24
	115 (6)	0.218	0.32	0.24

*Anillos Raschig de metal Protruded

del HETP de una columna empacada:

$$\text{HETP} = \frac{d}{M_v} \left[12 G^{0.2} - \frac{G}{H P D_L (L/\mu)^{0.75} (\mu/e D_L)^{0.5}} \right]$$

M_v = Peso molecular promedio del vapor

G, L = Velocidad del vapor y del líquido, en lb/(hr) (sq ft)

H = Constante de Henry, lb mol/(cu ft) (atm)

P = Presión total, en atm

D_L = Difusividad de la fase líquida, en cm^2/seg

μ = Viscosidad, en Poises

e = Densidad del líquido, en gr/cm^3

Ellis (84) desarrolló una relación para el cálculo del HETP usando anillos Raschig de 1 y 2 in en donde la longitud de empaque y la masa de la velocidad del gas fueron introducidas como variables, no así la viscosidad. La relación encontrada fue:

$$\text{HETP} = \left[18D \cdot 12m \cdot (G/L) - 1 \cdot (h/10)^{0.5} \right]$$

D = Diámetro del empaque

m = Pendiente promedio de la curva de equilibrio

G = Velocidad másica del gas, en lb/(hr) (sq ft)

h = Altura del empaque, en ft

A reflujo total la ecuación de Ellis queda simplificada de la siguiente forma:

$$\text{HETP} = 18D$$

En el año de 1935, Chilton & Colburn (85) propusieron una correlación para el cálculo del HTU basándose en estudios hechos a través de tubos empacados y donde el HTU es expresado como factor " J_D "

$$HTU = \frac{G}{K_G a P M_m} = \frac{1}{J_D} \left[\frac{\mu}{D_{AB}} \right]^{2/3}$$

G = Velocidad másica del gas, en lb mol/(hr) (sq ft)

P = Presión, en atm

M_m = Peso molecular de la corriente de vapor, en lb/lb mol

J_D = Factor de transferencia de masa

D_{AB} = Coeficiente de difusión, en sq ft/hr

μ = Viscosidad, en lb/(hr) (ft)

ρ = Densidad, en lb/cu ft

Dado que se contaba con una gran cantidad de correlaciones entre el Reynolds y el factor J_D (49) fue posible obtener los valores experimentales del HTU.

Krauze & Serwinsky (86) encontraron que los cambios en la velocidad del líquido, reflujo y propiedades físicas de la mezcla tienen influencia en el comportamiento de la columna; los resultados experimentales se garantizan mediante lo siguiente:

$$H_L = 1.92 Re_L^{0.3} Re_G^{-0.2} Sc_L^{0.5}$$

$$H_G = 0.155 Re_G^{0.08} Re_L^{-0.7} Sc_L^{0.66}$$

H_L y H_G = Altura de la Sección empacada

Re = Número de Reynolds (adimensional)

Sc = Número de Schmidt (adimensional)

Para el cálculo de la altura de la unidad de transferencia, Cornell (87) propone

$$H_V = \frac{\psi S_{cV}^{0.5}}{(L, f_1, f_2, f_3)^n} \left[\frac{D}{12} \right]^x \frac{Z^{0.33}}{10}$$

$$H_L = \psi S_{cL}^{0.5} C \left[\frac{Z}{10} \right]^{0.5}$$

C = Factor de corrección para H_L a altas velocidades

D = Diámetro de la columna, en in

Z = Altura de la sección empacada, en ft

$$S_{cV} = \mu V / \rho D_V$$

Número de Schmidt para el vapor

$$S_{cL} = \mu_L / \rho_L D_L$$

Número de Schmidt para el líquido

L

Velocidad másica para el líquido

$$f_1 = (\mu_L / \mu_w)^{0.16}$$

Razón de la viscosidad del líquido a la del agua a 20 °C

$$f_2 = (\rho_w / \rho_L)^{1.25}$$

Razón de la densidad del agua a la del líquido a 20 °C

$$f_3 = (\sigma_w / \sigma_L)^{0.8}$$

Razón de la tensión superficial del agua a la del líquido a 20 °C

x = 1.24 para anillos Raschig

x = 1.11 para sillas Berl

$$\psi = \frac{H_V (L, f_1, f_2, f_3)^n}{S_{cV}^{0.5}}$$

Determinado experimentalmente de los datos de la figura No. 44

n = 0.6 para anillos Raschig

n = 0.5 para sillas Berl

$$\Psi = \left[\frac{H_L}{S_{cL}} \right]^{0.5}$$

Determinado experimentalmente de los datos de la figura No. 45

El autor advierte que puede haber desviaciones en los resultados obtenidos y que estas variaciones pueden fluctuar por el orden del 5.2 al 34.5 %

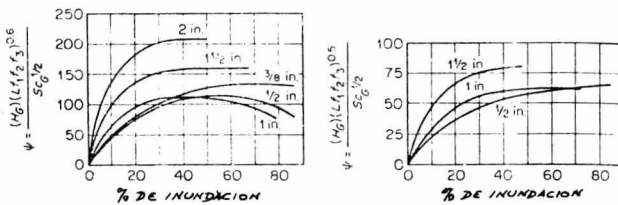


FIG. No. 44.- CORRELACION DEL H_G PARA VARIOS TAMAÑOS DE ANILLOS RASCHIG Y SILLAS BERL, EN UNA COLUMNA DE 10 X 1 ft.

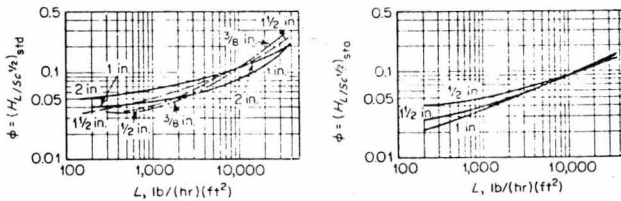


FIG. No. 45.- CORRELACION DEL H_L PARA VARIOS TAMAÑOS DE ANILLOS Y SILLAS CON UNA INUNDACION MENOR AL 50 %.

6.7.- Empaques de alta eficiencia

Los anillos Raschig y las sillas Berl son los empaques mas ampliamente usados en las torres empacadas pero en la actualidad han aparecido otros tipos de empaques como se vio en la sección cinco del capítulo IV. Teller (88) desarrolló un nuevo tipo de empaque llamado "Rosette o Tellerete". Su diseño esta basado en areas superficiales no ---

mojadas, pero si sobre areas intesticiales donde el liquido es retenido en el empaque, siendo esta la razón por la que es manufacturado de materiales humedecibles como el polietileno que además es resistente a la corrosión. La figura No. 46 muestra el funcionamiento de este empaque comparado con otros empaques industriales.

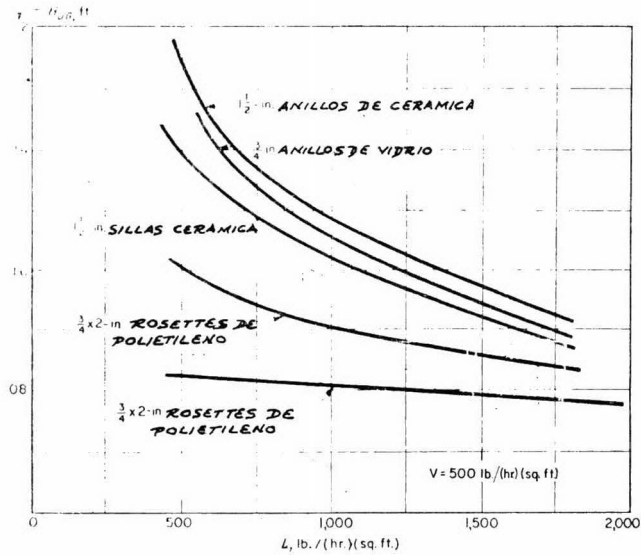


FIG. No. 46.- EMPAQUE ROSETTE COMPARADO CON ANILLOS Y SILLAS

Fisher Jr. & Bowen (89) estudiaron el funcionamiento de los empaques Mc. Mahon de 3/8 y 1/2 in de acero inoxidable en una columna de 10 ft de altura y de 4 in de diámetro destilando una mezcla de Benceno - Dicloruro de etileno para obtener una correlación del HETP en función de la velocidad de ebullición, es decir ambas variables en proporción directa, aunque los empaques de 1/2 in revelaron un HETP mínimo en la zona de carga. Los valores del HETP anduvieron en el rango de 3 a 4 in para los empaques de 3/8 de in y de 3 a 4.5 para los de 1/2 in.

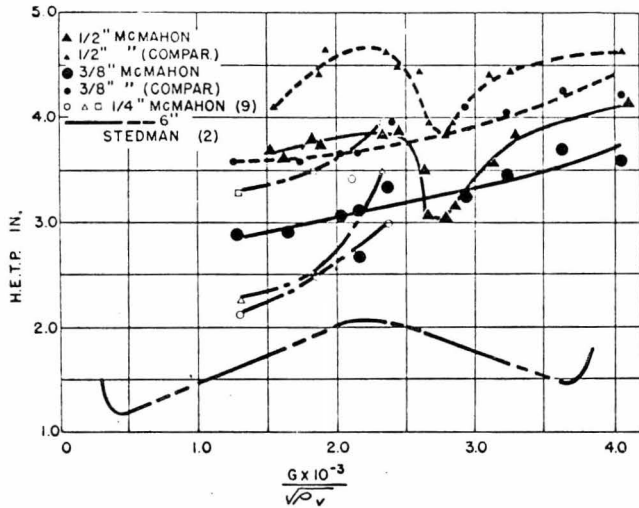


FIG. No. 47.- CORRELACION DE FISHER & BOWEN

Las características primordiales de estos empaques son una gran area superficial por unidad de volumen y una distribución uniforme del líquido sobre la superficie.

Bragg (90) estudió y desarrolló un nuevo tipo de empaque llamado Goodloe hecho de alambres metálicos Monel enmallado o tejido formando largas tiras que enrolladas forman secciones de empaque con un diámetro particular variable. Se escogió una mezcla binaria de Benceno - Dicloruro de etileno para realizar todas las pruebas, las cuales se llevaron a cabo a presión atmosférica y a reflujo total. Los datos obtenidos para el HETP son mostrados en la figura No. 48 y la comparación de los resultados obtenidos con respecto a otros empaques considerando la alta eficiencia, indican que el empaque Goodloe tiene altas capacidades de rendimiento de producto que la mayoría de éstos. Esta alta capacidad es combinada con una eficiencia de plato teórico que se aproxima a los mejores empaques a velocidades de reflujo equivalentes.

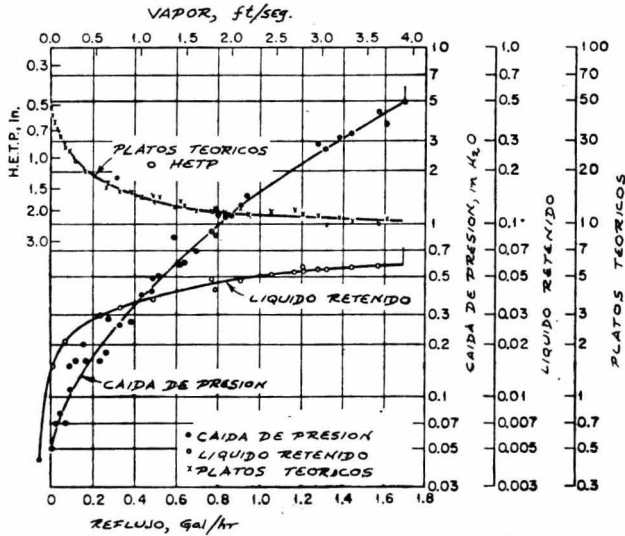


FIG. No. 48.- CORRELACION DE BRAGG USANDO EMPAQUES GOODLOE

Bragg (91) estudió las características de operación de los diferentes tipos y tamaños de empaques Stedman para tres sistemas destilantes a saber:

- a) 2, 2, 4 Trimetil pentano - Metilciclohexano
- b) Benceno - Dicloruro de etileno
- c) Mezcla isomérica de heptano

La correlación obtenida para el cálculo de platos teóricos por pie y el HETP se muestran en la figura No. 49 y los datos correlacionados en la TABLA K

Como conclusión de los datos presentados en esta correlación podemos decir que el HETP es independiente de la altura de empaque pero que es limitado por el diámetro de la columna pues como se observará a diámetros de 1 y 11 ft, el HETP esta entre 1.44 y 4.8 .

T A B L A K

COMPORTAMIENTO DE LOS DIFERENTES TIPOS DE EMPAQUES STEDMAN

Empaque	No. de empaque	Diámetro (ft)	Gal/hr	Platos teóricos	HETP
Tipo cónico	105	0.031	0.040	28.2	0.42 in
			0.048	24.2	0.48 in
			0.043	22.1	0.54 in
			0.059	19.5	0.61 in
			0.062	18.3	0.64 in
	104	0.062	0.053	24.1	0.50 in
			0.079	21.3	0.56 in
			0.110	18.3	0.64 in
			0.130	16.8	0.71 in
			0.160	15.3	0.78 in
	112	0.082	0.053	21.9	0.55 in
			0.110	17.4	0.69 in
			0.160	15.5	0.77 in
			0.210	14.1	0.85 in
			0.260	12.3	0.98 in
Piramidal triangular	128	0.173	0.750	12.2	0.98 in
			1.1	10.3	1.17 in
			1.5	9.1	1.32 in
			2.0	8.4	1.43 in
			2.5	7.4	1.62 in

Empaque	No. Empaque	Diámetro (ft)	Gal/hr	Platos teóricos	HETP
	107	0.257	1.0	10.0	1.19 in
			2.0	8.3	1.45 in
			3.0	7.8	1.55 in
			4.0	7.4	1.62 in
			5.0	7.1	1.7 in
			6.0	6.7	1.78 in
			6.8	6.5	1.86 in
	115	0.507	3.5	10.2	1.18 in
			8.2	7.9	1.52 in
			12.5	7.4	1.61 in
			17.5	6.7	1.78 in
			20.0	6.3	1.91 in
			23.5	5.8	2.1 in
Triangular en	116	1.0	15.0	8.3	1.44 in
forma de pirá-			30.0	6.6	1.82 in
mide triangular			40.0	6.0	1.98 in
			50.0	5.8	2.1 in
			60.0	5.6	2.12 in
			70.0	5.4	2.22 in
			80.0	5.0	2.38 in
			90.0	4.8	2.46 in
	129	3.0	351	4.1	2.91 in

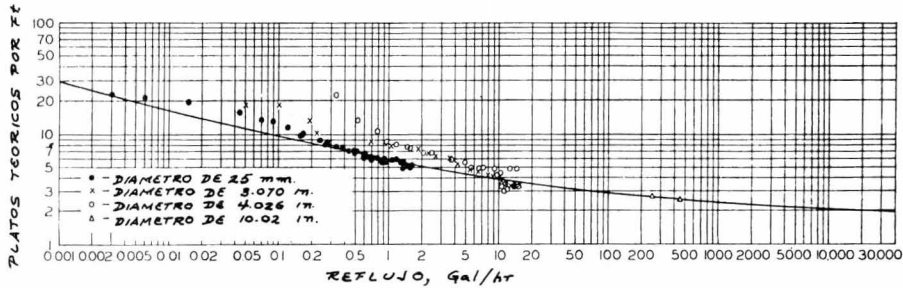


FIG. No. 49.- CORRELACION DE BRAGG PARA EMPAQUES STEDMAN

6.8 Empaques de metal expandidos

En años recientes han aparecido un determinado tipo de empaques de metal expandido para torres empacadas usadas en Destilación. Ese material tiene la ventaja de un bajo costo y proporciona grandes cantidades de espacio libre lo que permite altas velocidades del vapor que no pueden alcanzarse con los empaques distribuidos al azahar.

Scofield (92) describió un empaque que posteriormente se conoció como Panapak formado por capas prensadas de metal expandido que constaba de platos corrugados prensados de tal manera que formaban cimas y valles (como en una onda). Ensamblados sucesivos se colocan en la torre hasta dar la apariencia de un enlatado de metal.

La máxima velocidad del vapor alcanzada fue del doble que la obtenida por platos con cachuchas con 1.5 ft. de espaciamento y de dos a tres veces que la alcanzada con anillos Raschig y sillas Berl. Los experimentos mostraron que el empaque es muy eficiente a velocidades del vapor cercanas al punto de inundación, pero la eficiencia decrece rápidamente cuando la velocidad del vapor se reduce.

Para sus estudios Scofield seleccionó tres tipos de sistemas destilantes a diferentes condiciones de presión y cuyos resultados se dan en la figura No. 50 :

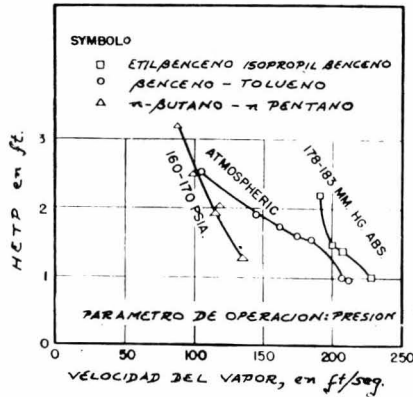


FIG. No. 50.- SISTEMAS DESTILANTES USADOS EN LA CORRELACION DE SCOFIELD

La muy alta eficiencia de este empaque se debe a que el vapor se burbujea en el líquido dentro de la superficie metálica de las placas de metal expandido. Si la velocidad del vapor es reducida abajo del punto de inundación la acción burbujeadora -- disminuye y esto trae como consecuencia un incremento en el HETP.

Mc. Williams, Pratt, Dell & Jones (93), obtuvieron una correlación para el cálculo del HETP para los sistemas Tetracloruro de carbono - Benceno y en especial para el sistema Agua - Oxido de deuterio. El trabajo llevado por estos autores se hizo con objeto de encontrar un sistema en el cual el empaque proporcionara una alta eficiencia a la transferencia de masa y además fuera de bajo costo ya que por métodos convencionales y a presión atmosférica era necesario evaporar 300 000 toneladas de agua para producir una tonelada de agua pesada, siendo esta la razón por la que se realizó el desarrollo del empaque del tipo de capa única de metal expandido conocido como Spraypak

Las pruebas para la obtención del HETP se llevaron a cabo en una columna cua-

drada de acero dulce con una altura de sección empacada de 20 ft. Los valores óptimos para el HETP para el empaque Spraypak se encontraron cercanos al 60 % del punto de inundación. Los resultados indican que el rendimiento del producto del empaque en el punto de inundación es de 150 a 200 % mayor que el mejor diseño hecho para columnas de platos con espaciamiento entre ellos de 1.5 ft por lo que tomando en cuenta lo anterior obtenemos una reducción en el volumen efectivo de la torre en un 5 a un 60 % comparado con las torres de platos. La correlación se ilustra a continuación:

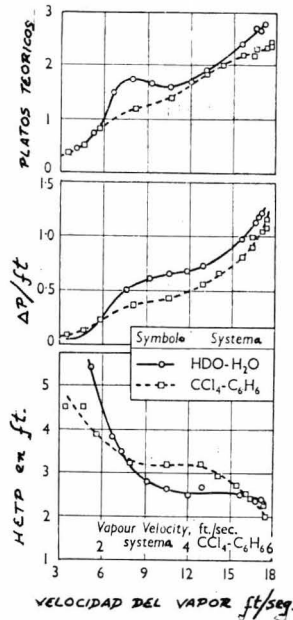


FIG. No. 51.- COMPORTAMIENTO DEL EMPAQUE SRAYPAK

6.9.- Mezclas binarias fraccionadas en torres empacadas

Numerosas mezclas binarias han sido estudiadas para apreciar el comportamiento de las torres empacadas para Destilación. La selección de una de estas mezclas esta en función del tamaño de la torre y del número de platos teóricos. Se pueden usar aquellas mezclas

cuyas volatilidades relativas no sean muy altas, ya que éstas, están en proporción directa con el HETP.

Beatty & Calingaert (94) muestran que el n heptano y el Metil ciclohexano constituyen un sistema binario ideal con una volatilidad relativa de 1.07 a presión atmosférica y con un número de 100 platos teóricos.

Hands & Whitt (95) estudiaron el sistema dietanol amina - trietanol amina en una torre de 1.5 mt de altura y de un diámetro de 75 cm, empacada con anillos Raschig - de 5/8 de in y operando en condiciones de vacío (5 mm de Hg). La correlación encontrada es la siguiente:

$$\text{HETP} = \frac{70}{\left[L/\mu_1 \cdot d \right]}$$

L = Gasto de reflujo, lb/(sq ft)(hr)

μ_1 = Viscosidad del líquido, lb/(ft)(hr)

d = Diámetro de los anillos (Raschig)

Para llegar a la ecuación anterior, Hands & Whitt toman como únicas variables de importancia el tamaño del empaque, el gasto del líquido y la viscosidad. Para operaciones con relación de la columna de empaque de 8 a 10 mt y menores de 3 mt de altura, esta correlación tiene una aproximación de un 40 %.

Deed, Schutz & Drew (96) destilaron una mezcla de Isopropanol - Agua en una columna de 6 in de diámetro empacada con anillos Raschig de $\frac{1}{2}$ in y con una altura de 47 in. Los resultados experimentales se muestran en la figura No. 52 y fueron calculados sobre resistencias globales. La razón L_m/G_m varía de 0.33 a 1 y la pendiente promedio "m" va de 0.3 a 16.7. Los resultados muestran que el H_{OL} varía con el factor $m G_m/L_m$ de 0.43 a 1.06 ft.

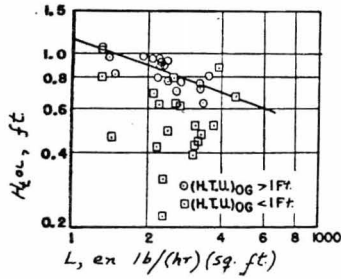


FIG. No. 52.- DATOS DE RECTIFICACION DE LA MEZCLA ISOPROPANOL - AGUA

De este trabajo se concluye que la fase líquida es la resistencia controlante, además de que en este trabajo se pretende correlacionar estos datos con los de absorción del sistema Dióxido de carbono - Agua siendo ésta muy pobre.

Myles, Feldman, Wender & Orchin (97) evaluaron el efecto de la presión de operación sobre la eficiencia de empaques como las hélices, sillas Berl, empaques helicoidales usando como sistema destilante el n heptano - metilciclohexano apareciendo que la presión óptima de operación es de 20 mm Hg para todos los empaques. La velocidad promedio de irrigación estuvo basado en la media de la velocidad de inundación.

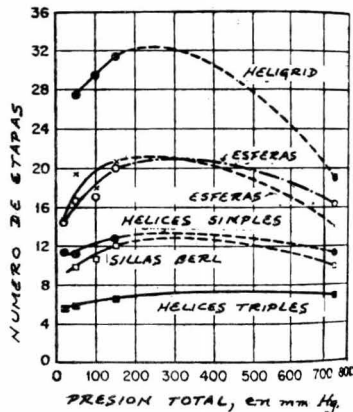


FIG. No. 53.- CORRELACION DE MYLES Y COLABORADORES

Struck & Kinney (98) evaluaron el comportamiento de los anillos Raschig, hélices, Cannon, empaques Protruded y Mc. Mahon en una columna de diámetro de 3/4 de in sobre presiones que iban desde 10 mm a la presión atmosférica habiendo obtenido como rango óptimo el de 50 a 100 mm de Hg. El sistema destilante que sirvió para probar esta columna fue el del n decano - transdecalfin. Las conclusiones se muestran en la figura No. 54:

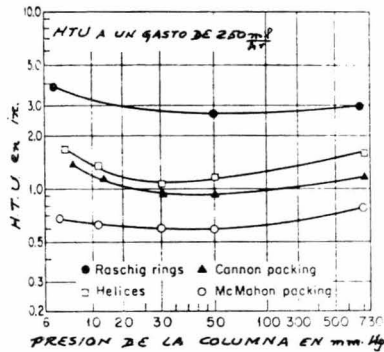


FIG. No. 54.- VARIACION DEL HTU CON LA PRESION PROMEDIO DE LA COLUMNA A RENDIMIENTO DEL PRODUCTO CONSTANTE.

Furnas & Taylor (99) estudiaron el sistema Tolueno - n heptano en una gran variedad de reflujos y encontraron la siguiente correlación:

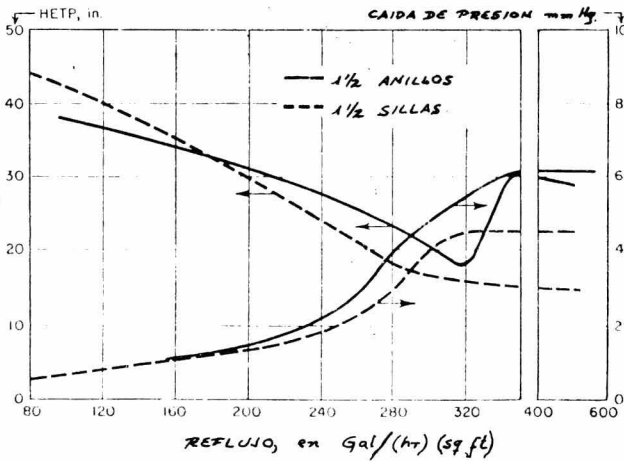
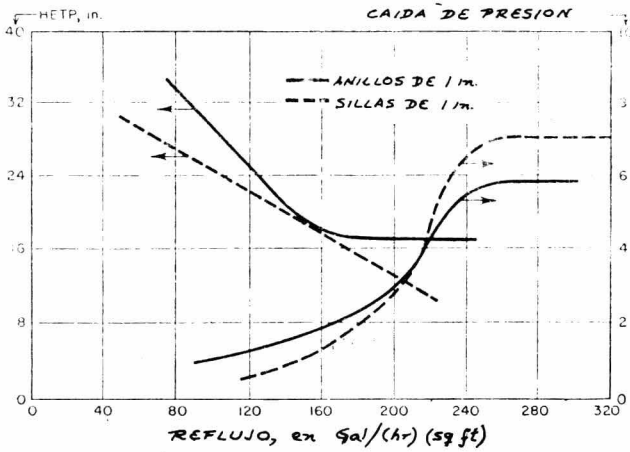
$$k_G a = \frac{6.75 L^{2.13}}{G(\text{prom})}$$

$G(\text{prom})$ = Velocidad másica del vapor promedio, en lb/(hr) (sq ft)

L = Velocidad másica de la fase líquida, en lb/(hr) (sq ft)

Teller (100), compara los datos del HETP para nillos Raschig y sillas Berl en ---

tamaños comerciales como lo muestran las figuras No. 55 y 56, siendo obtenidos para - situaciones inferiores al punto de inundación.



FIGS. No. 55 y 56.- COMPARACION DE LOS DATOS DEL HETP PARA ANILLOS RASCHIG Y SILLAS BERL EN TAMAÑOS COMUNES

En este trabajo se notó que se obtenían resultados similares para tamaños equiva-

lentes en estos tipos de empaques, además se observó que las sillas Berl son mas estables cerca de la zona de inundación sosteniendo dicha estabilidad aún al 150 % de inundación. Las mezclas destilantes usadas en estas investigaciones se dan en la TABLA L.

La Cia. U. S. Stoneware (101) experimentó en sus laboratorios el funcionamiento de las sillas Intalox en una columna de 15 in de diámetro y con una longitud de empaque de 10 ft. Los sistemas escogidos para sus pruebas fueron los siguientes:

- a) Iso-octano - Tolueno
- b) Benceno - Tolueno
- c) Acetona - Agua

Al efectuarse los experimentos se apreció la excelente distribución del líquido - debido a una gran distribución al azhar de los empaques. En la destilación al vacio las sillas Intalox produjeron bajas caidas de presión dando por consecuencia bajos puntos de ebullición lo que significa mayores producciones de destilado por unidad de tiempo. Los datos obtenidos en estas investigaciones se ilustran en las figuras No. 57, 58 y 59

6.10.- Sistemas destilantes a presión reducida

Bliss, Eschaya & Frisch (102) estudiaron el efecto a la presión reducida en la destilación del orthodiclorobenceno y del ortho etil benceno en una columna empacada de 3 in de diámetro con anillos de $\frac{1}{2}$ in de carbón. Los experimentos se llevaron accabo a - presión reducida de 4.98, 33.8 y 18.5 mm de Hg donde los valores respectivos al H_{OG} fueron de 1.1, 1.25 y 1.65 ft y las velocidades de destilación de 40 a 25 lb/(hr) (sq ft) Los resultados fueron correlacionados mediante la siguiente ecuación :

$$H_{OG} = 6.52 P^{-0.47}$$

siendo P la presión absoluta en mm de Hg

T A B L A L

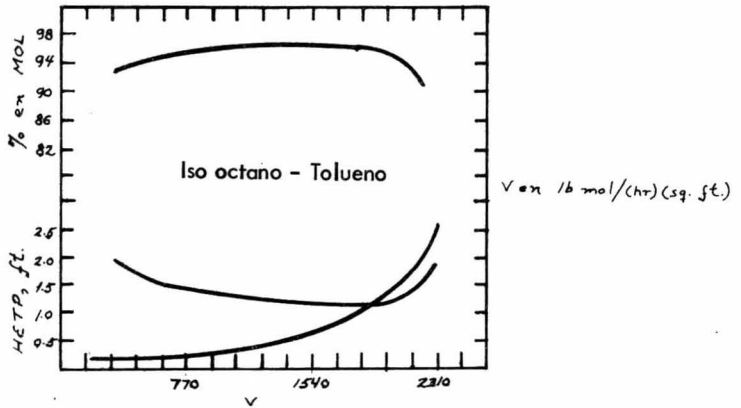
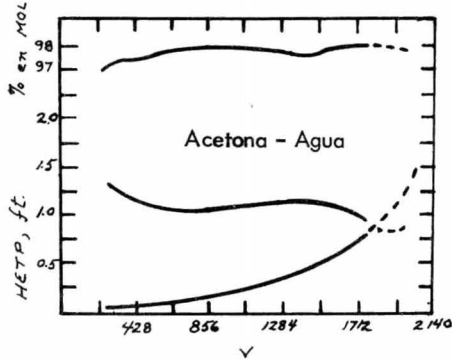
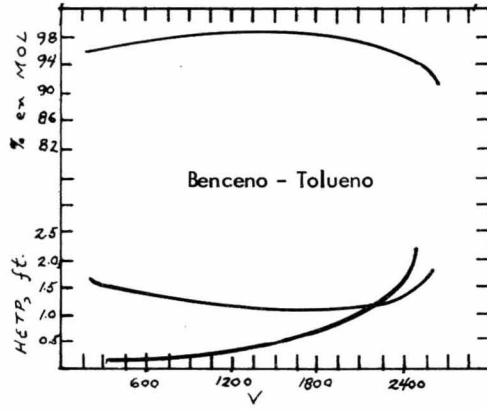
SISTEMAS DESTILANTES USADOS EN LA CORRELACION DE TELLER

Empaque	Sistema	D*	E	L	H _{OG} o HETP
Anillos de cerámica	Isopropanol - Agua	6	4	150	0.3-0.6
de ½ in o de carbón	"	6	4	450	0.3-0.6
	CCl ₄ - Benceno	5	9	250	2.0 in
	"	5	9	1150	1.25 in
	Tricloroetileno -	5	9	200	1.45 in
	tolueno	5	9	700	1.25 in
	"	4.8	5	500	0.87 in
	"	4.8	5	1700	0.70 in
	"	4.8	9	400	1.30 in
Sillas saddles de	Etanol - Agua	5.0	9	550	1.00 in
de cerámica de ½ in	"	12.0	10	190	1.50 in
Monturas saddles de	"	12.0	9	150	1.40 in
cerámica de 1 in	"	12.0	9	960	1.10 in
Anillos de cerámica	"	12.0	10	785	1.20 in
de 1 y 2 in	"	12.0	10	816	2.20 in

*D = Diámetro de la columna, en in

E = Profundidad del empaque

L = Velocidad del líquido, en lb/(hr) (sq ft)



FIGS. 57, 58 Y 59.- ESTUDIOS DE LA CIA. U. S. STONEWARE.

La ecuación anterior se puede escribir en función de la temperatura:

$$H_{OG} = T^{-7.2}$$

lo anterior sugiere que a la transferencia la controla la fase líquida y a presiones muy altas lo hace el vapor.

6.11.- Separación de isótopos por destilación

La separación de los isótopos de sus elementos por Destilación requieren de un gran número de platos teóricos debido a sus volatilidades relativas muy pequeñas, lo que no los hace apropiados para destilarlos en columnas de platos. Las columnas empacadas han sido empleadas en procesos de este tipo y han servido para medir su eficiencia con valores de HETP no muy grandes.

Norman & Hu (103), investigaron la destilación de agua enriquecida con 0.3 % en mol de deuterio en una columna de 6 in de diámetro con una altura de 9 ft usando empaques Stedman. La figura No. 60 muestra los valores del HETP determinados a reflujo total, viéndose que estos valores eran de dos a cuatro veces mas altos que aquellos medidos por mezclas de hidrocarburos.

Con & Wolf (104) separaron los isótopos del boro por destilación de un complejo de Trifluoruro de boro y Dimetilether. Se encontró que el HETP usando empaques Stedman era de 3.5 a 6.3 in.

6.12.- Resistencias líquida y de vapor en destilación

De acuerdo con la teoría de la doble resistencia para la transferencia de masa, es posible calcular la altura de la unidad de transferencia para destilación por medio de:

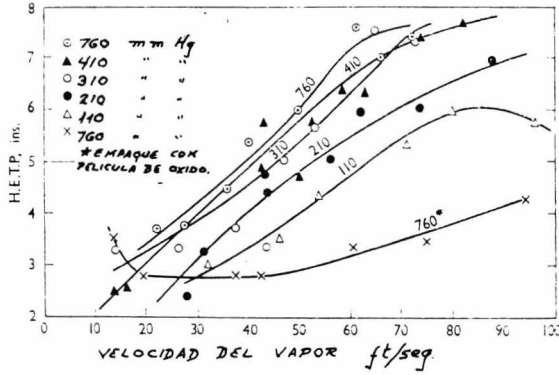


FIG. No. 60.- HETP PARA LA DESTILACION DEL H₂O - H₂O

$$H_{OG} = H_G - (m G_M / L_M) H_L$$

los valores de H_G y H_L son determinados mediante la teoría de absorción del gas. Sin embargo existen dificultades en la aplicación de los datos de absorción a Destilación - porque el area superficial de los empaques es comunmente mayor para Destilación que - para absorción a la misma velocidad del líquido debido a lo reducido de la tensión superficial del líquido y la reducción de viscosidad a altas temperaturas.

Morris (105) considera que el area superficial de los empaques es substancialmente constante dentro del rango de velocidades normales del líquido encontradas en la destilación a presión atmosférica. Los métodos empleados para el diseño de torres de absorción pueden ser ampliados para torres de destilación (106) si se condiciona que el area húmeda para destilación es equivalente a la de absorción a velocidades del líquido en exceso del mínimo de velocidad de humectación. De acuerdo con lo anterior el coeficiente de transferencia de masa para el vapor es calculado mediante la siguiente ecuación, desarrollada por Carey & Williamson (107):

$$\frac{k_G R T}{v} \cdot \frac{P_{BM}}{P} \left[\frac{\mu}{\epsilon D} \right]^{0.5} = 0.04 \left[\frac{\epsilon v d}{\mu} \right]^{-0.25}$$

d = Diámetro de la columna

v = Velocidad del gas (relativa a la velocidad efectiva superficial del líquido)

Este coeficiente es multiplicado por el factor de empaque R_g que se muestra en la TABLA M para obtener el coeficiente para este empaque así tenemos:

$$H_G = \frac{G_M}{k_G a P}$$

T A B L A M

Empaque	H _G EN FT	H _L en ft	H _{OG} , en ft	R _g
Anillos de ½ in	0.34 a 0.38	0.19 a 0.27	0.6	2.7
Anillos de 1 in	0.85 a 0.95	0.26 a 0.37	1.2 a 1.3	2.7
Anillos de 2 in	1.69 a 1.88	0.49 a 0.65	2.3 a 2.5	2.7

$$= \frac{(\epsilon v d / \mu)^{0.25} (\mu / \epsilon D)^{0.5}}{0.04 a R_g}$$

v = Velocidad en el empaque

d = 0.083 ft

ε = Espacio fraccional vacío

Para el coeficiente en la fase líquida, Morrison (ref. cit.) lo expresa mediante:

$$k_L = 20.8 \left[\frac{\epsilon_L}{\mu_L} \right]^{0.53} D_L^{0.5} \left[\frac{r}{\epsilon_L} \right]^{0.7}$$

$$k_L = 20.8 R_L \left[\frac{\epsilon_L}{\mu_L} \right]^{0.53} D_L^{0.5} 2.12^{0.7-n} \left[\frac{L}{\epsilon_L a} \right]^n$$

para empaques que se acomodan desordenadamente donde $n = 0.75$ para anillos Raschig de $\frac{1}{2}$ y 1 in y 0.85 para los anillos de 2 in.

La altura de la unidad de transferencia para la fase líquida será:

$$H_L = \frac{L}{\epsilon_L k_L a} = \frac{2.12^{n-0.7} (L/\epsilon_L a)^{1-n}}{20.8 R_L (\epsilon_L/\mu_L)^{0.53} D_L^{0.5}}$$

R_L = Factor de empaque para la fase líquida.

Los valores calculados de H_G y H_L para las mezclas Benceno - Tolueno; Cloruro de metileno - Cloroformo y Etanol - Agua con los valores encontrados mediante esta correlación muestran una marcada dependencia con el diámetro del empaque. Los resultados para los tres sistemas a una velocidad del vapor igual al 65% de la velocidad de inundación se sintetiza en la TABLA M.

Estos resultados muestran que la resistencia controlante recae en la parte del vapor para valores de $m G_M/L_M$ cercanos a la unidad.

C A P I T U L O V I I

B I B L I O G R A F I A

- 1.- Diccionario Enciclopédico UTEHA, Editorial Hispanoamericana, Barcelona (1950)
- 2.- Hernandez y Pimentel, *Etimologías Grecolatinas*, Ed. Porrúa, México (1973)
- 3.- Kennard, *Kinetic Theory of Gases*, Mc. Graw Hill, New York (1938)
- 4.- Foust y colaboradores, *Principles of Unit Operations*, Wiley International Edition, New York (1960)
- 5.- Fick, *Ann. Physik*, 94, 59 (1855)
- 6.- S. R. de Groot, *Thermodynamics of Irreversible Processes*, North - Holland, Amsterdam (1951)
- 7.- Sir James Deans, *Dynamical Theory of Gases*, Cambridge Univ. Press, London (1921)
- 8.- Chapman & Cowling, *Mathematical Theory of Non - Uniform Gases*, Cambridge University Press, London (1959)
- 9.- Hirschfelder, Bird & Spatz, *Chem. Revs.*, 44, 205 (1949)
- 10.- Daniels & Alberty, *Physical Chemistry*, John Wiley & Sons Inc., New York (1955)
- 11.- Reid & Sherwood, *The Properties of Gases and Liquids*, Mc. Graw Hill Book Co., New York (1958)
- 12.- Le Bas, *The Molecular Volumes of Liquid Chemical Compounds*, Longmans, London (1915)
- 13.- Hirschfelder, Curtiss & Bird, *Molecular Theory of Gases and Liquids*, John Wiley & Sons Inc., New York (1954)
- 14.- Glasstone, Laidler & Eyring, *The Theory of Rate Processes*, Mc. Graw - Hill Book

- Co., New York, (1941)
- 15.- Wilke, Chem. Eng. Progr., 45, 95 (1950)
 - 16.- Wilke, Chem. Eng. Progr., 45 218 (1949)
 - 17.- Welty y colaboradores, Fundamental of Momentum, Heat and Mass Transfer, Wiley International Edition, New York (1969)
 - 18.- Prandtl Zeit. Physik., 29, 487 (1928)
 - 19.- Bird y colaboradores, Transport Phenomena, John Wiley International Edition, New York (1960)
 - 20.- Buckingham, Phys. Re., 2, 345 (1914)
 - 21.- Reynolds, Proc. Manchester Lit. Phil. Soc., 8 (1874)
 - 22.- Colburn, Trans. A.Ch.E., 29, 174 (1933)
 - 23.- Chilton & Colburn, Ind. Eng. Chem., 26, 1183 (1934)
 - 24.- Blasius, Math. U. Phys. Sci., 1 (1908)
 - 25.- Prandtl, Zeit. Physik., 11, 1072 (1910)
 - 26.- Schrage, A Theoretical Study of Intherphase Mass Transfer, Columbia University Press, New York (1953)
 - 27.- Whitman, Chem. Met. Engr., 29 (4), 147 (1923)
 - 28.- Lewis & Whitman, Ind. Eng. Chem., 16, 1215 (1924)
 - 29.- Treyball, Mass Transfer Operation, Mc. Graw Hill Book Co., New York (1968)
 - 30.- Ocon y Tojo, Problemas de Ingenierfa Quimica, Ed. Aguilar, Madrid (1967)
 - 31.- Brown y colaboradores, Operaciones Bfsicas de la Ingenierfa Quimica, Ed. Marfn Barcelona (1955)
 - 32.- Van Winkle, Distillation, Mc. Graw - Hill Book Co., New York (1967)
 - 33.- Eckert, Chem. Eng. Progr., 59 (5): 75 (1963)

- 34.- Fisher & Bowen, Chem. Eng. Progr., 45, 359 (1949)
- 35.- Teller, Chem Eng. Progr., 50: 65 (1954)
- 36.- Cannon, Ind. Eng. Chem., 27: 255 (1935)
- 37.- Fractionating Towers Inc., Englewood, N. J. Spraypak, Bull 8
- 38.- Olney, A.I.Ch.E. Paper, Annual Meeting, St. Louis (Dec. 13 - 16 1953)
- 39.- Parsly, Molstad, Cross & Bauer, Chem. Eng. Progr., 46, 17 (1950)
- 40.- Mc. Cabe & Thielle, Unit Operations of Chemical Eng., Mc. Graw Hill, New York (1967)
- 41.- Colburn, Ind. Eng. Chem., 33 459 (1941)
- 42.- Sorel, Distillation et Rectification Industrielles, G. Carre et C. Naud, Paris (1899)
- 43.- Peters, Ind. Eng. Chem., 14, 476 (1922)
- 44.- Mc. Cabe Thielle, Ind. Eng. Chem., 17, 605 (1925)
- 45.- Sherwood, Ind. Eng. Chem., 30, 765 (1938)
- 46.- Eckert, Chem. Eng. Progr., 57: 64 (1961)
- 47.- Leva, Tower Packing & Packed Tower Design, U. S. Stoneware Co.
- 48.- Leva, Lucas & Frahme, Ind. Eng. Chem., 46, 1225 (1954)
- 49.- Perry, Chemical Engineers Handbook, Mc. Graw Hill, Tokyo (1963)
- 50.- Weisman & Bonilla, Ind. Eng. Chem., 42, 1099 (1950)
- 51.- Shulman, Am. Inst. Chem. Engrs. J. L., 253 (1955)
- 52.- Yoshida & Koyanagi, Ind. Eng. Chem., 50, 365 (1958)
- 53.- Teller, Am. Inst. Chem. Engrs. J., 7, 129 (1961)
- 54.- Tacker & Hougén, Chem. Eng. Progr., 45, 188 (1949)
- 55.- Mc. Adams, Chem. Eng. Progr., 45, 241 (1949)

- 56.- Pratt, *Trans. Inst. Chem. Engrs.*, 29, 195 (1951)
- 57.- Onda, Okamoto & Hunda, *Kogaki Kogaku*, 24, 490 - 3 (1960)
- 58.- Yoshida & Koyanagi, *Ind. Eng. Chem.*, 50, 635 (1958)
- 59.- Van Krevelen & Hoftizer, *Chem. Eng. Progr.*, 44, 529 (1948)
- 60.- Onda, Sada & Murase, *Am. Inst. Chem. Engrs. J.*, 5, 235 (1959)
- 61.- Deed, *Ind. Eng. Chem.*, 39, 766 (1947)
- 62.- Vivian & Withney, *Chem. Eng. Progr.*, 43, 691 (1947)
- 63.- Hikita, *Chem. Eng.*, 20, 113 (1956)
- 64.- Knoedler & Bonilla, *Ind. Eng. Chem.*, 50, 125 (1956)
- 65.- Bond & Donald, *Chem. Eng. Sci.*, 6, 237 (1957)
- 66.- Sherwood & Holloway, *Trans. Am. Inst. Chem. Engrs.*, 36, 21 (1940)
- 67.- Lynch & Wilke, *Am. Inst. Chem. Engrs. J.*, 1, 18 (1955)
- 68.- Gamson, Thodos & Hougen, *Trans. Am. Inst. Chem. Engrs.*, 39, 1 (1943)
- 69.- Tacker & Hougen, *Chem. Eng. Progr.*, 44, 529 (1948)
- 70.- Thoenes & Kramers, *Chem. Eng. Sci.*, 8, 271 (1958)
- 71.- Molstad, Kinney & Abbey, *Trans. A.I.Ch.E.*, 36, 39 (1940)
- 72.- Eckert, *Ind. Eng. Chem.*, 59, No. 2, 42 - 7 (1967)
- 73.- *Distillation and Rectification*, Chemical Publishing Co., New York (1948)
- 74.- Kirschbaum & David, *Chem. Eng. Tech.*, 22, 172 (1953)
- 75.- Furnas & Taylor, *Trans. A.I.Ch.E.*, 36, 135 (1940)
- 76.- Duncan & Koffolt, *Trans. A.I.Ch.E.*, 38, 259 (1945)
- 77.- Granville, *Brit. Chem. Eng.*, 2, 70 (1957)
- 78.- Minard, Koffolt & Withrow, *Trans. A.I.Ch.E.*, 39, 813 (1943)
- 79.- Herman & Kaiser, *Trans. A.I.Ch.E.*, 40, 487 (1944)

- 80.- Teller, Chem. Eng. Progr., 50, 65 (1954)
- 81.- Murch, Ind. Eng. Chem., 45, 1616 (1953)
- 82.- Garner, Ellis & Granville, J. Inst. Petrol., 42, 148 (1946)
- 83.- Robinson & Gilliland, Elements of Fractional Distillation, Mc. Graw Hill, New York (1950)
- 84.- Ellis, Chem. Eng. News, 31, 44, 4613 (1953)
- 85.- Chilton & Colburn, Ind. Eng. Chem., 27, 904 (1935)
- 86.- Krauze & Serwinsky, Zeiz. Nauk. Blietech. Lodz. Chem., No. 17, 85 (1966)
- 87.- Cornell, Knapp & Fair, Chem. Eng. Progr., 56 (7): 68, 49 (1960)
- 88.- Teller, Chem. Eng. Report, (sept. 1954)
- 89.- Fisher Jr. & Bowen, Chem. Eng. Progr., 45, 6 (1949)
- 90.- Bragg, Ind. Eng. Chem., 49, 7 (1957)
- 91.- Bragg, Ind. Eng. Chem., 46, 1676 (1953)
- 92.- Scofield, Chem. Eng. Progr., 46, 8 (1950)
- 93.- Mc. Williams, Pratt, Dell & Jones, Trans. Inst. Chem. Engrs. 34 (1956)
- 94.- Beatty & Caelingaert, Ind. Eng. Chem., 26, 504 (1934)
- 95.- Hands & Whitt, Journal App. Chem., 135 (1951)
- 96.- Deed, Schutz & Drew, Ind. Eng. Chem., 39, 6 (1947)
- 97.- Myles, Feldman, Wender & Orchin, Ind. Eng. Chem., 43, 1452 (1951)
- 98.- Struck & Kinney, Ind. Eng. Chem., 42, 77 (1950)
- 99.- Furnas & Taylor, Trans A. I. Ch. E., 135 (1940)
- 100.- Teller, Am. Inst. Chem. Eng., (Dic. de 1953)
- 101.- U. S. Stoneware, Boletín técnico S - 31R, Akron Ohio (1967)

- 102.- Bliss, Eschaya & Frisch, *Chem. Eng. Prog.*, 48, 627 (1952)
- 103.- Norman & Hu, *Inst. Chem. Engrs.*, International Symposium on Distillation
(1960)
- 104.- Con & Wolf, *Ind. Eng. Chem.*, 50, 1231 (1958)
- 105.- Morris, *Inst. Chem. Engrs.*, International Symposium on Distillation (196)
- 106.- Norman, *Absorption, Distillation and Cooling Towers*, Longmans Great Britain
(1962)
- 107.- Carey & Williamson, *Proc. Inst. Mech. Engrs.*, 163 (W. E. P. No. 56) 41
(1950)
- 108.- Cantu G., *Diseño Experimental de una columna empacada*, tesis, UNAM (1973).