

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO
FACULTAD DE QUIMICA

EVALUACION TECNICA DE METODOS PARA EL
DISEÑO DE TORRES DE ABSORCION

22

T E S I S

QUE PARA OBTENER
EL TITULO DE:
INGENIERO QUIMICO
PRESENTAN

CARLOS ERIC ARELLANO LAMB
JUAN MANUEL ARREDONDO BOSCH

MEXICO, D. F., 1974



Universidad Nacional
Autónoma de México

Dirección General de Bibliotecas de la UNAM

Biblioteca Central



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.

LAB. Tesis
AÑO 1974
FECHA _____
PROC. Hit 20



QUÍMICA

Jurado asignado originalmente
según el tema.

PRESIDENTE RUDI P. STIVALET C.
V O C A L ANTONIO FRIAS M.
SECRETARIO ABELARDO F. PADIN
1er.SUPLENTE ALEJANDRO ANAYA D.
2do.SUPLENTE ROBERTO ANDRADE

Sitio donde se desarrolló el tema: Facultad de Química, UNAM.

SUSTENTANTES:

CARLOS ERIC ARELLANO LAMB

JUAN MANUEL ARREDONDO BOSCH

ASESOR DEL TEMA:

RUDI PRIMO STIVALET CORRAL

Agradecemos a nuestro maestro y amigo, el Ing. Rudi Primo Stivalet su valiosa colaboración y asesoría en el desarrollo del presente estudio así como a todas las personas que de alguna manera contribuyeron a la realización del mismo.

A NUESTROS PADRES

A NUESTROS MAESTROS Y COMPAÑEROS

P R O L O G O

La ingeniería química se puede decir que es tan antigua como la humanidad. Lo anterior puede afirmarse - considerando las actividades tecnológicas que actualmente desarrollamos los ingenieros químicos. El vidrio, los metales, los vinos, se han procesado desde hace milenios, aunque de hecho la ingeniería química tal como la conocemos actualmente nació hace menos de 100 años.

En realidad lo que llamamos ingeniería química es - la teoría de la ingeniería química. Esta teoría se ha desarrollado para ahorrar tiempo en la construcción de plantas y para evitar "cambios de gran costo en la construcción para lograr una operación eficiente" como afirma William H. Walker en su libro sobre "Principios de Ingeniería Química" aparecido en 1923. Allí mismo - escribía que "esperaba que el libro estimulara a los - ingenieros a diseñar los equipos adecuados a un propósito particular, en vez de simplemente construirlos para experimentar en gran escala".

En los cincuenta años transcurridos desde esta afirmación se ha notado que la esperanza de Walker se ha realizado. Los ingenieros químicos diseñamos las - plantas antes de construir las. No solo eso, sino que se han desarrollado una gran cantidad de métodos para el diseño de esos equipos, tantos que en la actualidad se tienen dificultades para elegir el más adecuado para una operación específica. Los métodos aparecen continuamente en las revistas de ingeniería química, generalmente apoyándose en otros métodos publicados con anterioridad.

La idea de evaluar métodos de diseño contra equipo en operación es excelente porque puede traer resultados muy positivos en lo que toca a aportaciones al diseño de equipo. Estas evaluaciones son difíciles porque los equipos están instalados en empresas muy celosas de su tecnología, con temor de una fuga de información tecnológica única. Es deseable que las empresas industriales se den cuenta de la importancia que puede tener en cuanto al mejor diseño de sus equipos mediante un diseño de esta naturaleza.

Lo anterior se vuelve más importante para un país como el nuestro, que carece de una tecnología propia y que está supeditado frecuentemente a importar equipos o a pagar por el diseño de plantas a compañías - extranjeras. Estudios como el desarrollado por los señores Arellano y Arredondo son fundamentales para iniciar la generación de tecnología en el país.

El desarrollo de tecnología en base a una comparación entre los métodos teóricos que existen publicados abundantemente y los equipos instalados en nuestro país puede dar una ingeniería química más apegada a nuestra realidad y con ello más económica. Esto último es quizás lo único realmente importante. El usar equipos o tecnología extranjera no tiene, en última instancia más que el inconveniente de resultar más cara por no haber sido desarrollada para nuestra realidad. No se puede conocer en el presente que tan to más cara resulta esta tecnología porque no se ha desarrollado una tecnología nacional que sirva de -- punto de referencia.

Es deseable que el estudio realizado por los señores Arellano y Arredondo sirva de estímulo a otros ingenieros químicos para que en el futuro no solo se -- busque conocer cuales son los métodos de cálculo usados para hacer ingeniería química en el extranjero si no que esos métodos sean enjuiciados con seriedad y - que de esa evaluación surgan métodos nacionales de al to nivel y con reconocimiento internacional.

Quiero agradecer a los autores de este trabajo el haberme concedido el honor de fungir como asesor du-- rante el desarrollo del mismo y dejar constancia de - mi satisfacción por los resultados obtenidos.

Rudi Primo Stivalet
San Jerónimo, 9 de Mayo de 1974.

I N D I C E

INTRODUCCION.

- CAPITULO I. GENERALIDADES.
CAPITULO II. SELECCION DEL DISOLVENTE.
CAPITULO III. EVALUACION DE DATOS DE EQUILIBRIO.
CAPITULO IV. ESTIMACION DE DATOS DE OPERACION.
CAPITULO V. SELECCION DE LA COLUMNA.

T O R R E S E M P A C A D A S

- CAPITULO VI. GENERALIDADES EN TORRES EMPACADAS.
CAPITULO VII. CALCULO DEL DIAMETRO DE LA COLUMNA EMPACADA.
CAPITULO VIII. CALCULO DE LA ALTURA DE LA COLUMNA.
CAPITULO IX. CALCULO DE LA PERDIDA DE PRESION.

T O R R E S D E P L A T O S

- CAPITULO X. CALCULO DEL DIAMETRO DE LA COLUMNA Y DISEÑO DEL PLATO.
CAPITULO XI. CALCULO DE LA ALTURA DE LA COLUMNA.
CAPITULO XII. CALCULO DE LA PERDIDA DE PRESION.
CAPITULO XIII. MULTICOMPONENTES. COEFICIENTES DE TRANSFERENCIA DE MASA. APENDICES.

EVALUACION EXPERIMENTAL

CAPITULO XIV. TORRE EMPACADA. CALCULOS. ANALISIS DE RESULTADOS.

CAPITULO XV. TORRE DE PLATOS. CALCULOS. ANALISIS DE RESULTADOS.

CAPITULO XVI. CONCLUSIONES.

NOMENCLATURA.

BIBLIOGRAFIA.

INTRODUCCION.

Uno de los principales problemas que enfrenta el estudiante de Ingeniería Química en el transcurso de su carrera, es la gran cantidad de diferente información disponible para la resolución de un mismo caso. Se puede presentar ya sea la existencia de dos o más métodos para resolver una misma situación o bien la presencia de diferentes métodos, todos ellos con diferentes rangos de aplicación. Por consiguiente, es deseable contar con información previamente analizada y organizada.

Este trabajo es un intento de resolver este problema para el caso de torres de absorción, en el cual se presenta una considerable cantidad de información disponible y gran variedad de métodos de cálculo. Esta idea se debe al Ing. Rudi P. Stivalet quien sugirió el inicio de este estudio enfocado a la obtención del método o métodos de cálculo más aproximados a la realidad en torres actualmente en operación.

Después de un análisis minucioso de los métodos de cálculo se procedió a la determinación no solamente del más aproximado a la realidad, sino también aquellos métodos que presentan la mayor facilidad y rapidéz de cálculo; así como aquellos en los que se encuentra la mayor dificultad en la obtención de datos, complejidad de cálculo o alejamiento de la realidad.

Para este estudio se recurrió a diversas industrias, obteniéndose la mejor respuesta de parte de empresas gubernamentales, las cuales accedieron inmediatamente a nuestras peticiones.

Queremos agradecer la colaboración de Petróleos Mexicanos, en especial al Ing. Francisco A. Cossio, Ing. Cé

sar González B., integrantes del Departamento de Petroquímica; al Ing. Miguel González c., Ing. Manuel J. Bojórquez, del Departamento de Procesos.

Agradecemos tambien a Guanos y Fertilizantes S.A., - en especial la colaboración del Ing. Oscar Bulher V., Ing. Ma. del Pilar Piedras.

Agradecemos la colaboración de los señores Ing. Antonio Frias, Ing. Alberto Breamuntz, Ing. Roberto Andrade, Ing. Alejandro Anaya, e Ing. Felipe Padín.

Juan M. Arredondo Bosch

Eric Arellano Lamb

CAPITULO I

GENERALIDADES

La eliminación de determinados componentes de una mezcla gaseosa por absorción es una de las operaciones más importantes en la tecnología química. Es un proceso típico de transferencia de materia y consiste en poner el gas en contacto directo con un disolvente líquido para hacer posible la eliminación de los componentes solubles del gas. Su campo de aplicación se extiende desde la recuperación de componentes valiosos presentes en gases hasta la eliminación de materiales indeseables de corrientes de gases residuales.

El principal requisito en el diseño de una instalación de absorción es poner el gas en contacto íntimo con el líquido, es decir, proporcionar una superficie interfacial grande y una elevada intensidad de renovación de la misma. El contacto de las dos fases puede llevarse a cabo bien por acción de la fuerza gravitacional o bien por medios mecánicos. Las columnas de pisos, empacadas y de paredes mojadas constituyen ejemplos de la primera categoría, mientras que en los diversos tipos de torres de pulverización y absorbedores centrífugos emplean dispositivos mecánicos para la dispersión del líquido.

Los aparatos de absorción pueden clasificarse también de acuerdo con su modo de funcionamiento. Las fases pueden estar en contacto continuo como es una columna empacada (equipo de contacto diferencial), o discontinuo, como en una columna de pisos (equipo de contacto por etapas). Los cálculos son diferentes en ambos casos.

En un proceso de absorción el gas es el fluido a tratar; por lo tanto sus condiciones de entrada (caudal, composición y temperatura) se conocen de ordinario. La temperatura y la composición del líquido de entrada y la composi --

ción del gas a la salida se especifican también frecuentemente por lo tanto los principales objetivos en el diseño de una columna de absorción son la determinación del caudal de disolvente y el cálculo de las principales dimensiones del equipo. Estos objetivos pueden alcanzarse calculando, para un disolvente elegido y un determinado caudal del mismo, el número de unidades teóricas de separación y convirtiendo estas por medio de las relaciones existentes en unidades reales de altura de columna o de número de pisos.

El procedimiento general de diseño consta de un determinado número de etapas que deben considerarse ordenadamente, las cuales son:

- a.) Selección del disolvente
- b.) Evaluación de los datos de equilibrio
- c.) Estimación de los de operación. Consiste generalmente en un balance de materia y otro de calor. Sobre la base de calor se decide si el proceso de absorción puede considerarse isotérmico o adiabático.
- d.) Selección de la columna. Si la selección no es evidente, deberán efectuarse cálculos para diferentes tipos de columnas y la selección final se basará - en consideraciones económicas.
- e.) Cálculo del diámetro de la columna. Para columnas empacadas (de relleno), se basa ordinariamente en las condiciones de inundación, y para columnas de pisos (conocidas también como columnas de platos), en la velocidad óptima del gas o en la capacidad del piso para la circulación del líquido.
- f.) Cálculo de la altura de la columna o del número - de pisos.
- g.) Cálculo de la pérdida de presión.

CAPITULO II

SELECCION DEL DISOLVENTE.

Si el principal propósito de una operación de absorción es la de producir alguna solución en particular, el solvente está especificado por la naturaleza de la solución. Si el principal propósito es el de remover algún constituyente del gas existen varias opciones. El agua es el disolvente más general y el más barato. Pero, las siguientes consideraciones son de importancia:

- 1.) Solubilidad del gas. La solubilidad del gas deberá ser grande, para que así aumente la velocidad de absorción, disminuyendo la cantidad de solvente requerido. Generalmente los solventes de la misma naturaleza química al soluto que se vá a absorber darán una buena solubilidad.
Cuando existe una reacción química entre el soluto y el solvente habrá una gran solubilidad de parte del gas, pero si el solvente debe recuperarse para la recirculación, la reacción deberá ser reversible.
- 2.) Volatilidad. El solvente deberá tener una presión de vapor baja ya que el gas que sale de la operación de absorción es ordinariamente gas saturado con el solvente el cual generalmente se pierde. Si es necesario se puede usar un segundo líquido menos volátil para recuperar la porción evaporada al principio, como se muestra en la Fig. (1).
- 3.) Corrosividad. Los materiales de construcción de la torre, así como sus aditamentos, deberán estar debidamente seleccionados para que puedan soportar las características corrosivas del disolvente.
- 4.) Costo. Preferiblemente, el solvente deberá ser de bajo costo para que las pérdidas no sean significativas; siendo también de fácil adquisición.

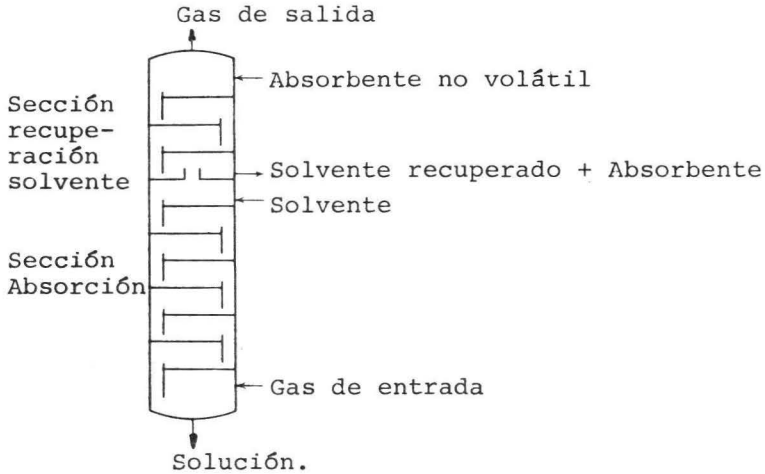


Fig. (1), Torre de absorción con sección de recuperación para el solvente volátil.

- 5.) Viscosidad. Se prefiere que la viscosidad sea baja ya que esto aumenta las velocidades de absorción, - el flujo a través de la torre es más fácil, disminuye la caída de presión en el bombeo y se tiene una mejor transferencia de calor.
- 6.) Varios. El solvente, si es posible, deberá ser no tóxico, no inflamable, químicamente estable y deberá tener un bajo punto de congelación. La selección definitiva depende de consideraciones económicas que implican, tanto al sistema de absorción como al de regeneración del disolvente, (desorción).

CAPITULO III

EVALUACION DE DATOS DE EQUILIBRIO

En la transferencia de masa existe un límite; cuando las dos fases llegan al equilibrio, en donde ya no hay transferencia de masa.

Para que un proceso tenga interés práctico debe de tener una razonable velocidad de producción, para lo cual se debe evitar el equilibrio, ya que la velocidad de transferencia de materia en un punto cualquiera es proporcional a la fuerza impulsora, que viene dada por la separación del equilibrio en dicho punto. Por consiguiente es de importancia capital el conocimiento del equilibrio entre las fases para evaluar las fuerzas impulsoras. Las variables controlantes son temperatura, presión y concentración.

Generalmente en la absorción se transfiere un componente entre las fases, se desprecia la solubilidad del gas inerte en la fase líquida y la presencia en la fase gaseosa del vapor procedente del líquido. El número de variables es por consiguiente cuatro: presión, temperatura, y las concentraciones del componente A en el líquido y en el gas. Si se fijan la temperatura y la concentración, queda una de las concentraciones como variable independiente que puede cambiarse arbitrariamente. Las demás concentraciones se establecen automáticamente y por consiguiente se puede representar la curva de equilibrio de y^* frente a x^* . Todos los puntos de esta curva corresponden a la misma presión y temperatura.

En un equilibrio entre líquido y vapor se puede utilizar el concepto de presión parcial, en donde la presión parcial de un componente cualquiera de una mezcla gaseosa está relacionada con la fracción molar en la fase gaseosa de dicho componente mediante

$$y = \frac{\bar{p}}{P}$$

siendo, y = Fracción molar de la fase gaseosa

\bar{p} = Presión parcial

P = Presión total del sistema

De acuerdo con la definición de presión parcial, la suma de las presiones parciales de una mezcla gaseosa es igual a la presión total. Las presiones parciales y totales se pueden expresar en cualquier unidad conveniente.

Ley de Henry. Para concentraciones bajas, la gráfica de \bar{p} contra x^* pasa por el origen de las coordenadas y durante una corta distancia es una línea recta. Este comportamiento es general excepto para electrolitos que se disocian en solución y es una característica fundamental de las sustancias en soluciones diluídas.

La presión parcial está dada por la siguiente ecuación

$$y^* = \frac{\bar{p}_A}{P} = H_A x$$

o tambien

$$\bar{p}_A = H_A x^*$$

siendo H_A la constante de la Ley de Henry, en tanto que el subíndice A representa el componente A.

La ecuación anterior es la expresión matemática de la Ley de Henry. El valor de H_A y el intervalo de concentración en el que permanece constante se puede encontrar solamente por experimentación.

Ley de Raoult. Cuando una solución tiene una composición próxima a la del componente A puro, la presión parcial del componente A es proporcional a su concentración, o sea,

$$\bar{p}_A = K' x^*$$

donde K' es una constante. Cuando $x^* = 1$, entonces $P_A' = \bar{P}_A$ y $K' = P_A'$, por lo que:

$$\bar{P}_A = P_A' x^*$$

siendo P_A' la presión de vapor del componente A puro. Para mezclas binarias, la misma regla puede aplicarse para el componente B;

$$\bar{P}_B = P_B' (1 - x^*)$$

Estas dos últimas ecuaciones son expresiones matemáticas de la Ley de Raoult, que establece que la presión parcial de un componente en una solución es igual al producto de la presión de vapor de dicho componente por su fracción molar en la solución.

Si la Ley de Henry es aplicable a un componente para un segmento de eje de concentraciones, termodinámicamente se deduce que la Ley de Raoult es aplicable al otro componente para el mismo segmento.

Soluciones ideales. La Ley de Raoult es aplicable a algunas mezclas ideales para cada uno de los componentes en todo el intervalo de concentraciones desde 0 hasta 1.0. Las líneas de presión parcial-concentración, son rectas. Para soluciones ideales las leyes de Raoult y Henry para un determinado componente son idénticas y la constante de la Ley de Henry es igual a la presión de vapor de dicho componente.

En la práctica, pocas soluciones se comportan como ideales. Son ideales las mezclas de isótopos y las mezclas de moléculas no polares del mismo tipo y de un tamaño aproximadamente igual, como ocurre con los miembros de algunas series homólogas de hidrocarburos. Así, las mezclas de benceno, tolueno y xileno, y las mezclas de parafinas de bajo peso molecular siguen la Ley de Raoult, a temperaturas ordinarias.

Las mezclas de sustancias polares, tales como agua, alcohol y electrolitos se apartan generalmente del comportamiento de las soluciones ideales. Si uno de los componentes de una mezcla binaria sigue la ley de las soluciones ideales, también tiene que seguirla el otro componente.

oooo

CURVAS DE EQUILIBRIO.

La utilización de presiones parciales en los equilibrios líquido-vapor constituye un medio de cálculo. Generalmente es más conveniente utilizar relaciones de equilibrio entre y^* , la fracción molar de un determinado componente en el vapor y x^* la fracción molar de dicho componente en el líquido. Para seguir la variación de temperatura en el proceso resulta muy útil otra relación que recibe el nombre de diagrama del punto de ebullición.

Si una mezcla sigue la Ley de Raoult se pueden calcular las concentraciones necesarias para hacer la curva de equilibrio; cuando se dispone de los datos de presión de vapor de las sustancias puras se pueden utilizar las siguientes ecuaciones:

$$P_A^i x^* + P_B^i (1 - x^*) = P$$

$$y^* = \frac{P_A^i}{P} x^*$$

$$(1 - y^*) = \frac{P_B^i}{P} (1 - x^*)$$

donde P_A^i = Presión de vapor del componente A puro

P_B^i = Presión de vapor del componente B puro

P = Presión total.

MEZCLAS AZEOTROPICAS.

Muchos sistemas no siguen la Ley de Raoult pero tienen - curvas de equilibrio análogas a las anteriores; es decir, - la curva de equilibrio es concava hacia abajo en toda la -- longitud. Las mezclas de cloroformo-acetona o benceno-eta-- nol son típicas azeotrópicas en las que presentan puntos de ebullición máximo o mínimo, siendo los más frecuentes los - azeotrópicos de punto de ebullición mínimo. Para una concen-- tración azeotrópica, las curvas de líquido y vapor se tocan y tienen una tangente horizontal comun. La composición del vapor que se produce en un azeotropo es la misma que la del líquido, por consiguiente un azeótropo hierve, a presión -- constante sin que varien la concentración del líquido ni -- del vapor. En estas condiciones tampoco puede variar la tem-- peratura y por esta razón los azeótropos se llaman tambien mezclas de ebullición constante.

Un azeótropo no se puede separar en sus componentes me-- diante destilación a presión constante. Además una mezcla - situada a un lado de la composición azeotrópica no se puede transformar por destilación en una mezcla situada al otro - lado del azeótropo. Si se cambia la presión total se modifi-- ca generalmente la composición azeotrópica y esta propiedad se puede utilizar para conseguir separaciones operando a -- presión o a vacío, que no se puede obtener a la pre-- sión atmosférica.

El mismo resultado se puede conseguir más económicamente añadiendo un tercer componente que destruye al azeótropo.

Como casos ilustrativos de algunos de los conceptos ex-- puestos anteriormente pueden verse las Figs. (2) y (3), - las cuales representan las curvas de equilibrio para los -- sistemas cloroformo-acetona y benceno-etanol. Para la con-- centración del azeótropo, la curva de equilibrio corta la -

diagonal $y = x$.

Fig. (2), Diagrama de equilibrio para un azeótropo de temperatura de ebullición máxima. Sistema cloroformo-acetona.

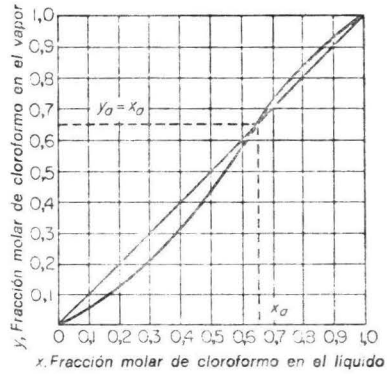
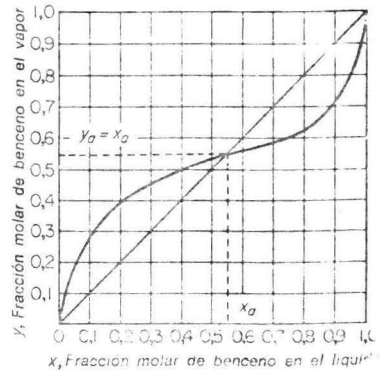


Fig. (3), Diagrama de equilibrio para un azeótropo de temperatura de ebullición mínima. Sistema benceno-etanol.



CAPITULO IV

ESTIMACION DE LOS DATOS DE OPERACION.

Los datos de operación que deberán determinarse o en su caso estimarse son los caudales, las concentraciones y las temperaturas terminales de las fases. Los caudales y concentraciones terminales permiten fijar la línea de operación, mientras que las temperaturas terminales indican hasta que punto la operación puede considerarse isotérmica, es decir si la línea de equilibrio debe o no corregirse por variaciones en la temperatura del líquido. La línea de operación se obtiene mediante un balance de materia y la temperatura de salida del líquido se calcula a partir de un balance de calor en la columna.

I.) BALANCE DE MATERIA.

En un aparato de contacto diferencial como la torre de absorción empacada que se representa en la Fig. (4), no hay variaciones bruscas de composición, como ocurre en un a-

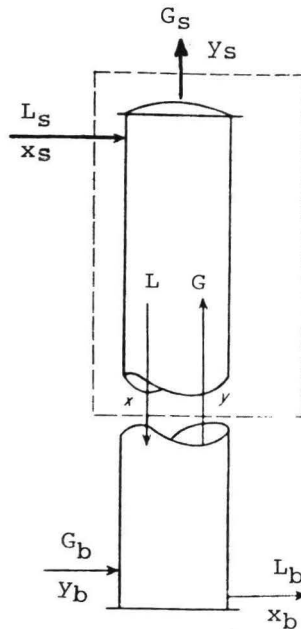


Fig. (4), Diagrama para el balance de materia - en una columna empacada.

aparato de etapas de contacto como las torres de platos, si nó que la composición varía en forma continua de un extremo a otro del equipo. Los balances de materia para una parte de la columna situada por encima de un plano arbitrario, tal como se representa por la línea de trazo discontinuo de la Fig. (4), son los siguientes:

$$\text{Materia Total: } L_S + V = L + V_S \quad (\text{IV.1})$$

$$\text{Componente A: } L_S x_S + V y = L x + V_S y_S \quad (\text{IV.2})$$

Las ecuaciones de los balances globales de materia, basadas en las corrientes terminales son:

$$\text{Materia total: } L_S + V_b = L_b + V_S \quad (\text{IV.3})$$

$$\text{Componente A: } L_S x_S + V_b y_b = L_b x_b + V_S y_S \quad (\text{IV.4})$$

donde L y V representan las velocidades de flujo molar en la fase líquida y gaseosa respectivamente, en Kg mol/hr; mientras que x e y son las fracciones molares del componente A (soluto) en las fases líquida y gaseosa respectivamente, para una misma localización de las fases L y V . El subíndice s indica condiciones en la parte superior de la columna, en tanto que b indica condiciones en la base de la misma.

Las ecuaciones de la línea de operación para una planta de contacto diferencial son; la (IV.5) siguiente

$$L' \left(\frac{x_S}{1 - x_S} - \frac{x}{1 - x} \right) = V' \left(\frac{y_S}{1 - y_S} - \frac{y}{1 - y} \right)$$

así como;

$$y = \left(\frac{L}{V} \right) x + \frac{V_S y_S - L_S x_S}{V} \quad (\text{IV.6})$$

L' es la velocidad de flujo molar del líquido libre de soluto y V' la del gas libre del soluto, ambas en Kg mol/hr. Las composiciones x e y están en contacto en una determinada sección de la columna, lo que supone que las composiciones para una determinada altura son independientes de su posición en la sección empacada.

Las velocidades de flujo V y L con frecuencia varían notablemente de un punto a otro a lo largo de la columna, de tal forma que las líneas de operación presentan generalmente una fuerte curvatura.

Graficamente, la recta de operación puede trazarse uniendo los puntos representativos de las dos concentraciones terminales de ambas fases, puesto que las coordenadas de ambos puntos deben satisfacer la ecuación.

II.) BALANCE DE CALOR.

Refiriéndose a la Fig. (5), la ecuación general para balance de calor será:

$$\text{CALOR ENTRADO} = \text{CALOR SALIDO}$$

$$G_b H_b + L_s^* C_s T_s + Q_s = G_s H_s + L_b^* C_b T_b + Q_o \quad (\text{IV.7})$$

en donde,

G = Caudal total del gas seco, Kg/hr.

L^* = Caudal total de la fase líquida, Kg/hr.

H = Entalpia de la corriente gaseosa por unidad de masa de gas seco, Kcal/Kg de gas seco.

C = Calor específico del líquido, Kcal/Kg °C

T = Temperatura de la fase líquida, °C.

Q_s = Calor de solución y de reacción, Kcal/hr.

Q_o = Pérdidas de calor, Kcal/hr.

La entalpia del gas H , tomando t_o como temperatura de re-

ferencia, está dada por:

$$\begin{aligned} H &= C^t t + h(C_V t + \lambda_0) = (C^t + hC_V) t + h\lambda_0 \\ &= st + h\lambda_0 \end{aligned} \quad (\text{IV.8})$$

en donde:

C^t , C_V = Calores específicos del gas seco y del vapor de agua, Kcal/Kg °C.

t = Temperatura de la fase gaseosa, °C.

h = Humedad de la corriente gaseosa, en Kg agua/Kg gas seco.

λ_0 = Calor latente de vaporización del agua a la temperatura de referencia, Kcal/Kg.

$s = C^t + hC_V$ = Calor húmedo, es decir, calor-específico del gas húmedo por unidad de masa del gas seco, Kcal/Kg °C.

Si se prefiere simplificar los cálculos a realizar, pueden hacerse las siguientes hipótesis simplificativas para comprobar si se presentan condiciones isotérmicas.

- a.) La columna es adiabática, es decir $Q_0 = 0$
- b.) El gas abandona la columna a la temperatura de entrada del líquido, es decir $t_s = T_s$
- c.) El calor específico del líquido es constante a través de la columna, es decir $C_s = C_b = C$
- d.) El calor específico del líquido se puede considerar igual al del agua; dependiendo de la situación a la cual se trabaja.
- e.) El gas puede considerarse como aire, a los efectos de cálculo de humidificación, por lo que podrán utilizarse las gráficas o tablas psicrométricas.
- f.) El gas entra en la columna saturado: $h = h^*$

g.) El gas abandona la columna saturado a la temperatura de salida de la columna, es decir; $h_S = h_S^*$

Q_S que en este caso es el calor de reacción puede expresarse como:

$$Q_S = R\phi = \phi L_m^i (X_b - X_S) \quad (\text{IV.9})$$

donde ϕ es el calor de reacción por mol de la fracción del gas que se ha absorbido, supuesto constante en el intervalo de temperaturas considerado, dado en Kcal/Kg mol. L_m^i caudal molar del disolvente puro en Kg mol/hr. R es el caudal de absorción en Kg mol/hr.

La ecuación (IV.7) se transforma en:

$$G_D H_D + L_S C T_S + L_m^i (X_b - X_S) \phi = G_S H_S + L_D C T_D \quad (\text{IV.10})$$

Si los cálculos indican que no está justificado el suponer condiciones isotérmicas, tendremos que tomar estas otras consideraciones;

Puesto que la temperatura del líquido varía a lo largo de la columna, deberá representarse una línea de equilibrio que tenga en cuenta dichas variaciones. Esto se puede hacer de la siguiente forma:

- a.) Debe calcularse o estimarse la variación de la temperatura del líquido con respecto a la composición de la fase líquida.
- b.) Se representan líneas de equilibrio correspondientes a varias temperaturas comprendidas entre T_S y T_D .
- c.) Se trazará entonces la línea de equilibrio no isoterma correspondiente, calculando T para una X dada, mediante la relación $T = f(X)$, establecida en a.), e interpolando para T y el valor de X dado entre las líneas de equilibrio representadas.

El aumento de temperatura de la fase líquida se de

be al calor de reacción y al intercambio de calor sensible y de evaporación con el gas, y está contrarrestado parcialmente por el aumento de masa de la misma.

III. RELACION MINIMA DEL GASTO LIQUIDO-GAS EN TORRES DE ABSORCION

En el diseño de torres de absorción la cantidad del gas a ser tratado G , las concentraciones terminales y_1 e y_2 , y la composición del líquido entrante x_3 son conocidas o fijadas por las condiciones del proceso, pero la cantidad -- del líquido que deberá usarse puede estar sujeto a cambio.

Si se toma como referencia la Fig. (6), la línea de operación deberá pasar a través del punto D y deberá terminar en la ordenada y_1 . Si se usa una cantidad de líquido tal que la línea de operación sea DE tendremos una composición y_1 ; si se usa menos líquido, la composición del líquido a la salida será mayor como lo muestra la línea DF, pero como las fuerzas cortantes para difusión son menores la absorción será más difícil. El tiempo de contacto entre el gas y el líquido deberá ser mayor y la altura por lo tanto también deberá ser mayor. El gasto mínimo de líquido que -

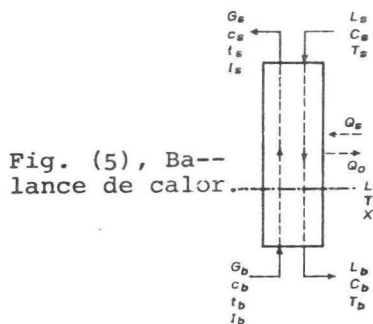
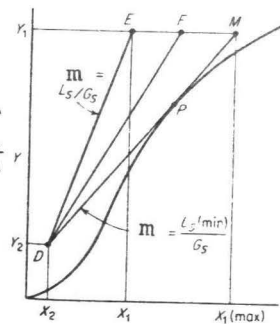


Fig (6), Relación mínima líquido-gas para absorción.



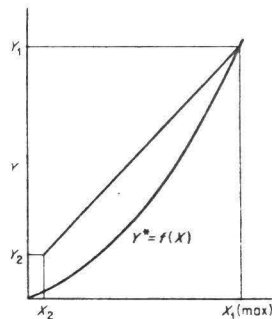
puede usarse corresponde a la línea de operación DM, la cual tiene la pendiente más grande tocando la línea de equilibrio, siendo tangente a la curva P. En el punto P la fuerza de difusión es cero, y el tiempo de contacto necesario para obtener la concentración requerida será infinito, por lo que la altura de la torre será también infinita; esto representa el límite del gasto líquido-gas.

La curva de equilibrio frecuentemente es cóncava hacia arriba como se aprecia en la Fig. (7), y el gasto mínimo - corresponderá a la concentración de salida del líquido en equilibrio con el gas entrante.

FLUJO PARALELO.

Cuando el gas y el líquido fluyen paralelamente como lo muestra la Fig. (8), la línea de operación tiene una pendiente negativa $-L_S/G_S$. No hay límite en esta relación, y solo con una torre infinita se llega al equilibrio como (x_e, y_e) . Las torres de corriente paralela se usan cuando se construye una torre excepcionalmente alta, que puede dividirse en dos secciones como lo muestra la Fig. (9), con una segunda sección operando en corriente paralela para economizar tuberías de grueso calibre que transporta el gas. También se usan si el gas que vá a ser disuelto es un gas puro y no hay ventaja en torres de corriente paralela.

Fig (7), Concavidad en una curva de equilibrio y concentración de salida del líquido en equilibrio con el gas entrante.



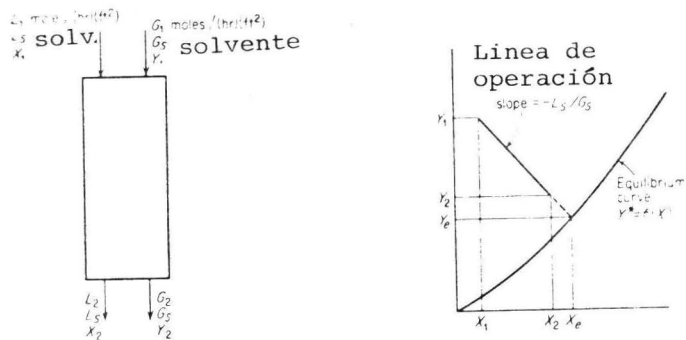
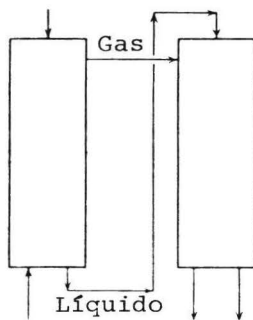


Fig (8), Diagrama y línea de operación para flujo paralelo.

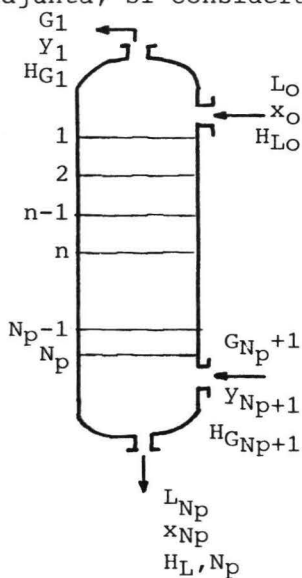
Fig. (9), Disposición de dos secciones de absorción en sustitución de una torre de tamaño apreciablemente grande.



OPERACION NO-ISOTERMICA

Quando se absorben grandes cantidades de gas soluto para formar soluciones concentradas, no se pueden ignorar los efectos producidos en la variación de la temperatura. Si debido a la absorción la temperatura del líquido se eleva considerablemente la solubilidad del soluto disminuirá apreciablemente y por lo tanto la capacidad del absorbedor decrecerá o bien será necesario incrementar el flujo del líquido para poder cumplir -- las condiciones de absorción requeridas. Si el calor producido es excesivo puede ser necesario instalar un serpentín enfriador, o bien, retirar el líquido a intervalos, enfriarlo, y regresarlo al absorbedor.

Balace de calor. Considerando la torre de la Fig. adjunta, si consideramos Q_T , BTU/hr, como el calor total removido de la torre por medio de cualquier fin, se tiene el siguiente balace de entalpia para toda la torre:



$$L_O H_{L,O} + G_{N_p+1} H_{G,N_p+1} =$$

$$= L_{N_p} H_{L,N_p} + G_1 H_{G,1} + Q_T$$

donde:

H_L y G : Entalpias de las corrientes líquida y gaseosa -- respectivamente, BTU/lb mol.

L y G : Moles totales/hr del líquido y gas respectivamente

x: Fracción mol del soluto en la fase líquida.

y: Fracción mol del soluto en la fase gaseosa.

Según Treybal, R.E. (ver referencias bibliográficas), es conveniente referir todas las entalpías a la condición del solvente líquido puro, del gas diluyente puro, y del soluto puro a alguna temperatura base t_0 , asignándole entalpia cero a cada sustancia para su estado normal de agregación a t_0 y 1 atm. de presión. Así, la entalpia molar de una solución líquida, a temperatura t_L , y fracción molar x del soluto es:

$$H_L = C_L(t_L - t_0)M_{av} + H_S$$

donde el primer término de la derecha representa el calor sensible y el segundo la entalpia molar de solución o calor integral de solución. Si se emite calor como producto de la mezcla realizada, H_S será una cantidad negativa. Si el soluto absorbido es un gas a t_0 y una atmósfera de presión, la entalpia del gas incluirá solamente calor sensible. Si el soluto absorbido es un líquido a las condiciones de referencia como en el caso de muchos vapores, la entalpia de la corriente gaseosa deberá incluir también el calor latente de vaporización del soluto vapor. Para soluciones ideales, H_S para la mezcla de líquidos es cero, y la entalpia de la solución es la suma de las entalpías de los constituyentes por separado, sin mezclar. Si la solución líquida ideal está formada por un soluto gaseoso, el calor emitido es el calor latente de condensación del soluto absorbido.

Para una operación adiabática, Q_T en la ecuación para el balance de entalpia es cero, y la temperatura de la corriente que sale del absorbedor será generalmente mayor que las temperaturas de entrada debido al calor de -

solución. El aumento en la temperatura provoca una disminución en la solubilidad del soluto, lo cual ocasiona un aumento en la relación L/V mínima y por lo mismo un mayor número de platos que en el caso de operación isotérmica. El diseño de torres de absorción para ese caso debe realizarse numéricamente, calculando plato por plato, desde la base hasta el domo. Para cada plato se considerará que ambas corrientes están en equilibrio -- con respecto a presión y a temperatura. De esta manera los balances de soluto hasta el plato n son:

$$L_n + G_{Np+1} = L_{Np} + G_{n+1}$$

$$L_n X_n + G_{Np+1} Y_{Np+1} = L_{Np} X_{Np} + G_{n+1} Y_{n+1}$$

La temperatura de la corriente L_n puede obtenerse a partir de un balance de entalpia como se muestra a continuación:

$$L_n H_{L,n} + G_{Np+1} H_{G,Np+1} = L_{Np} H_{L,Np} + G_{n+1} H_{G,n+1}$$

La corriente gaseosa G_n se encuentra entonces a la misma temperatura que L_n con su composición en equilibrio con esta. Generalmente, solamente se conocen las temperaturas de las corrientes de entrada L_0 y G_{Np+1} por lo cual es necesario estimar la temperatura G_1 del gas (la cual es igual a la temperatura del último plato) y emplear la ecuación del balance de entalpia para calcular la temperatura de la corriente líquida en la base de la torre. Al efectuar la secuencia de cálculo hasta alcanzar el último plato de la torre se deberá checar la temperatura de la corriente gaseosa previamente estimada. Si esto no se logra deberá estimarse una nueva temperatura y efectuar el ciclo hasta checar el valor estimado.

DISEÑO EN OPERACIONES ADIABATICAS.

En una torre de platos operando adiabaticamente las composiciones de los fluidos y las temperaturas se pueden calcular por medio de balances de masa y entalpia, a traves de cada plato teorico empezando ya sea por la base o el domo de la torre.

Basicamente el problema se reduce a la estimación de los perfiles de temperaturas del liquido.

Horton y Franklin³⁴ sugirieron un balance global de materia y energia en union con una temperatura promedio estimada suponiendo una operación isotermica para el calculo de las composiciones, velocidades de flujo y las temperaturas de las corrientes de entrada y salida de la torre, en donde por medio de una segunda aproximación se puede estimar las temperaturas y composiciones dentro de la torre asumiendo que el cambio fraccional en el gas en el gas es el mismo para cada plato teorico.

Así tenemos:

$$\frac{(G_{mb} \sum Y_n)}{(G_{mb} \sum Y_{n+1})} = \left[\frac{(G_{mb})}{(G_{mb} \sum Y')} \right]^{1/n}$$

En donde; Y_n = composición del gas en el plato n.

Y_{n+1} = com. del gas en el plato n+1.

Y' = composición del gas a la salida de

la torre.

n = Número total de pisos teóricos.

En donde $G_{mb}(Y_n)$, $L_{ms}(1+X_{n+1})$ pueden ser calculadas mediante un balance de masa basados en todos los componentes.

Se asume que el cambio de la temperatura del líquido de un plato teórico al otro está dado por:

$$\frac{T_{1b} - T_{n+1}}{T_{1b} - T_s} = \frac{G_{mb} - G_{mb} \sum Y_n}{G_{mb} - G_{mb} \sum Y'}$$

En donde: T_{1b} = Temperatura de salida del líquido.
 T_s = Temperatura de entrada del líquido.
 T_{n+1} = Temperatura del líquido a la salida del plato $n+1$, dentro de la torre.

Horton y Franklin propusieron una ecuación en la que aparece un factor de absorción A' para cada uno de los n número de platos teóricos en vez de un factor global.

$$\frac{Y_s - Y'}{Y_s - (Y/x)X_s} = \frac{(L_{ms}/(y/x)G_{mb})^{n+1}}{(L_{ms}/(y/x)G_{mb})^{n+1} - 1} - \frac{(L_{ms}/(y/x)G_{mb})}{(L_{ms}/(y/x)G_{mb})^{n+1} - 1}$$

$$\frac{Y_s - Y'}{Y_s} = 1 - \frac{L_{ms}X_s}{A'G_{mb}Y_s} \frac{A_E'^{n+1} - A_E'}{A_E'^{n+1} - 1}$$

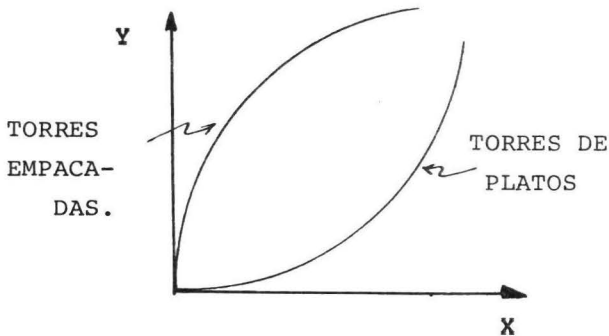
En donde: A_E' = Factor de absorción
 Y A_E' = $L_{ms}(1 + \sum X_n) / (y/x)G_{mb} \sum Y_n$
 A' = $L_{ms}(1 + \sum x) / (y/x)G_{mb} \sum Y$

CAPITULO V

SELECCION DE LA COLUMNA.

Las operaciones de transferencia de masa se llevan a cabo en una gran variedad de equipos existentes entre los -- cuales se encuentran las torres con platos o bien las co -- lumnas empacadas. Entre estos dos tipos de contacto es po -- sible hacer una comparación cualitativa, tomando en consi -- deración ciertas ventajas y desventajas que presentan cada uno de estos sistemas lo cual puede ayudar en un momento -- dado a la adecuada determinación del equipo que deberá u -- sarse para las condiciones y necesidades particulares de -- la operación unitaria.

- 1.) Para gastos idénticos de flujo gaseoso, tiene lugar una menor caída de presión a través de una torre empa -- cada que a través de una columna de platos.
- 2.) Las torres empacadas son más baratas y más fáciles de montar que las columnas de platos para productos -- químicos corrosivos.
- 3.) Las columnas de platos pueden procesar cargas mayo -- res de líquidos sin que se inunden.
- 4.) Se presenta una menor pérdida de líquido en torres empacadas que en torres de platos.
- 5.) Para una misma carga de calor las columnas de pla -- tos pesan menos que las columnas empacadas.
- 6.) El gran diámetro de las columnas empacadas no es -- tan eficiente debido a la mala distribución del líquido
- 7.) Las columnas de platos se pueden limpiar más facil -- mente.
- 8.) Las características de la curva de equilibrio po -- drían determinar el tipo de torre a elegir como se mues -- tra a continuación,



9.) Las torres empacadas pueden ser ventajosas en operaciones al vacío, debido a que la caída de presión puede ser menor en una torre empacada que en una de platos.

10.) Las torres empacadas son preferibles en los líquidos que espuman.

11.) Las torres de platos pueden ser preferibles en operaciones en las cuales se presentan grandes variaciones de temperatura con respecto a la temperatura atmosférica ya que las variaciones en las dimensiones de la coraza podrían demoler el empaque.

12.) Cuando se requiere un gran número de unidades de transferencia o platos teóricos, las columnas de platos pueden ser preferibles ya que las torres empacadas están sujetas a formar caudales de las corrientes de vapor y líquido y limitan así la cantidad de material transferido.

13.) La construcción de torres empacadas es generalmente más fácil y más barata. Las consideraciones económicas demuestran que las torres empacadas usualmente son

más baratas que las de platos cuando el diametro de la columna es menor de dos pies.

La determinación definitiva de la columna a emplear dependerá de condiciones y factores económicos principalmente, como son gastos fijos y variables para la absorción deseada.

CAPITULO VI

GENERALIDADES

Las torres empacadas se usan generalmente como equipo de contacto para sistemas líquido-gas y líquido-líquido.

La Fig. (10), representa la sección transversal de una torre de absorción. Las unidades básicas consisten en:

1. Coraza o pared de la torre
2. Empaque
3. Soporte de empaque
4. Distribuidor de líquido
5. Soportes intermedios y redistribuidores
6. Boquillas de entrada y salida del líquido y gas.

Coraza o paredes de la torre. La pared de la torre o columna puede estar hecha de madera, metal, ladrillos a prueba de ácido, vidrio, plástico o de algun otro material dependiendo de la condición de corrosión. Para la facilidad de construcción generalmente las torres se hacen en forma circular, pero tambien pueden ser cuadradas.

En las torres de cerámica hay que tomar en consideración la posición de las boquillas; éstas deben estar orientadas 90° una de otra para reducir la posibilidad de alguna rajadura en la pared.

Empaques. El principal papel que desempeña el empaque en una torre de absorción es la distribución, aumentando la superficie de contacto entre el líquido y el gas y favorece el íntimo contacto entre las fases.

Se han diseñado numerosos tipos de relleno y bastantes de ellos son de uso frecuente. Han sido utilizados muchos tipos de materiales de empaque que van desde sólidos muy fáciles de adquirir, como piedras, botellas rotas, trozos de porcelana hasta formas geométricas complejas y muy caras.

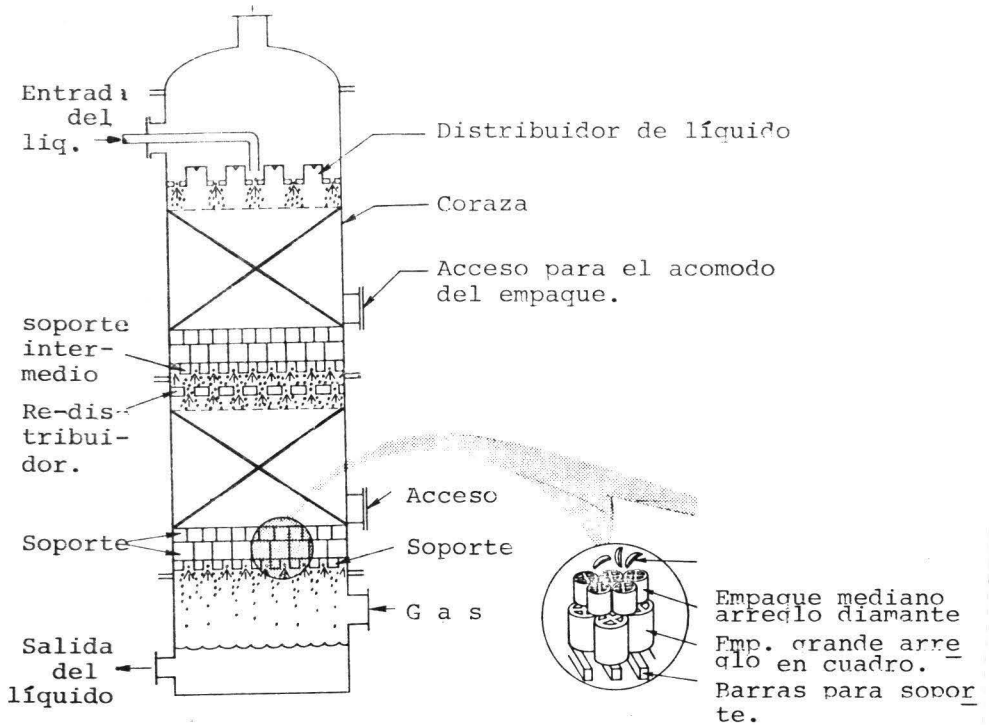
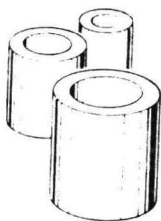


Fig. (10), Sección transversal de una torre de absorción empacada típica.

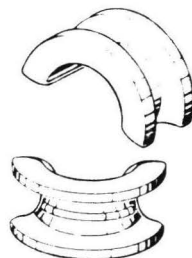
Algunos empaques se distribuyen al azar dentro de la torre mientras otros se colocan ordenadamente. Los primeros - están generalmente formados por piezas cuya dimensión mayor está comprendida entre 5 y 50 mm y se utilizan mucho en torres pequeñas. Los rellenos colocados ordenadamente están - formados por piezas de 5 a 20 cm. y se utilizan solamente - en torres grandes. En la Fig. (11) se presentan algunos tipos de empaques.

Los anillos y monturas como la silla de Berl y el anillo Raschig son rellenos típicos que se cargan al azar en la to

Fig. (11), Algunos de los empaques mas comunes empleados en el relleno de torres empacadas.



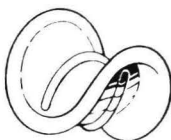
anillo Raschig



silla Intalox



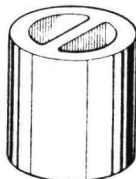
anillos Pall



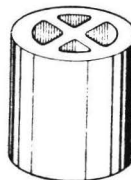
silla Berl



anillo con helicoidal



anillo Lessing



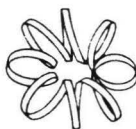
anillo partido en cruz

TESIS PROFESIONAL

Juan M. Arredondo Bosch
Eric Arellano Lamb

FACULTAD DE QUIMICA

U.N.A.M. 1974.



Tellerette

re, los anillos de partición con espiral como el anillo con helicoidal se colocan ordenadamente.

Los anillos Raschig grandes, de 5 a 8 cm de diámetro, también se disponen con frecuencia ordenadamente. Otros tipos de relleno que se utilizan ocasionalmente son rosetas de plástico y diversas formas de tela metálica.

Las principales exigencias que debe de cumplir el relleno son las siguientes:

1.) Debe de tener una gran superficie humedecida por unidad de volumen de espacio empacado, para que presente un área interfacial potencial grande para el contacto de las fases.

2.) Debe de poseer un gran volumen vacío. Esto permitirá fluir cantidades razonables de las fases sin que existan caídas grandes de presión.

3.) Debe de tener buenas características de humedecimiento.

4.) Debe ser resistente a la corrosión; ser químicamente inerte a los fluidos que circulan en la torre.

5.) Debe tener una baja densidad a granel. Para grandes torres empacadas el peso del empaque puede llegar a ser considerable, lo que implica problemas serios de soporte.

6.) Debe ser relativamente barato.

Por consiguiente, la mayor parte de los rellenos se construyen con materiales baratos, inertes y relativamente ligeros; tales como arcilla, porcelana o grafito. A veces también se utilizan anillos metálicos de pared delgada construídos en acero o aluminio. Mediante unidades de relleno de formas irregulares o huecas se consiguen grandes espacios vacíos, con una porosidad del 60% o superior que permiten flujos

elevados de las fases. Los rellenos colocados ordenadamente presentan canales ininterrumpidos a través del lecho de relleno y originan caídas de presión menores que en los rellenos colocados al azar, en los que el gas se ve obligado a cambiar frecuentemente de velocidad y dirección. Esta ventaja está, sin embargo, contrarrestada por un peor contacto entre los fluidos.

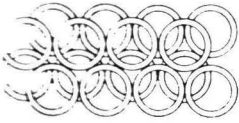
Los anillos tipo Raschig son bastante empleados en las industrias, debido a su bajo costo, aunque no son tan eficientes como algunos otros materiales nuevos. El espesor de la pared de los anillos Raschig es un factor importante, -- porque a medida que éste se adelgaza, la resistencia mecánica disminuye. Un espesor mayor dará como resultado un aumento de la caída de presión, un espacio libre menor y finalmente un area reducida de superficie. Se obtienen mejores resultados cuando las paredes son delgadas. Generalmente -- los anillos Raschig pueden ser fabricados de porcelana, arcilla, carbón o metales, siendo su diámetro y altura iguales.

Las sillas de montar Intalox dan un grado mayor de disposición errática que los anillos citados. Este empaque es -- más caro que el anterior.

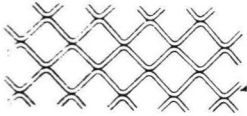
Las sillas de montar Berl son caras pero estas tienen como ventaja la de poder empacarse dando configuraciones complejas siendo muy resistentes y dan una area mayor por unidad de volumen.

Los anillos Paul tienen secciones de su pared cortadas y dobladas hacia el interior para dar mejor circulación.

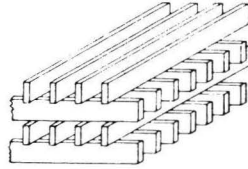
Cuando el relleno es ordenado el tipo de empaque varía y pueden ser como los mostrados en la Fig. (12), o los artefactos conocidos generalmente como platos de contracorriente.



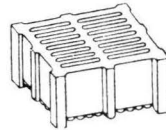
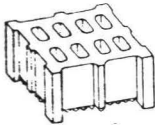
a) Anillos Raschig ordenados, (vista vertical).



c) Metal entrelazado



b) Rejillas de madera



d) Rejillas de cerámica fácilmente empaquables.

Fig. (12), Empaques ordenados y algunos tipos de rejillas.

El empaque ordenado ofrece la ventaja de disminuir la caída de presión, un mejor flujo de los fluidos, etc., pero la gran desventaja es que su ordenamiento es más costoso que -- los ordenados al azar; produce canalizaciones y disminuye el área de contacto.

Los anillos Raschig pueden ser empacados como lo ilustra la figura a. También existen anillos con espiral interna como la figura b, los cuales son empacados uno encima del otro proveyendo pasajes continuos para el gas.

Los empaques de la figura c, (Spraypak y Panapak), estan

hechos a base de láminas de metal las cuales se les dá forma ondulante y se colocan en varias capas.

El enrejado de madera no es tan costoso; su ordenamiento puede variar y es generalmente usado en torres de enfriamiento de agua.

Existen muchos tipos más de empaques que los mostrados anteriormente, así como características y datos físicos para los mismos. Algunos detalles adicionales pueden encontrarse en los apéndices, al final de este trabajo.

Soportes para los empaques. Es necesario tener en la base de la torre espacio abierto suficiente para permitir la buena distribución del gas dentro del empaque. En consecuencia el empaque debe estar colocado sobre algun soporte que proporcione suficiente espacio libre. Este soporte debe ser lo suficientemente fuerte para poder soportar el peso de una determinada altura de empaque; debe de ofrecer una area libre bastante amplia para permitir el flujo con un mínimo de restricciones o resistencias. Existen enrejados de diferentes tipos y generalmente se prefieren los diseñados especialmente para alguna operación. La Fig. (14) nos muestra una de las variedades de estos soportes en donde nos dá una area libre del orden del 85%, la cual se puede modificar segun las exigencias. Tambien se pueden fabricar de diversos materiales, entre ellos metales, cerámicas, plásticos, etc. Algunos tipos adicionales de soportes se localizan en los apéndices.

Distribución del líquido. La importancia de una distribución adecuada del líquido en el domo del empaque se muestra en la Fig. (15). El empaque seco es totalmente ineficiente para la transferencia de masa y se usan varios dispositivos para la distribución del líquido. Las espreas no son muy eficientes. El arreglo mostrado en la Fig. (13) o un tubo --

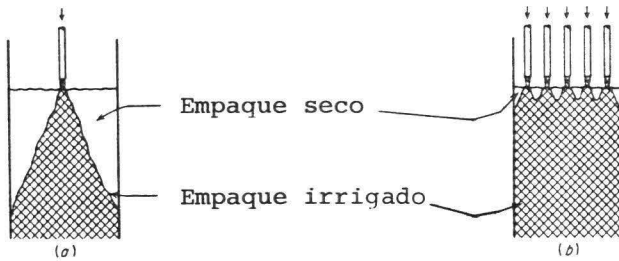


Fig. (15), Diagramas mostrando el tipo de distribuciones de líquido que pueden presentarse en rellenos. b) Distribución adecuada; a) Distribución inadecuada.

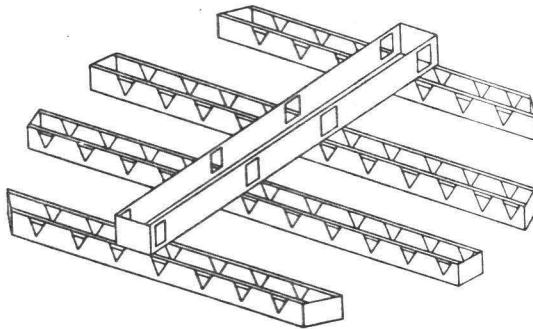


Fig. (16), Distribuidor de líquido para diámetros de torre grandes.

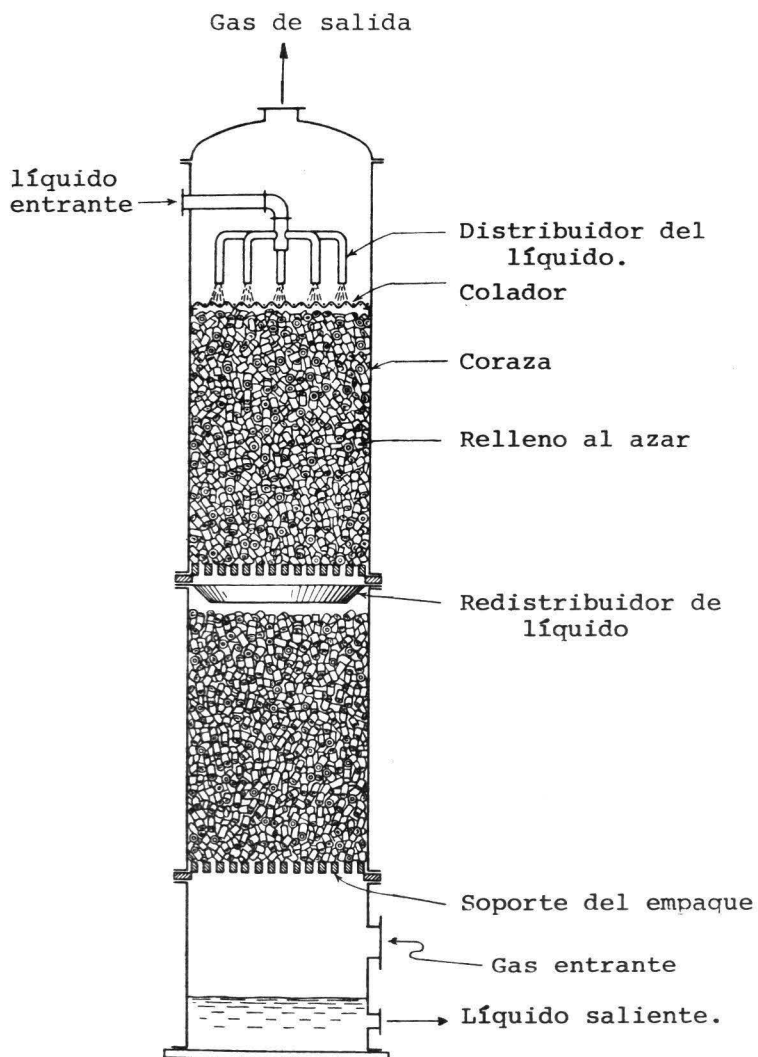


Fig. (13), Torre empacada mostrando el espacio libre abierto entre la base de la torre y el soporte del empaque para permitir una adecuada distribución del gas. Nótese también los distribuidores del líquido.

perforado puede ser usado en torres de pequeño tamaño.

Para diámetros mayores se puede usar un distribuidor del tipo de la Fig. (16). Generalmente se considera necesario - proveer por lo menos cinco puntos de introducción de líquido por cada pié cuadrado de sección transversal para torres grandes ($d = 4\text{ft.}$) y un número mayor para diámetros menores. El efecto de los distribuidores del líquido se puede apreciar en la tabla 9-16 pag. 135 del E. I. Ludwig.

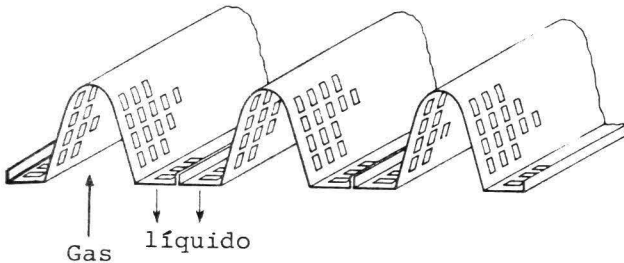


Fig. (14), Plato de soporte multiperforado permitiendo un area libre del 85%.

Redistribución. El líquido que atraviesa el empaque y que corre por las paredes debe ser redistribuido a una profundidad aproximada de 3 veces el diámetro de la torre para anillos Raschig y de 5 a 10 veces el diámetro de la torre para el empaque tipo silla. Esta redistribución transporta el líquido de las paredes y de las canalizaciones hacia la parte central de la torre; tambien a veces estos redistribuidores sirven como soportes secundarios.

Detenedores de empaque. Estos son necesarios cuando la velocidad del gas es alta y puede levantar el empaque durante la operación. Estos detenedores pueden ser rejas o barras.

Eliminadores de niebla. Especialmente a velocidades altas el gas saliente en la parte superior del empaque puede llevar gotas de líquido como rocío, formando niebla. Esta se puede eliminar por medio de mallas instaladas arriba de la salida del líquido. Estas mallas de alambre pueden tener varias pulgadas de altura o también se puede usar un empaque seco al azar.

oooooo

VELOCIDAD DE INUNDACION.

El flujo del gas que circula a través de una torre empacada irrigada por un líquido tiene un límite máximo conocido - como velocidad de inundación. Esta velocidad puede obtenerse ya sea a partir de la relación entre la caída de presión en el empaque y la velocidad del flujo del gas a partir del líquido retenido en la sección empacada, o bien puede obtenerse directamente sobre la observación visual del relleno. Estos tres métodos dan resultados diferentes y es posible apreciar un intervalo de velocidades de flujo y no una constante definida para la velocidad de inundación.

La pérdida de presión por unidad de altura de sección empacada se debe a la fricción del fluido. Si el relleno está seco, la caída de presión seguirá una relación lineal, no -- siendo así cuando el relleno se encuentra irrigado.

Si el empaque está irrigado por un flujo constante de líquido, la relación entre la pérdida de presión y la velocidad del flujo del gas varía notablemente conforme este últi-

mo aumenta. Para una velocidad del gas muy elevada, la caída de presión aumenta rápidamente para un pequeño incremento en la velocidad del gas.

Si la velocidad del gas no es muy grande, la cantidad del líquido retenido por el relleno permanece constante, - siendo independiente de la velocidad del gas, por lo que - el líquido descenderá a través del empaque sin sufrir alteraciones debidas a la velocidad del gas.

En el llamado punto de carga, el flujo del gas por ser más elevado comienza a impedir el movimiento descendente - del líquido. Aparecen entonces acumulaciones locales de líquido en diferentes regiones de la sección empacada. Cuando la velocidad del flujo del gas aumenta todavía más allá del punto de carga, crece la cantidad del líquido retenido aumentando considerablemente la caída de presión. En el punto de inundación, la sección empacada se encuentra cubierta por una capa de líquido en la parte superior por la cual circula un burbujeo del gas, impidiendo ya el flujo del líquido hacia abajo, aumentando la capa del líquido formada hasta que este se derrama, impulsado por la corriente del gas.

Como se puede apreciar fácilmente, la velocidad que deberá tener el flujo del gas tendrá que ser inferior a la velocidad de inundación. La selección de la velocidad con la que deberá funcionar la columna depende de consideraciones económicas; mientras mayor es la velocidad del gas, menor es el tamaño de la torre y viceversa. Para cuestiones económicas, la velocidad óptima del gas se obtiene tomando en cuenta costos fijos y costos variables de operación, como sigue:

Sin importar la velocidad económica óptima del gas calculada a partir de balance de costos, la velocidad del gas

nunca deberá exceder la velocidad de inundación. De hecho, deberá permitirse un margen de 40 a 50% de la velocidad de inundación al diseñar equipo para servicio continuo.

Expresando la caída de presión a través del empaque como:

$$P = \frac{b'ZGS}{g} \quad (\text{C.I.})$$

el costo anual de energía es

$$\frac{c_2'\theta b'ZGS+1S}{g^2} \quad (\text{C.II.})$$

en donde:

- P = Caída de presión a través del empaque, en p.s.f.
- b' = Constante para la ecuación (C.I.)
- Z = Altura de la sección empacada en consideración.
- G = Masa velocidad superficial del gas -- fluyendo a través de la sección empacada.
- s = Pendiente para una grafica log-log de caída de presión contra masa velocidad del gas.
- g = Densidad del gas, lb/ft³.
- c₂' = Costos de energía para hacer fluir el gas por el empaque, pesos por pie-lb.
- θ = Horas de operación de la columna empacada por año.
- S = Area de la sección transversal empacada, ft².

El costo anual de la torre misma es:

$$c_1SZ \quad (\text{C.III.})$$

donde c_1 representa los costos fijos anuales en pesos por ft^3 de sección empacada, (incluyendo costo de coraza y le vantamiento). El costo anual total es:

$$\text{C.A.T.} = \frac{c_2'\theta b'ZSGS+1}{g^2} + c_1SZ \quad (\text{C.IV.})$$

mientras que el costo anual por libra de gas y por pié de altura de sección empacada, se obtiene dividiendo la ecuación anterior por GSZ . El resultado es:

$$\frac{\text{C.A.T.}}{(\text{Lb/hr})(\text{ft.})} = \frac{c_2'\theta b'GS}{g^2} + \frac{c_1}{G} \quad (\text{C.V.})$$

Diferenciando con respecto a G e igualando la derivada a cero,

$$\frac{sc_2\theta b'GS-1}{g^2} = \frac{c_1}{G^2} \quad (\text{C.VI.})$$

o tambien,

$$G_{\text{opt}} = \frac{c_1 g^2}{sc_2'\theta b'}^{1/(s+1)} \quad (\text{C.VII.})$$

Para mayor conveniencia, se introducen los siguientes términos:

$$\begin{aligned} \emptyset &= (g/0.075)^{1/2}, \text{ corrección para la densidad.} \\ c_2 &= \text{Costo de energía; pesos por KW hr.} \\ b &= \text{Caída de presión, in. H}_2\text{O/ft., para la relación } G/\emptyset = 1000 \text{ lb./hr.)(ft.}^2\text{).} \end{aligned}$$

Es conveniente tambien, permitir un valor de $s = 2$, se obtiene la ecuación final

$$G_{\text{opt}} = 2680\emptyset^{4/3} \frac{c_1}{c_2'\theta b'}^{1/3} \quad (\text{C.VIII.})$$

En términos de la velocidad óptima del gas, el costo anual total por unidad de volumen empacado, se tiene, a partir de la ecuación (C.IV.).

$$\frac{\text{C.A.T.}}{Ft^3} = c_1 \left(1 + \frac{1}{s} \frac{G}{G_{\text{opt}}} \right)^{s+1} \quad (\text{C.IX})$$

En algunos casos las columnas empacadas se diseñan en base a una determinada pérdida de presión por unidad de altura de sección empacada. Para torres de absorción este valor se encuentra generalmente entre 2 y 4 cm. de agua por metro de empaque.

CAPITULO VII

CALCULO DEL DIAMETRO DE LA COLUMNA.

Para columnas empacadas, las velocidades de inundación de terminan el posible diámetro mínimo, y el diseño usual es de 50 a 75% de la velocidad de inundación.

Método Sawistowski. El objeto de este método consiste en encontrar el area de la sección transversal de la columna en función de la velocidad de inundación y del gasto en masa de la fase gaseosa. Una vez obtenida el area directamente se puede conocer el diámetro.

Se utiliza:

G_b = Caudal de la corriente gaseosa en la base, Kg/hr.

ρ_g = Densidad del gas, Kg/m³ *

u_g = Velocidad del gas, (supuesta), m/seg.

A = Area de sección transversal de la columna, m²

Primero, se calcula una area preliminar que no habrá de ser la definitiva, con el objeto de obtener los datos -- del tamaño de los anillos y sus especificaciones, con esto se calculan las condiciones de inundación y así el area real

Area preliminar,

$$A = \frac{G_b}{\rho_g u_g} \quad (\text{VII.1})$$

Con esta area se calcula D_c : Diámetro de la columna, m.

$$D_c = 2\sqrt{\frac{A}{\pi}} \quad (\text{VII.2})$$

* Suponiendo que se cumple la ley de los gases ideales,

$$\rho_g = \left[\frac{(M \times 273)}{22.412 (273 + T_b)} \right] \quad (\text{VII.3})$$

Si no se trata de gases ideales, la ecuación se puede corregir por el factor de compresibilidad de la siguiente forma:

$$P_g = (M \times 273) / z \cdot 22.412 (273 + T_b) \quad (\text{VII.4})$$

en donde z es el factor de compresibilidad, adimensional y puede encontrarse en tablas.

Una vez elegido el tamaño del empaque, deberán obtenerse las especificaciones correspondientes. (En tablas; apéndices); dichas especificaciones son:

- ϵ = Fracción de huecos
- a' = Area de contacto
- d_r = Diámetro del empaque

Así podemos calcular las condiciones de inundación de acuerdo a la ecuación siguiente,

$$\ln \frac{G_{in}^2 a' \left(\frac{\mu_L}{\mu_a}\right)^{0.2}}{g \epsilon^3 \rho_L \rho_g \left(\frac{\mu_L}{\mu_a}\right)} = -4 \left(\frac{L}{G}\right)^{1/4} \left(\frac{\rho_g}{\rho_L}\right)^{1/8} \quad (\text{VII.5})$$

$$G_{in}^2 = e^{-4 \left(\frac{L}{G}\right)^{1/4} \left(\frac{\rho_g}{\rho_L}\right)^{1/8}} \cdot g \epsilon^3 \rho_L \rho_g \left(\frac{\mu_L}{\mu_A}\right)^{-0.2} a'^{-1} \quad (\text{VII.6})$$

en donde:

G_{in} = Velocidad de inundación, expresada como gasto en masa, Kg/ hr m²

a' = Area de contacto, m²/m³

g = Aceleración debida a la gravedad, 9.81 m/seg²

ϵ = Fracción de huecos de relleno

ρ_L = Densidad del líquido, Kg/m³

ρ_g = Densidad del gas, Kg/m³

μ_L = Viscosidad del líquido, cp

μ_A = Viscosidad del agua a 20 °c, en cp.

G = Gasto en masa de la fase gaseosa, Kg/hr.

L = Gasto en masa de la fase líquida, Kg/hr.

segunda

Tomando en cuenta la velocidad de inundación obtenida, es posible calcular el área de sección transversal de la columna,

$$A = \frac{G_b}{0.6 G_{in}} \quad (\text{VII.7})$$

considerando un 60 % de la velocidad de inundación, lo cual es un valor conservador.

Por lo que el diámetro de la columna está dado por:

$$D_c = 2 \sqrt{\frac{A}{\pi}} \quad (\text{VII.2})$$

Si el resultado del diámetro obtenido tiene varios decimales es conveniente aproximarlos a un solo decimal; generalmente el inmediato superior y con este nuevo valor se calcula el área definitiva.

Para tener una buena distribución del líquido deberá cumplirse $D_c > 10d_r$ o preferentemente $D_c > 15d_r$.

COMPROBACION DE ACUERDO A LAS CONDICIONES DE CARGA.¹⁰

Para un funcionamiento satisfactorio de la columna, el caudal del líquido deberá ser lo suficientemente elevado -- para asegurar la humectación óptima del relleno, pero no deberá exceder el punto de carga.

Por lo tanto, la carga del líquido en la columna deberá estar comprendida entre los dos límites calculados, es decir:

$$L''_{\min} < L' < L''_{\max}$$

donde L'' = Caudal del líquido por unidad de área de sección transversal de la columna, (velocidad másica), Kg/hr m^2

El valor del caudal mínimo de humectación viene dado por

la siguiente ecuación:

$$L''_{\min} = CMH \times \rho_{La}' \quad (\text{VII.9})$$

donde:

CMH = Caudal mínimo de humectación ($\text{m}^3/\text{hr}/\text{m}$)

mientras que L''_{\max} está definida:

$$L''_{\max} = CHPC \times \rho_{La}' \quad (\text{VII.10})$$

donde:

CHPC = Caudal de humectación en el punto de carga, en ($\text{m}^3/\text{hr}/\text{m}$).

El valor de CHPC puede obtenerse por la Fig. (17), la cual se presenta a continuación

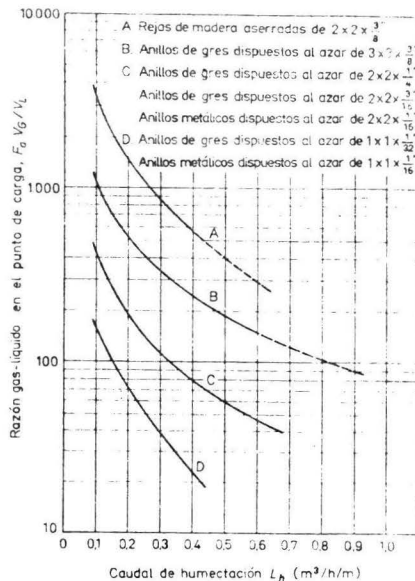


Fig. (17), Caudales de carga o arrastre para vapores rellenos.

La ordenada en la gráfica denominada razón gas-líquido en el punto de carga se define:

$$Fa \left(\frac{V_g}{V_L} \right) \quad (\text{VII.11})$$

en donde:

$$Fa = \sqrt{\frac{\rho_g}{\rho_a}} \quad (\text{VII.12})$$

siendo ρ_a la densidad del aire, Kg/m³

y

$$\frac{V_g}{V_L} = \frac{G \rho_L}{L \rho_g}$$

Conociendo así la ordenada y el tipo de empaque empleado directamente en la abscisa se obtiene CHPC.

L'' = Carga del líquido en la columna, se define

$$L'' = \frac{L''_{\text{max}}}{A_{\text{real}}} \quad (\text{VII.13})$$

oooo

Una variación recomendada por Foust A. S., es la siguiente (Cuando se calcula la velocidad de inundación),

$$\frac{G^2 \text{in a}' (V_L)^{0.2}}{g e^3 \rho_g \rho_L} = \frac{L}{G} \frac{\rho_g}{\rho_L} \quad (\text{VII.14})$$

Utilizando esta ecuación pueden realizarse las operaciones subsiguientes.

Handwritten notes:
 $\frac{2}{5} \frac{G}{L} \frac{\rho_g}{\rho_L}$
 a

CAPITULO VIII

CALCULO DE LA ALTURA DE LA COLUMNA.

Existe una gran variedad de métodos para el cálculo de la altura de una columna empacada. Generalmente estos métodos - se basan en la determinación del número de unidades teóricas de separación requeridas para efectuar la absorción deseada y multiplicando este número por la altura de empaque que ejerce el mismo efecto que una unidad teórica de separación.

Se denomina unidad de transferencia a la unidad teórica - de separación cuando se tiene una operación continua en contracorriente de contacto diferencial. Se llama altura de una unidad de transferencia (AUT) a la altura de relleno equivalente a una unidad teórica de separación.

A partir de estas consideraciones se han desarrollado varios métodos para el cálculo de la altura de una unidad de - transferencia (AUT), así como para la obtención del número - de unidades de transferencia requeridas (NUT). Los resulta-- dos obtenidos por estos diferentes métodos nos conducen a ob tener valores de altura de sección empacada de la columna -- que difieren considerablemente entre sí; en algunos casos di cha variación llega a ser del orden del 100%.

Podemos definir la altura de la sección empacada, en base a unidades de transferencia de la fase gaseosa como sigue:

$$Z = (NUT)_g (AUT)_g \quad (VIII.1)$$

donde: Z = Altura de la sección empacada, m

$(NUT)_g$ = Número de unidades de transferencia referidas a la fase gaseosa.

$(AUT)_g$ = Altura de una unidad de transferencia, para la fase gaseosa, m.

En forma similar a la ecuación (VIII.1), podemos conocer

la altura de la sección empacada Z en base a la fase líquida.

$$Z = (NUT)_L (AUT)_L \quad (\text{VIII.2})$$

el subíndice L representa condiciones en la fase líquida.

A continuación se hace un análisis de los diferentes métodos localizados en la bibliografía para la estimación de las unidades de transferencia.

oooooooooooo

1.) DETERMINACION DEL NUMERO DE UNIDADES DE TRANSFERENCIA.*

El número de unidades de transferencia $(NUT)_g$ para la fase gaseosa puede determinarse por cualquiera de los siguientes métodos:

- a.) USO DE LA FUERZA IMPULSORA MEDIA LOGARITMICA
- b.) USO DE LA FUERZA IMPULSORA MEDIA CORREGIDA POR LA CURVATURA DE LA LINEA DE EQUILIBRIO
- c.) METODO GRAFICO DE BAKER
- d.) INTEGRACION GRAFICA O NUMERICA

* Tomado de Sawistowski, H. y Smith, W.: Métodos de cálculo en los procesos de transferencia de materia, Ed. Alambra, 1967.

a.) USO DE LA FUERZA IMPULSORA MEDIA LOGARITMICA.

En este método el número de unidades de transferencia $(NUT)_g$, está dado por:

$$(NUT)_g = \frac{(Y_b - Y_s)}{(Y - Y^*)_{ml}} \quad (\text{VIII.3})$$

y la fuerza impulsora media logarítmica viene dada por:

$$(Y - Y^*)_{ml} = \frac{(Y - Y^*)_b - (Y - Y^*)_s}{\ln \frac{(Y - Y^*)_b}{(Y - Y^*)_s}} \quad (\text{VIII.4})$$

donde:

Y = Relación molar de la fase gaseosa

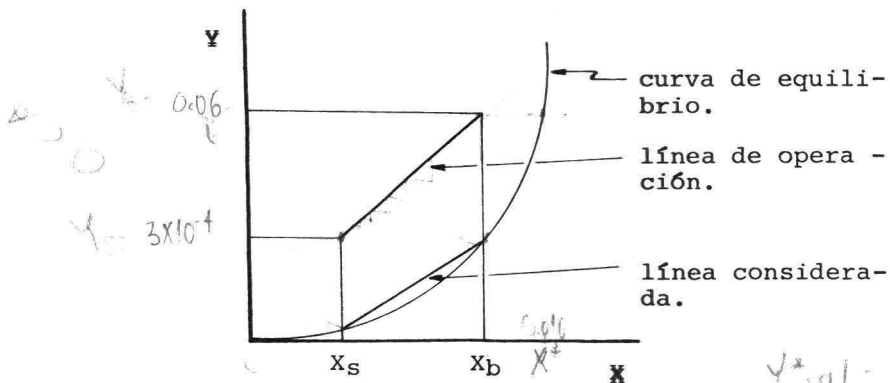
$*$ = Condición de equilibrio

b = En la base de la columna

s = En la parte superior de la columna.

$Y_b = 0.06$
 $Y_s = 3 \times 10^{-4}$
 $X_b = 0.016$
 $X_s = 0$

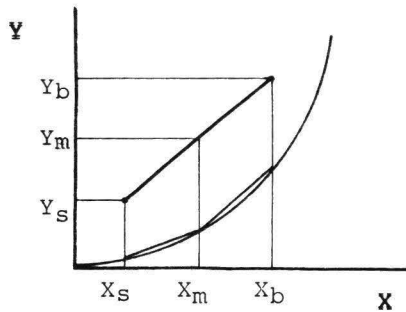
Se considera que este método es uno de los más simples y rápidos, sin embargo se basa en la hipótesis de considerar una línea recta en el intervalo de operación de la curva de equilibrio del sistema como puede apreciarse en la siguiente gráfica:



Con una curvatura de la línea de equilibrio como la representada anteriormente, el número de unidades de transferencia obtenido será superior al requerido, ya que la fuerza impulsora utilizada en los cálculos es siempre inferior a su valor real.

b.) USO DE LA FUERZA IMPULSORA MEDIA CORREGIDA POR LA CURVATURA DE LA LINEA DE EQUILIBRIO

Este método es semejante al anterior basándose en la hipótesis de representar a la curva de equilibrio por dos líneas rectas que se encuentran en un punto de la curva cuya abscisa es exactamente la media aritmética de las composiciones del líquido a la entrada y salida de la columna, como se aprecia a continuación en la siguiente gráfica



Como puede apreciarse, el trazo de dos líneas rectas se acerca más que el caso analizado en a.), lo cual conduce a valores más exactos. Para este caso, el número de unidades de transferencia puede representarse por la siguiente ecuación:

$$(NUT)_g = \frac{(Y_b - Y_s)}{\Delta_m} F \quad (\text{VIII.5})$$

En la ecuación anterior, F representa un factor de corrección dado por

$$F = \frac{1}{2} \left[\frac{\ln(\Delta_m/\Delta_s)}{1 - (\Delta_s/\Delta_m)} + \frac{\ln(\Delta_m/\Delta_b)}{1 - (\Delta_b/\Delta_m)} \right] \quad (\text{VIII.6})$$

para

$$\Delta_m = (Y - Y^*)_m$$

$$\Delta_b = (Y - Y^*)_b$$

$$\Delta_s = (Y - Y^*)_s$$

$Y^* = 0.03$ $Y = 0.0465$ $\Delta_m = 0.0165$
 0.0214
 3×10^{-2}

El subíndice m indica valores en el punto correspondiente a la media aritmética de las composiciones terminales del líquido.

Si $\Delta_m = \Delta_b$, ó $\Delta_m = \Delta_s$, la expresión anterior es indeterminada y habrán de utilizarse las ecuaciones siguientes:

Para $\Delta_m = \Delta_s$

$$F = \frac{1}{2} \left[1 + \frac{\ln(\Delta_m/\Delta_b)}{1 - (\Delta_b/\Delta_m)} \right] \quad (\text{VIII.7})$$

o para $\Delta_m = \Delta_b$

$$F = \frac{1}{2} \left[1 + \frac{\ln(\Delta_m/\Delta_s)}{1 - (\Delta_s/\Delta_m)} \right] \quad (\text{VIII.8})$$

Los valores de F también pueden obtenerse gráficamente, - conociendo las relaciones Δ_b/Δ_m y Δ_s/Δ_m . Dicha gráfica puede encontrarse en los apéndices al final.

c.) METODO GRAFICO DE BAKER

En este método la aproximación obtenida parece ser todavía mayor, ya que supone que la línea de equilibrio es recta solamente dentro de cada unidad de transferencia.

La construcción está basada en la definición del número de unidades de transferencia y su representación matemática como sigue:

$$(\text{NUT})_g = \int_{Y_S}^{Y_B} \frac{dY}{Y - Y^*} \quad (\text{VIII.9})$$

la cual, para pequeños incrementos finitos puede escribirse:

$$(\text{NUT})_g = \frac{Y}{(Y - Y^*)_m} \quad (\text{VIII.10})$$

De acuerdo a esta expresión puede apreciarse que una unidad de transferencia corresponde a una separación tal que la variación de concentración es igual a la fuerza impulsora media.

Procedimiento. Si se supone que la fuerza impulsora media sea la media aritmética, la construcción gráfica del método de Baker, de acuerdo con la ecuación (VIII.10) puede apreciarse en la Fig. siguiente No.

De acuerdo con la Fig. (18), los pasos que deben realizarse son:

- 1°) Se bisecciona la fuerza impulsora
- 2°) Partiendo de A, se traza AB paralela al eje de abscisas y se prolonga de modo que $AB = BC$

3°) Desde C se traza una línea paralela al eje de las ordenadas hasta que corte la línea de operación en D.

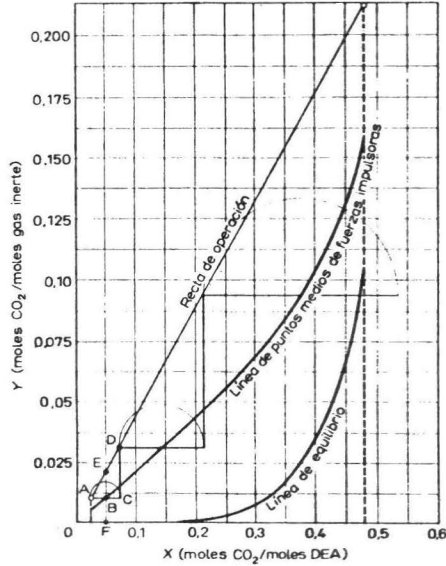


Fig. (18), -
Determinación
del $(NUT)_\alpha$ por
el método de -
Baker.

d.) INTEGRACION GRAFICA O NUMERICA

Si se observa nuevamente la ecuación (VIII.9), el valor de $(NUT)_g$ puede evaluarse mediante una integración gráfica - representando $1/(Y - Y^*)$ contra Y y midiendo el área comprendida entre el eje y las abscisas, la curva y las ordenadas $Y = Y_S$ e $Y = Y_D$, como se aprecia en la Fig. (12) Sawistowski

El área puede obtenerse por integración numérica, como se puede apreciar en el método analizado por Mc. Cabe, (Método de los triángulos), más adelante.

APLICABILIDAD DE LOS METODOS DE CALCULO PARA NUT.

a.) En el uso de la fuerza impulsora media logarítmica, se presenta la mayor sencillez dentro de los métodos de cálculo para el NUT, ya que como simplificación, considera una línea recta en la curva de equilibrio dentro de los límites de operación, lo cual a su vez presenta una desventaja en cuanto a su exactitud ya que elimina un rango de integración. Si se presenta una línea de operación pequeña, el error presentado no es muy apreciable ya que la línea recta trazada como simplificación se apegará más a la curva de equilibrio.

b.) El empleo de la fuerza impulsora media corregida por la curvatura de la línea de equilibrio permite un mayor grado de integración ya que a diferencia de el caso anterior, se representa la curva de equilibrio por dos líneas rectas, apegándose más a la curva real de equilibrio.

c.) Ya que el método gráfico de Baker supone que -- dentro de cada unidad de transferencia, la línea de equilibrio es recta, la aproximación obtenida es todavía mayor. Cuando la línea de operación presentada es muy pequeña no es posible aplicar este método.

d.) La integración gráfica o numérica, es el método con mayor grado de exactitud ya que se toma en consideración toda el area comprendida entre la línea de equilibrio y la línea de operación pudiéndose efectuar, además, todos los incrementos de concentración deseados.

2.) DETERMINACION DE LA ALTURA DE UNA UNIDAD
DE TRANSFERENCIA

Por definición, la altura de una unidad de transferencia es la altura de relleno necesaria para producir una variación en la concentración correspondiente a una unidad de transferencia; por lo que la altura total estará dada multiplicando la altura de una unidad de transferencia por el número de unidades requeridas, de acuerdo a la Ec. (VIII.1).

Estimación de $(AUT)_g$.

$$(AUT)_g = \frac{G_m''}{(K_{gT})_Y a} \quad (VIII.11)$$

G_m'' = Caudal molar del gas por unidad de area de la sección transversal de la columna, Kg mol/hr m².

$(K_{gT})_Y$ = Coeficiente global de transferencia de materia referido a la fase gaseosa.

a = Superficie interfacial por unidad de volumen de lecho de relleno.

Para obtener Z es necesario conocer $(AUT)_g$ o $K_{gT} a$. Algunas veces estas magnitudes, así como tambien $(NUT)_g$ vienen expresadas para la fase líquida, como $(AUT)_L$, $(NUT)_L$ y $K_{LT} a$, pero estas magnitudes pueden facilmente convertirse a expresiones de la fase gaseosa mediante las relaciones siguientes:

Para AUT

$$\frac{(AUT)_g}{(AUT)_L} = \frac{m_{YX} G_m'}{L_m'} \quad (VIII.12)$$

Para NUT

$$\frac{(NUT)_g}{(NUT)_L} = \frac{L_m'}{m_{YX} G_m'} \quad (VIII.13)$$

Para los coeficientes globales de transferencia de materia:

$$(K_{LT})_X = m_{YX} (K_{gT})_Y \quad (\text{VIII.14})$$

donde:

G'_m = Caudal molar de gas portador, Kg mol gas inerte/hr

L'_m = Caudal molar de disolvente puro, Kg mol dis. puro por hora.

m_{YX} = Pendiente de la línea de equilibrio para un diagrama Y-X. 3.75

Los valores de los coeficientes de transferencia de materia o de las unidades de transferencia en algunos casos pueden encontrarse en la bibliografía o bien estimarse ya sea matemáticamente o experimentalmente en el laboratorio o planta piloto.

La relación entre las diversas resistencias en las operaciones de transferencia de materia es

$$\frac{1}{(K_{gT})_Y} = \frac{1}{(K_g)_Y} + \frac{m_{YX}}{(K_L)_X} \quad (\text{VIII.15})$$

donde $(K_g)_Y$ y $(K_L)_X$ son los coeficientes individuales de transferencia de materia de la fase gaseosa y líquida, respectivamente, expresando las fuerzas impulsoras en razones molares. Detalles sobre coeficientes de transferencia de materia pueden encontrarse en el apéndice.

La ecuación (VIII.15) puede convertirse en

$$(\text{AUT})_g = H_g + m_{YX} \frac{G'_m}{L'_m} H_{L_2} \quad (\text{VIII.16})$$

donde:

$H_G = G_m'' / (K_G)_{Y a}$ = Altura de una unidad de transferencia de la fase gaseosa, m

$H_L = L_m'' / (K_L)_{X a}$ = Altura de una unidad de transferencia de la fase líquida, m

L_m'' = Caudal molar del líquido por unidad de area de sección transversal de la columna, Kg mol/hr m²

Para la determinación de $(A_{UT})_g$ puede emplearse la ecuación (VIII.16), por lo que será necesario conocer los parámetros H_G y H_L para su resolución. A continuación se presenta un análisis de estos parámetros así como los métodos más comunes para evaluarlos.

a.) EVALUACION DE H_G .

La gran mayoría de los métodos para la evaluación de H_G están basados en estudios de vaporización de líquidos en aire y absorción de NH_3 en agua, ya que en estos casos se presenta una resistencia a la transferencia en su mayor parte en la fase gaseosa.

Los métodos más comunes para evaluar H_G son:

- 1.) ECUACION DE SHERWOOD Y HOLLOWAY
- 2.) ECUACION DE VIVIAN Y WHITNEY
- 3.) ECUACION DE FELLINGER
- 4.) ECUACION DE MORRIS Y JACKSON
- 5.) ECUACION DE VAN KREVELEN Y HOFTIJZER
- 6.) ECUACION DE SHULMAN

1.) ECUACION DE SHERWOOD Y HOLLOWAY¹

Sherwood y Holloway proponen la siguiente ecuación basada en el proceso de evaporación del agua en aire,

$$H_g = 0.412 \left(\frac{G^{0.31}}{L^{0.33}} \right) Sc_g^{0.5} \quad (\text{VIII.17})$$

Esta ecuación nos dá H_g en metros, estando G y L en --- Kg/hr m²; es válida en los intervalos $97.6 < G < 8930$ Kg/hrm² y $820 < L < 29780$ Kg/hr m². Los dos experimentos efectuados - para obtener esta ecuación fueron hechos con anillos Raschig de 1.5 pulg., aunque parece no existir variación significativa para otras dimensiones del empaque.

Sc_g representa el número de Schmidt para las condiciones de la fase gaseosa y se define como difusividad de cantidad de movimiento por difusividad másica, que matemáticamente se expresa

$$Sc = \frac{\mu}{\rho D} \quad (\text{VIII.18})$$

para la fase gaseosa:

$$Sc_g = \left(\frac{\mu}{\rho D} \right)_g = \frac{\mu_g}{\rho_g D_g} \quad (\text{VIII.18'})$$

donde:

- μ_g = Viscosidad en Cp.
- ρ_g = Densidad en g/cm³
- D_g = Difusividad en cm²/seg

La difusividad de gas podemos obtenerla a partir de cualquiera de las ecuaciones siguientes:

ECUACION DE GILLIGAND²

$$(D_g)_{1,2} = \frac{0.0043 T^{1.5} b^{0.5}}{P(V_1^{0.333} + V_2^{0.333})^2} \quad (\text{VIII.19})$$

en donde:

P = Presión total en atmósferas.

$(D_g)_{1,2}$ = Difusividad de los gases 1 y 2 en cm^2/seg .

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

$b = (M_1 + M_2)/M_1M_2$

$M_{1,2}$ = Pesos moleculares de los gases 1 y 2

V = Volumen molecular, es decir el volumen molar específico del líquido a su temperatura de ebullición en $\text{cm}^3/\text{g mol}$.

Dicho volumen molar (V) se puede obtener por cualquiera de las ecuaciones siguientes:

$$\text{(Ecuación de Benson)}^3: V = \frac{3}{8} V_c \quad \text{(VIII.20)}$$

$$\text{(Ecuación de Benko)}^4: V = 1000 \frac{Mn}{T_b} \quad \text{(VIII.21)}$$

En la ec. de Benson V_c representa el volumen crítico en $\text{cm}^3/\text{g mol}$, el cual puede ser calculado por el método de Lydersen⁵ o el de Vowles⁶, utilizando la relación $V_c = \sum \Delta v$, donde Δv son los incrementos constantes y pueden obtenerse en Chemical Engineering, Nov. 4 1968.

En la ec. de Benko, M es el peso molecular, n el número de átomos por molécula y T_b temperatura normal de ebullición en $^\circ\text{K}$.

Otras ecuaciones para calcular la difusividad pueden ser la ec. de Chapman-Enskog⁷, ec. de Maxwell⁸, etc. Algunas veces nos encontramos con difusividades moleculares expresadas en Kg mol/hr m , o sus equivalentes en otros sistemas de unidades las cuales pueden ser fácilmente convertidas a difusividades volumétricas mediante la relación siguiente:

$$D_v = \frac{D_m}{\rho_m} \quad \text{(VIII.22)}$$

donde D_V es la difusividad volumétrica, D_m difusividad molar y ρ_m es la densidad molar de la mezcla en $g \text{ mol/cm}^3$ o sus -- equivalentes.

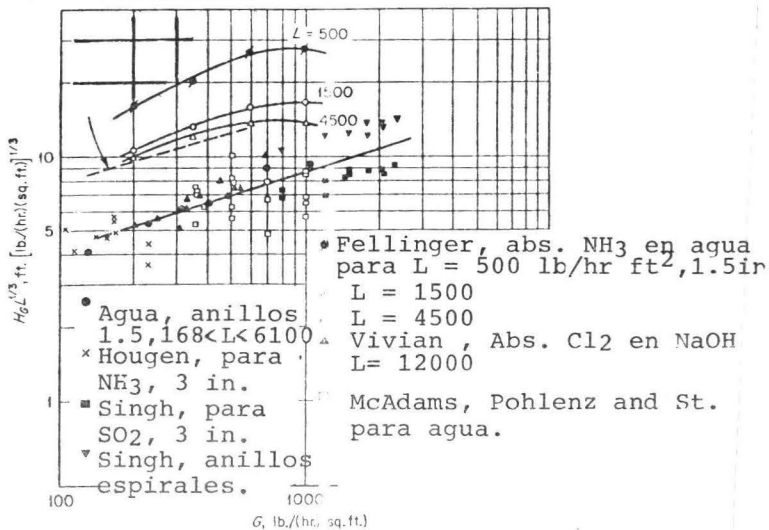
2.) ECUACION DE VIVIAN Y WHITNEY⁹

Esta ecuación es similar a la obtenida por Sherwood y Holloway, solamente que esta está basada en los estudios de absorción de SO_2 en una columna empacada con anillos Raschig -- de 1 pulg. La ecuación es

$$H_g = \frac{0.349 G^{0.3}}{L^{0.25}} \quad (\text{VIII.23})$$

3.) ECUACION DE FELLINGER¹⁰

Debido a la dificultad para la localización de los trabajos realizados por Fellingner, la siguiente gráfica presenta un resumen de dichos estudios a la vez que pueden encontrarse algunas otras correlaciones que pueden resultar de interés. Nótese que en este caso las unidades corresponden al -- sistema inglés. Referencia 11



4.) ECUACION DE MORRIS Y JACKSON¹²

$$H_g = 99.7 \frac{\epsilon_N v_g^{0.25}}{R_g C a'} \left(1 + \frac{v_L}{v_g}\right)^{-0.75} (293/T_g)^{0.44} P^{0.25} \quad (\text{VIII.24})$$

donde:

ϵ_N = Fracción de huecos neta = $\epsilon - l_r$

ϵ = Fracción de huecos de relleno = 0.72 para anillos de 3 pulgadas.

l_r = Retención de líquido por unidad de volumen de lecho = l_{pa}'

l_p = Espesor de la película líquida en metros, dada por:

$$l_p = (0.000895) L_h^{0.333} \quad (\text{VIII.25})$$

L_h = Caudal de humectación

R_g = Factor de relleno fase gaseosa

v_g = (V_g/ϵ_N) = Velocidad del gas a través del relleno, (m/seg)

V_g = Caudal volumétrico del gas por unidad de area de sección transversal de la columna, $m^3/\text{seg } m^2$

v_L = Velocidad de la superficie líquida dada por

$$v_L = (0.327) L_h^{0.666} \quad (\text{VIII.26})$$

$C = (\rho_g/\mu_g)^{0.25} D_g^{0.5}$ = Constante de la mezcla gaseosa con los valores de las propiedades físicas a 20°C en unidades c.g.s.

T_g = Temperatura absoluta del gas, °K

P = Presión total del gas, atm.

5.) ECUACION DE VAN KREVELEN Y HOFTIJZER¹³

Esta ecuación está basada en una revisión de los datos existentes sobre absorción en columnas empacadas, presentados en la siguiente forma

$$Sh_g' = 0.186 Re_g'^{0.8} Sc_g^{0.333} \quad (\text{VIII.27})$$

en donde:

$$Sh_g' = \text{Número de Sherwood} = (Kg)_p d_r / D_g$$

$$Re_g' = \text{Número de Reynolds modificado} = G'' / a' \mu_g$$

Haciendo las deducciones correspondientes, la ecuación obtenida por Van Krevelen y Hoftijzer para la evaluación de H_g es

$$H_g = 0.208 d_r (a' / a) Re'^{0.2} Sc^{0.666} \quad (\text{VIII.28})$$

en donde:

$$d_r = \text{Diámetro del empaque}$$

$$a' = \text{Area superficial de relleno por unidad de volumen}$$

$$a = \text{Superficie interfacial correspondiente}$$

La relación a/a' representa aproximadamente el grado de humectación. Van Krevelen y Hoftijzer sugirieron una expresión para a/a'

$$\frac{a}{a'} = 1 - \exp(-cL'' / \rho_L) \quad (\text{VIII.29})$$

donde $c = 1.395$, en hr/m.

Los valores obtenidos por esta ecuación parecen no ser muy exactos; Shulman y col.¹⁴ propusieron una ecuación diferente y más satisfactoria:

$$\frac{a_m}{a'} = 0.24 (L'' / G'')^{0.25} \quad (\text{VIII.30})$$

En esta ecuación a_m representa el area mojada y puede

suponerse igual al área interfacial a.

6.) ECUACION DE SHULMAN¹⁴

Basados en los resultados obtenidos por Fellingner¹⁰, Shulman y Col. estudiaron la vaporización de anillos de naftaleno en el seno del aire. Los resultados de estos estudios están expresados en la siguiente ecuación:

$$H_g = 0.837 (1/a') (a'/a) Re_g''^{0.36} Sc_g^{0.666} \quad (\text{VIII.31})$$

donde:

$Re_g'' = d_e G'' / \mu_g (1 - \epsilon)$, es el número de Reynolds modificado

d_e = Diámetro de una esfera que tuviese la misma área superficial que un elemento de relleno. Para un anillo Raschig, de acuerdo a su geometría se tiene:

$$d_e = \left[2(d_r^2 - x^2) \right]^{0.5} \quad (\text{VIII.32})$$

x = Espesor de pared del anillo.

Limitaciones: Para anillos Raschig y Sillas Berl.

b.) EVALUACION DE H_L .

Es necesario tambien conocer H_L para obtener $(AUT)_g$. Para el caso de la evaluaci3n de este par3metro, los experimentos se han realizado generalmente en sistemas en los cuales la resistencia a la transferencia reside casi enteramente en la fase l3quida, por lo que la mayor3a de los estudios se basan en la desorci3n de ox3geno, anhidr3do carb3nico o hidr3geno disueltos en agua.

Los m3todos m3s usuales son:

- 1.) ECUACION DE SHERWOOD Y HOLLOWAY
- 2.) ECUACION DE VIVIAN Y WHITNEY
- 3.) ECUACION DE VAN KREVELEN Y HOFTIJZER
- 4.) ECUACION DE SHULMAN Y COL.
- 5.) ECUACION DE ONDA, SADA, MURASE
- 6.) ECUACION DE MORRIS Y JACKSON
- 7.) METODOS GRAFICOS. NOMOGRAMAS

OOOOOO

- 1.) ECUACION DE SHERWOOD Y HOLLOWAY¹

$$H_L = \beta (L''/\mu_L)^n Sc_L^{0.5} \quad \text{(VIII.33)}$$

en donde β , n = constantes (ver tabla siguiente); L'' = Velocidad de masa del l3quido, Kg/hr m^2 , μ_L = Viscosidad del l3quido en Kg/hr m; Sc_L = N3mero de Schmidt para la fase l3quida.

La ecuaci3n (VIII.33) ha sido desarrollada solamente a partir de observaciones experimentales sobre operaci3n

nes de absorción y desorción. Cuando la transferencia es equimolar no existen suficientes datos para el establecimiento de una correlación generalizada. Encontraron también que hasta el punto de carga, H_L es independiente del caudal del gas.

Empaque	β	n	Gama de L "
Anillos Raschig			
½ plg	0.00357	0.35	400-15,000
1 plg	0.01	0.22	400-15,000
1½ plg	0.0111	0.22	400-15,000
2 plg	0.0125	0.22	400-15,000
Sillas de montar Berl			
½ plg	0.00666	0.28	400-15,000
1 plg	0.00588	0.28	400-15,000
1½ plg	0.00625	0.28	400-15,000
Anillos con espiral			
3 plg	0.00909	0.28	400-15,000

Valores para las constantes de la ecuación (VIII.33).
Tabla 16.4; Foust y Colaboradores, Pag. 359.¹⁵

2.) ECUACION DE VIVIAN Y WITHNEY⁹

$$H_L = 0.0848L^{0.18} \quad (\text{VIII.34})$$

Para anillos Raschig desde 1/2 hasta 2 in.

3.) ECUACION DE VAN KREVELEN Y HOFTIJZER¹³

La ecuación propuesta por estos dos investigadores se deriva de la siguiente

$$Sh_L' = 0.015 Re_L'^{2/3} Sc_L'^{1/3} \quad (\text{VIII.35})$$

en donde:

$$Sh_L' = \text{Número de Sherwood modificado} = (K_L)_c / D_L (\mu^2 / g \rho^2)^{\frac{1}{L}}$$

$$Re_L' = \text{Número de Reynolds modificado} = L'' / (am \mu_L)$$

am = Area mojada por unidad de volumen de lecho de relleno

D_L = Difusividad del líquido.

La ecuación (VIII.35) puede también representarse en la siguiente forma ; Ec. (VIII.36).

$$H_L = 66.7 (\mu^2/g\rho^2)_L^{0.333} Re_L^{0.333} Sc_L^{0.666}$$

donde g = Aceleración debida a la gravedad, 9.81 m/seg^2 y ρ densidad, referida a las condiciones de la fase líquida.

4.) ECUACION DE SHULMAN Y COLABORADORES.¹⁴

Estas ecuaciones están basadas en estudios de áreas interfaciales y áreas mojadas. Analizando los resultados de Sherwood y Holloway, la ecuación obtenida por Shulman y -- col. es

$$Sh_L = 25.1 Re_L^{0.45} Sc_L^{0.5} \quad (\text{VIII.37})$$

en donde:

$$Sh_L = \frac{(K_L)_{cde}}{D_L}$$

$$Re_L = \frac{L'' de}{\mu L}$$

Ver ecuación (VIII.32) para la obtención del d_e .

La ecuación (VIII.37) puede convertirse en

$$H_L = \frac{0.0398}{a'} \left(\frac{a'}{a} \right) Re_L^{0.55} Sc_L^{0.5} \quad (\text{VIII.38})$$

Para estimar el valor de la relación a'/a puede utilizarse la ecuación (VIII.29).

Limitaciones: Para anillos Raschig y Sillas Berl.

5.) ECUACION DE ONDA, SADA, MURASE.¹⁶

Onda, Sada y Murase encontraron una relación similar a la propuesta por Van Krevelen y Hoftijzer.

Para anillos Raschig, se tiene:

$$H_L = 1/0.021(L/a\mu)^{0.51} Sc^{0.5} (\mu^2/\rho^2g)^{1/3} \quad (\text{VIII.39})$$

En base al comportamiento de película de los líquidos y la teoría de penetración, los mismos autores proponen - un valor de 1/0.013 para el valor de la constante que aparece en primer término en la ecuación (VIII.40); también para anillos Raschig.

6.) ECUACION DE MORRIS Y JACKSON¹²

$$H_L = 1/148R_L C_L (T_o/T)^{0.5} (\mu_L/\mu_{Lo})^{0.7} (L''/\rho_L a')$$

En esta ecuación (VIII.40);

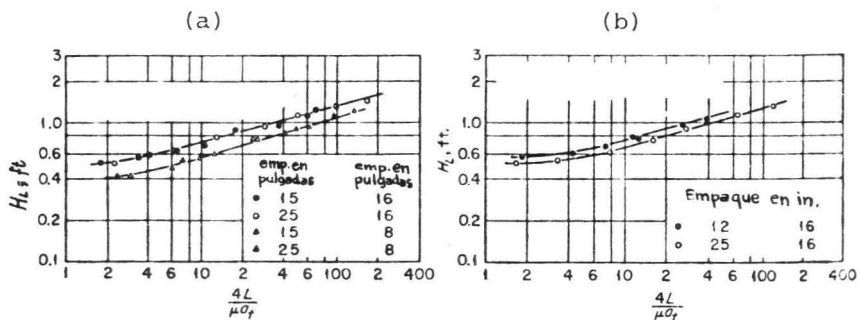
R_L = Factor de relleno para la fase líquida

C_L = Constante de la fase líquida para absorción en agua a 20°C

T = Temperatura en °K; el subíndice se refiere a la temperatura de referencia.

7.) METODOS GRAFICOS. NOMOGRAMAS.¹⁶

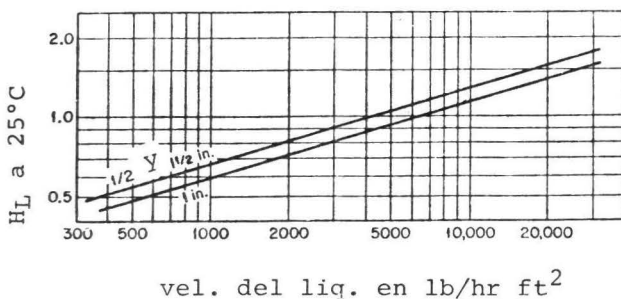
A continuación se presentan algunos de los gráficos más comunes para el cálculo y determinación de H_L . En algunas circunstancias los métodos gráficos presentan la ventaja de ofrecernos un resultado rápido y bastante aproximado.

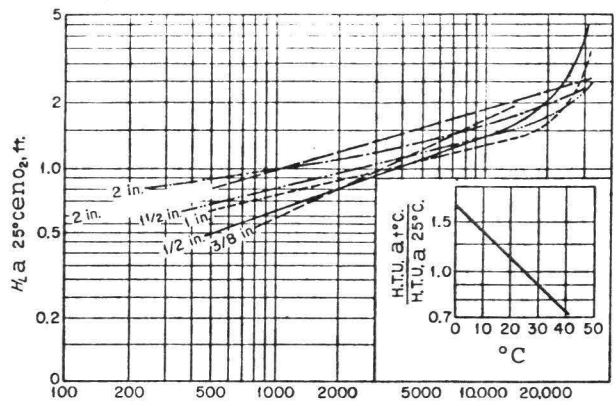


Obtención de H_L para sistemas de CO_2 , aire, agua.
 (a): Anillos Raschig de 8 in. de alt. (b) para sillas de montar tipo Berl. Las unidades son: para $L = \text{lb/hr ft}^2$; $\mu = \text{lb/ft hr}$; $a_t = \text{superficie de empaque en ft}^2$.

oooooo

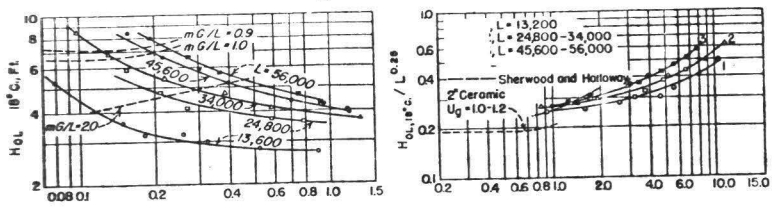
Obtención de H_L para anillos de cerámica o sillas Berl basado en la desorción de O_2 , H_2 y CO_2 de agua con datos recopilados por Sherwood y Holloway usando una columna de 20 pulgadas de diámetro con altura de empaque de 15 a 22 pulgadas.





Obtención de H_L para anillos de cerámica basado en la desorción de O_2 , H_2 y CO_2 de agua con datos recopilados por Sherwood y Holloway para lo cual utilizaron una columna de 20 in. de diámetro y una altura de empaque que varía desde 13 a 49 pulgadas. Estas curvas se pueden aplicar para anillos colocados al azar para anillos en espiral de 2 y 3 in. La abscisa es la velocidad del líquido en $lb/hr ft^2$.
 oooooo

Efecto de la velocidad del gas en la altura global de una unidad de transferencia en los casos en los que se presenta una velocidad del líquido elevada. Datos obtenidos de la absorción del CO_2 en agua usando anillos Raschig de 2 in.



c.) EVALUACION DE LA ALTURA TOTAL DE UNA UNIDAD DE
TRANSFERENCIA

En base a las ecuaciones anteriores es posible conocer H_g y H_L , las cuales como se ha visto anteriormente se utilizan para la evaluación de $(AUT)_g$ conforme a la ecuación (VIII.16) como sigue:

$$(AUT)_g = H_g + m_{YX} \frac{G_m}{L_m} H_L$$

En los casos analizados anteriormente en los cuales se emplean determinadas ecuaciones obtenidas en la bibliografía para calcular $(AUT)_g$ no se considera efecto alguno debido a la reacción química entre el soluto y el componente activo de la fase líquida, en los casos en que esta puede existir. En efecto, las ecuaciones anteriores están basadas en experimentos de absorción física y vaporización y no toman en consideración el posible efecto de una reacción química.

Supongamos que la reacción química se produce ya sea lenta o rápida, la concentración del soluto en la fase líquida decrecerá conforme la reacción se lleva a cabo produciendo por lo tanto un aumento en su gradiente de concentración y por lo tanto, aumentará también la velocidad de absorción. De estas deducciones es de esperar que la altura de relleno calculada solamente en base a la absorción física, dará siempre resultados conservadores.

Los estudios hechos tomando en consideración el efecto de la reacción química parecen indicar que generalmente la absorción está controlada por la fase líquida. Para estos casos se han desarrollado algunas ecuaciones aunque su resolución parece resultar complicada y restringida para cada caso específico, saliéndose de los límites de este estudio.

3.) ESTIMACION DE LA ALTURA DE LA COLUMNA

La altura total de relleno de la columna Z viene dada por

$$Z = \int_{Y_S}^{Y_b} \frac{G_m^i}{(K_{GT})_Y^a} \frac{dY}{Y - Y^*} = \int_{Y_S}^{Y_b} \frac{(AUT)_g dY}{Y - Y^*} \quad (\text{VIII.41})$$

el problema en esta ecuación es que $(AUT)_g$ varía a lo largo de toda la columna; esta variación debe ser tomada en cuenta cuando se realice la integración. Esto puede hacerse ya sea en función de Y o suponiendo un valor medio de $(AUT)_g$ para toda la columna. A continuación se presentan algunas de las soluciones posibles.

a.) Valor medio de la altura de una unidad de transferencia.

Si suponemos un valor medio de $(AUT)_g$, para la resolución de la ecuación (VIII.41), tenemos

$$Z = (AUT)_{g_{\text{medio}}} \int_{Y_S}^{Y_b} \frac{dY}{Y - Y^*} = (AUT)_{g_{\text{medio}}} (NUT)_g \quad (\text{VIII.42})$$

En la ecuación

$$(AUT)_g = \frac{G^m}{(K_{GT})_a P} \quad (\text{VIII.43})$$

la variable $(AUT)_g$ es el coeficiente de transferencia de materia, por lo cual será necesario emplear para K_{GT} un valor medio que puede ser media aritmética o media armónica. Los correspondientes valores medios de $(AUT)_g$ serán la media armónica y media logarítmica, como puede apreciarse en los métodos siguientes.

1. Altura media armónica de una unidad de transferencia;
 $(AUT)_{g_{ma}}$

Para este caso la ecuación empleada es:

$$\frac{1}{(AUT)_{g_{ma}}} = \frac{1}{2} \left[\frac{1}{(AUT)_b} + \frac{1}{(AUT)_s} \right] \quad (VIII.44)$$

donde los subíndices representan:

ma : Media armónica

b : Condiciones en la base de la columna

s : Condiciones en la parte superior de la columna

2. Altura media logarítmica de una unidad de transferencia,
 $(AUT)_{g_{ml}}$

La media logarítmica es por definición

$$(AUT)_{g_{ml}} = \frac{(AUT)_{gb} - (AUT)_{gs}}{\ln \left[\frac{(AUT)_{gb}}{(AUT)_{gs}} \right]} \quad (VIII.45)$$

oooooooooooooooooooo

- b.) Valor medio del cociente; (Fuerza impulsora/AUT)

Otra manera de resolver la ecuación (VIII.41) consiste en suponer que el cociente (Fuerza impulsora/AUT) es una función lineal de Y, por lo que podemos llegar a la relación

$$Z = \frac{Y_b - Y_s}{[(Y - Y^*) / (AUT)_g]_{ml}} \quad (VIII.46)$$



c.) Valor medio logarítmico del cociente (Fuerza impulsora/AUT) con corrección de la línea de equilibrio.

La base de este método consiste en suponer que la función $(Y - Y^*)/(AUT)_g = f(X)$ puede representarse gráficamente por dos líneas rectas que se cortan sobre la curva de equilibrio en un punto tal cuya abscisa es igual a la media aritmética de las composiciones terminales del líquido, por lo tanto

$$Z = \frac{Y_b - Y_s}{\Delta_m} F \quad (\text{VIII.47})$$

F, representa el factor de corrección y puede ser calculado mediante las ecuaciones (VIII.6,7y8). Δ representa la relación $(Y - Y^*)/(AUT)_g$ y se obtiene gráficamente como fué indicado anteriormente.

La resolución de la ecuación (VIII.42) puede hacerse -- también por integración gráfica o bien por integración numérica; estos métodos pueden encontrarse en el método de los triángulos que se presenta a continuación. Inciso d.).

d.) Método de los triángulos para el cálculo de la altura de la columna.¹⁷

Este método se basa principalmente en las concentraciones de las corrientes tanto de entrada como de salida, en los coeficientes de transferencia de masa y en las velocidades másicas. Las ecuaciones a utilizar para el cálculo de dicha altura se expresan de la manera siguiente:

$$Z = \frac{\int_{y_s}^{y_b} \frac{\phi \, dy}{(1-y)(y-y_i)}}{\frac{k_y a}{G''}} \quad (\text{VIII.48})$$

o bien:

$$Z = \frac{\int_{x_s}^{x_b} \frac{dx}{(1-x)(x_i-x)}}{\frac{k_x a}{L''}} \quad (\text{VIII.49})$$

donde:

ϕ = Factor de velocidad relativa:

$$\phi = \frac{(1-y_i) - (1-y)}{\ln \frac{1-y_i}{1-y}} = \frac{y - y_i}{\ln \frac{1-y_i}{1-y}} \quad (\text{VIII.50})$$

G'' y L'' = Velocidades másicas del gas y líquido respectivamente, en $\text{Kg/m}^2 \text{ h}$.

y = Fracción mol del soluto en el gas

x = Fracción mol del soluto en el líquido

K_y = Coeficiente individual de transferencia de materia para la fase gaseosa, $\text{Kg mol/m}^2 \text{ h}$

K_x = Coeficiente individual de transferencia de mate--

ria para la fase líquida, $\text{Kg mol/m}^2 \text{ h}$

subíndices:

b = base de la torre

s = domo de la torre

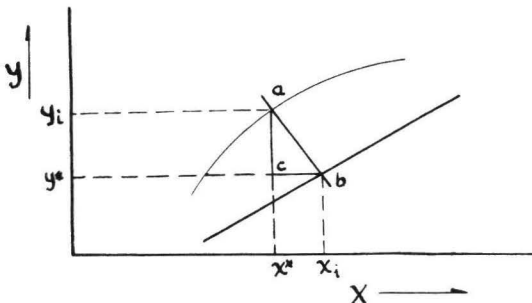
i = interfase gas-líquido

Para la utilización de estas ecuaciones es preciso efectuar las integraciones correspondientes las cuales dependen de las tres consideraciones siguientes: La forma de la línea de equilibrio; la variación de concentración de las corrientes de la torre y la resistencia

En el caso más general la línea de equilibrio presenta una fuerte curvatura; el gas está concentrado a la entrada y diluido a la salida, siendo ambas resistencias significativas.

El caso más sencillo se presenta cuando la línea de equilibrio es recta, las variaciones de concentraciones son pequeñas y es posible despreciar alguna de las dos resistencias. Cuando se presenta este caso es posible utilizar los coeficientes globales de transferencia, los cuales son más fáciles de determinar.

La elección entre las ecuaciones (VIII.48) y (VIII.49) es arbitraria, puesto que ambas conducen al mismo resultado y la precisión es tanto mayor entre mayores sean las fuerzas impulsoras utilizadas.



Mediante la gráfica anterior se puede apreciar la forma en que pueden obtenerse los valores de y_i y x_i ; por medio de una línea con pendiente igual a K_{xa}/K_{ya} .

La distancia ac representa la fuerza impulsora $y - y_i$ y la línea bc representa la fuerza impulsora $x_i - x$. El triángulo abc se suele denominar triángulo $\Delta x \Delta y$. Así, podrán conocerse tantos valores de y_i como se quieran partiendo del correspondiente valor de y , para realizar después la integración gráfica de acuerdo con los siguientes pasos

Dando valores a y entre los puntos correspondientes a s y b se sigue la siguiente secuencia:

y	$1-y$	y_i	$y-y_i$	$\frac{1}{(1-y)(y-y_i)}$	Δy	ORD. MEDIA	A

La ordenada media se calcula graficando y vs. $1/(1-y)(y-y_i)$

Una vez obtenido el valor de la ordenada media, deberá multiplicarse por el incremento de y (Δy) con lo cual se obtiene el valor de la integral, que deberá emplearse en la ecuación (VIII.48) para obtener el valor de la altura de la sección de relleno de la torre.

En estas ecuaciones también pueden utilizarse los coeficientes globales de transferencia de masa en lugar de los coeficientes individuales de acuerdo con la siguiente relación

$$\frac{1}{K_{ya}} = \frac{1}{k_y a} + \frac{m}{k_x a}$$

y

$$\frac{1}{K_x a} = \frac{1}{k_x a} + \frac{1}{m k_y a}$$

En donde m es la pendiente en la curva de equilibrio.

CAPITULO IX

CALCULO DE LA PERDIDA DE PRESION EN COLUMNAS EMPACADAS

En una columna empacada, la pérdida de presión está influenciada tanto por las velocidades de flujo del líquido - como del gas. Generalmente el gas presenta un flujo turbulento a través del empaque de la columna. Si se tiene una velocidad constante del gas, la pérdida de presión aumenta conforme se incrementa la proporción del líquido. Cada tipo de material de empaque presenta un volumen vacío fijo para que el líquido fluya, así que, a medida que la proporción del líquido aumenta, los espacios vacíos se llenan con líquido, reduciendo así el de sección transversal disponible para permitir el flujo del gas.

Existen diferentes métodos para el cálculo de la pérdida de presión de un gas que circula a través de un lecho de relleno; pero existe poca información cuando se presenta si simultáneamente una circulación descendente de líquido a través de la columna. Generalmente el procedimiento a seguir - consiste en calcular la pérdida de presión a través del relleno seco y multiplicar el valor obtenido por un factor de corrección para tener en cuenta la circulación del líquido.

A continuación pueden encontrarse algunos de los más importantes métodos para calcular la caída de presión.

1.) PERDIDA DE PRESION A TRAVES DEL RELLENO SECO.

Han sido desarrollados varios métodos para la obtención de la caída de presión de un gas fluyendo a través de un relleno seco, como son los de Carman, Chilton y Colburn, y -- Brownell y Colaboradores.

a.) METODO DE CARMAN ¹⁸

La ecuación propuesta por Carman para la pérdida de presión a través de relleno seco es:

$$\Delta P'_S = \frac{R'}{\rho_g u^2} \frac{a' Z}{\epsilon^3} \frac{\rho_g u^2}{g} \quad (\text{IX.1})$$

donde:

$\Delta P'_S$ = Pérdida de presión a través del relleno seco, sin corregir

R' = Componente de la fuerza de rozamiento por unidad de superficie de partícula, en la dirección del movimiento.

u' = Velocidad media del gas en los poros

ρ_g = Densidad del gas

a' = Superficie de relleno por unidad de volumen de lecho relleno:

$$a' = a'_0 (1 - \epsilon)$$

a'_0 = Superficie específica de relleno, es decir, superficie de relleno por unidad de volumen del mismo

ϵ = Fracción de huecos

Z = Altura de relleno

u = Velocidad del gas,

$$u = G / (\rho_g A)$$

G = Caudal total de la corriente gaseosa

A = Area de sección transversal

g = Aceleración gravitacional

El término $R' / (\rho_g u^2)$ se denomina factor de rozamiento y viene dado por las siguientes relaciones:

Para empaques huecos:

$$\frac{R'}{\rho_g u'^2} = \frac{5}{Re'} + \frac{1.0}{(Re')^{0.1}} \quad (\text{IX.2})$$

Para empaques macizos:

$$\frac{R'}{\rho_g u'^2} = \frac{5}{Re'} + \frac{0.4}{(Re')^{0.1}} \quad (\text{IX.3})$$

donde $Re' = (\rho_g u) / (a' \mu_g)$ representa el número de Reynolds modificado.

La pérdida de presión obtenida por la ecuación (IX.1) ha brá de multiplicarse por el factor de corrección por el efecto de la pared, F_p . Este factor de corrección es una fun ción de la razón del diámetro de relleno, d_r , al diámetro de la columna, D_c . Dicho factor puede obtenerse mediante la Fig. (19), que se muestra a continuación.

Así entonces la pérdida de presión del gas, corregida, a través del relleno seco es:

$$\Delta P_S = \Delta P'_S \times F_p \quad (\text{IX.4})$$

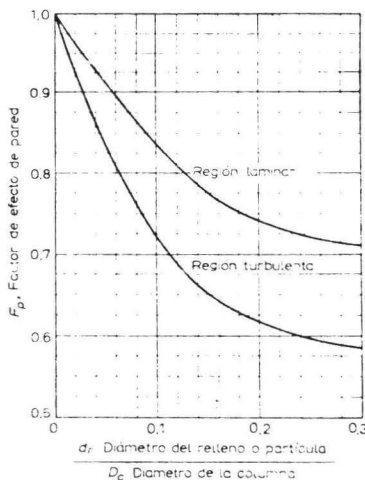


Fig. (19), Factor de corrección por efecto de pared.

b.) METODO DE CHILTON Y COLBURN¹⁹

Para partículas granulares macizas, Chilton y Colburn desarrollaron la siguiente ecuación para el cálculo de $\Delta P'_S$

$$\Delta P'_S = 2f' \frac{Z}{d_r} \times \frac{\rho_g u^2}{g} \quad (\text{IX.5})$$

donde f' representa el factor de rozamiento modificado.

Para la región laminar $Re'' < 40$, el factor de rozamiento viene dado por:

$$f' = \frac{850}{Re''} \quad (\text{IX.6})$$

mientras que para la región turbulenta, $Re'' > 40$, se tiene:

$$f' = \frac{38}{Re''^{0.15}} \quad (\text{IX.7})$$

donde $Re'' = (d_r u \rho_g) / (\mu_g) = \text{Número de Reynolds modificado.}$

Las ecuaciones anteriores pueden ser aplicables también a rellenos huecos tales como anillos Raschig y Lessing, mediante el empleo de un nuevo factor de corrección para la ecuación (IX.5). Dicho factor de corrección es:

$$F_S = \frac{0.24}{d_r^{0.5}} \quad (\text{IX.8})$$

donde d_r representa el diámetro nominal del relleno en pulgadas.

Siempre que la relación $d_r/D_r < 1/6$, el empleo de F_S es suficiente como factor de corrección y no es necesario considerar el efecto de la pared, por lo tanto

$$\Delta P_S = \Delta P'_S \times F_S \quad (\text{IX.9})$$

c.) METODO DE BROWNELL Y COLABORADORES.²⁰

El método de Brownell y Col. es una combinación de los principios fundamentales de los métodos de Carman y de Chilton y Colburn.

Carman basó sus estudios en las propiedades de los huecos, en tanto que Chilton y Colburn utilizó el diámetro de relleno como la dimensión lineal característica.

Para el método de Brownell se utiliza el gráfico de rozamiento en conducciones mientras que el número de Reynolds se define utilizando el diámetro de relleno, como en el método de Colburn y Chilton. Por otra parte, se introducen factores de corrección tales que consideren las fracciones de huecos y la esfericidad de las partículas.

La esfericidad de las partículas, ψ , se define como el área de la superficie de una esfera con igual volumen que la partícula entre el área de la superficie de la partícula.

Tomando en cuenta las consideraciones anteriores el procedimiento a seguir para la determinación de la pérdida de presión es el siguiente:

- 1°) Obtención del número de Reynolds modificado, mediante la ecuación $Re'' = (d_r u \rho_g) / (\mu_g)$
- 2°) Determinación del factor de corrección $F_1 = f(\epsilon, \psi)$, mediante la Fig. (20), siguiente.
- 3°) Se calcula el número de Reynolds Re , mediante la relación $Re = Re'' \times F_1$, el cual deberá utilizarse en el gráfico de rozamiento en conducciones.
- 4°) Del gráfico de rozamiento en conducciones obtenemos el factor $R/\rho_g u^2$ de rozamiento correspondiente a Re .

5°) F_2 que es el factor de corrección se determina de la relación gráfica $F_2 = f(\epsilon, \psi)$, dada en la Fig. (21).

6°) $R''/\rho g u^2$, representa el factor de rozamiento para lechos de relleno, se evalúa como

$$R''/\rho g u^2 = F_2 \times R/\rho g u^2$$

7°) La pérdida de presión se calcula con la expresión:

$$\Delta P_s = 4 \frac{R''}{\rho g u^2} \times \frac{Z}{d_r} \times \frac{\rho g u^2}{g} \quad (\text{IX.10})$$

Esta ecuación no utiliza el factor de corrección por efecto de la pared.

La relación entre el factor de rozamiento $R/\rho g u^2$ utilizado en la ecuación y el factor de rozamiento de Fanning f es

$$f = 2 (R/\rho g u^2) \quad (\text{IX.11})$$

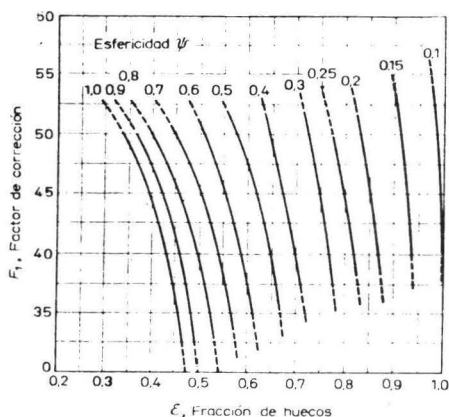


Fig. (20), Factor de corrección del número de Reynolds

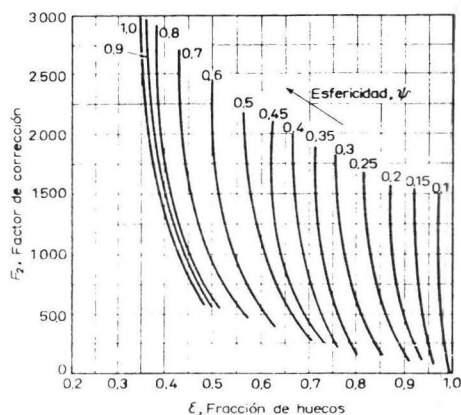


Fig. (21), Corrección para el factor de rozamiento.

PERDIDA DE PRESION A TRAVES DE EMPAQUES IRRIGADOS

La obtención de la caída de presión en rellenos irrigados se calcula multiplicando la pérdida de presión en relleno seco por un factor de corrección, F_L .

Se han desarrollado varios métodos tanto gráficos como numéricos para la obtención de F_L , algunos de los cuales son analizados a continuación.

1.) METODO DE ZHAVORONKOV²¹

El factor de corrección F_L , viene dado por las relaciones siguientes

$$F_L = 1/[1-1.65 \times 10^{-10} (a'/\epsilon^3) - \pi]^3 \quad (\text{IX.12})$$

cuando $d_r < 30$ mm.

$$F_L = 1/(1 - \pi)^3 \quad (\text{IX.13})$$

cuando $d_r > 30$ mm y $\pi < 0.3$

$$F_L = 1/(1.129 - 1.43 \pi)^3 \quad (\text{IX.14})$$

cuando $d_r > 30$ mm y $\pi > 0.3$

$$F_L = 1/(1 - 1.39 \pi)^3 \quad (\text{IX.15})$$

para anillos de acero.

En estas ecuaciones π representa un grupo adimensional, -llamado número de irrigación, y está definido por

$$\pi = \left(\frac{u_L^2 a'b}{\epsilon^3 g} \right)^{1/3} \quad (\text{IX.16})$$

en donde

$$b = \frac{23.7}{\text{Re}_L^{0.3}} \quad (\text{IX.17})$$

y

$$\text{Re}_L = \frac{4u_L \rho_L}{a' \mu_L} \quad (\text{IX.18})$$

Siendo u_L la velocidad del líquido.

ooooooo

2.) ECUACION DE LEVA²²

Para flujo gaseoso por abajo de la carga (flujo irrigado), Leva relacionó la caída de presión para el flujo a través del empaque cuyo diámetro es menor que 1/8 del tamaño del recipiente. La ecuación propuesta tiene la forma

$$\frac{\Delta P}{Z} = m(10^{-8}) (10^n) (G_L/\rho_L) (G_V^2/\rho_G) \quad (\text{IX.19})$$

donde

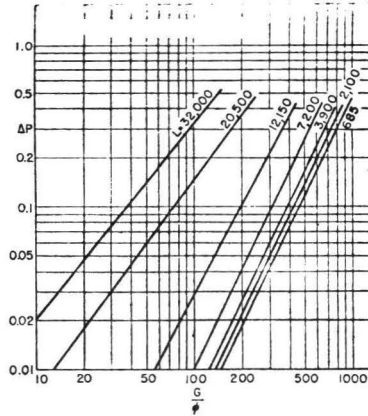
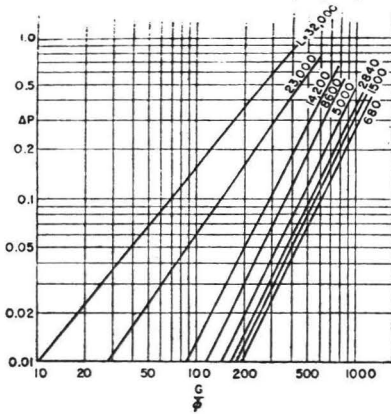
- Z = Altura de la sección empacada, ft
- m, n = Constantes del empaque, dadas en la tabla adjunta
- G_L = Gasto del líquido en la torre vacía, lb/hr ft²
- G_V = Gasto del gas en la torre vacía, lb/hr ft²
- ρ_L = Densidad del líquido, lb/ft³
- ρ_V = Densidad del gas, lb/ft³

Referencia 22

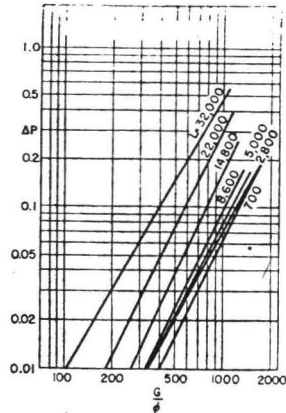
Tipo	m	n
Anillos Raschig		
½ plg	139	0.00720
1 plg	32.1	0.00434
2 plg	11.13	0.00295
Sillas de montar Berl		
½ plg	60.4	0.00340
1 plg	16.01	0.00295

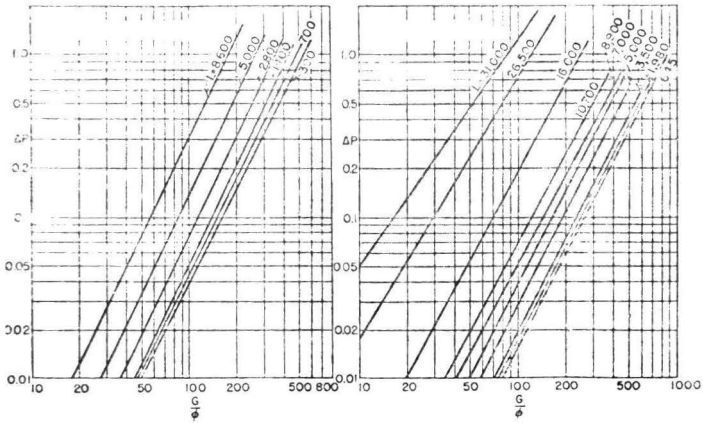
3.) METODOS GRAFICOS

La pérdida de presión en columnas de absorción puede obtenerse también mediante el empleo de gráficos como los que se presentan a continuación. Referencia 23



Para anillos Raschig se utilizan las gráficas que aquí se muestran.





En donde:

ΔP = Caída de presión en pulg. de agua/pies de profundidad

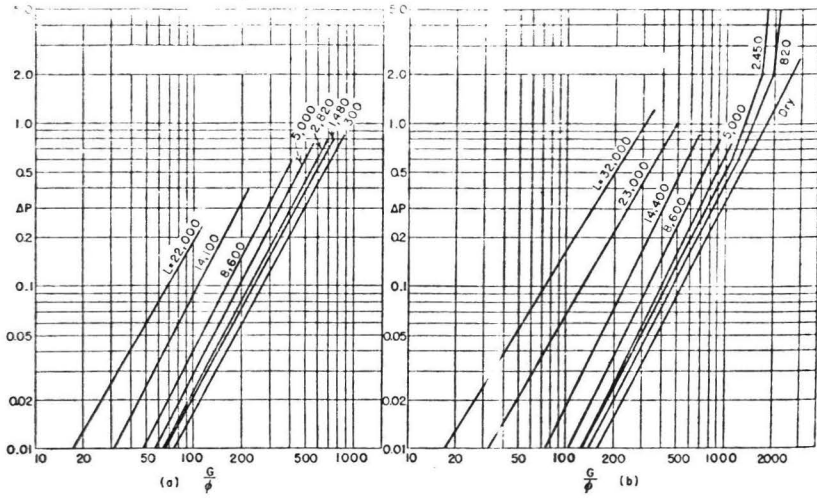
G = Velocidad del gas en lb/hr ft²

L = Velocidad del líquido lb/hr ft²

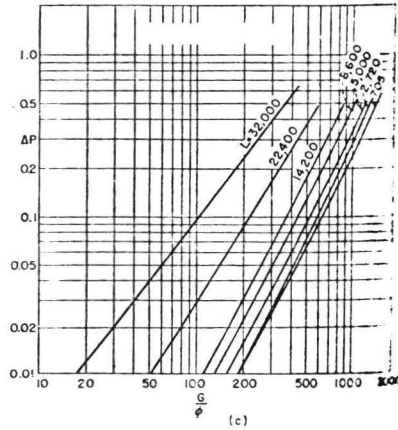
$\phi = (\rho/0.075)^{1/2}$

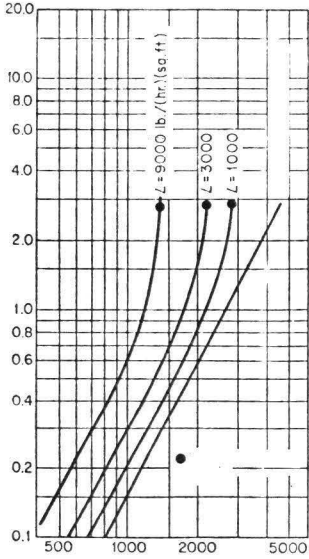
ρ = Densidad del gas lb/ft³

Gráficos para sillas de montar Berl



Usando aire y agua en una torre de 20 pulgadas con excepción de empaques de una pulgada, a velocidades del líquido menores de 5000 lb/hr ft³.

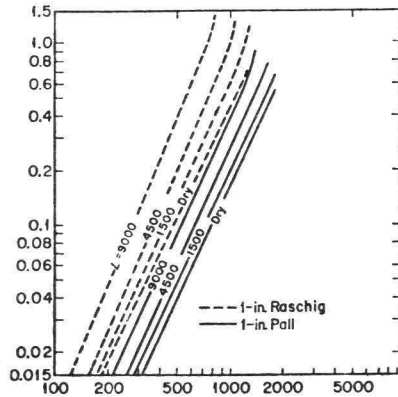




Para empaques tipo telleretes (una pulgada nominal) en un sistema de 15% de monoetanolamina y aire (viscosidad 1.88 centistokes).

Para anillos Pall y tambien utilizados en los anillos Raschig.

Nota: Para todos estos gráficos se utiliza la misma nomenclatura.



Sawistowski¹² relacionó los gráficos de Perry y de Sherwood Pigford para obtener el factor de corrección F_L como una relación de la pérdida de presión a través de relleno irrigado a la pérdida de presión en relleno seco. Esta relación según Zeisberg puede expresarse mediante la ecuación

$$\frac{\Delta P_h}{\Delta P_s} = 1 + \frac{0.22}{d_r}$$

donde h y s representan las condiciones húmeda y seca del relleno, respectivamente y d_r es el diámetro nominal del empaque en pulgadas.

En la Fig. (22), se representa el efecto de la velocidad másica del líquido sobre la pérdida de presión a través de rellenos de anillos dispuestos al azar. La línea continua representa los datos de Sherwood y Pigford, corregidos, mientras que la línea punteada muestra los datos de Perry para 0.61 m/seg.

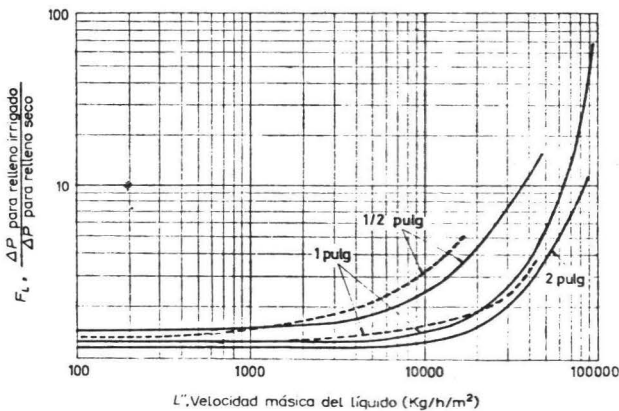


Fig. (22), Efecto de la velocidad másica del líquido sobre la pérdida de presión a través de rellenos al azar.

La Fig. (23) muestra el efecto de la velocidad másica del líquido y de la velocidad del gas sobre la pérdida de presión a través de rellenos de anillos dispuestos al azar.

Estos gráficos tienen la desventaja de poseer un intervalo de utilización limitado; siendo el límite mayor de 2 pulgadas para los empaques y una velocidad del gas de 0.6 m/seg

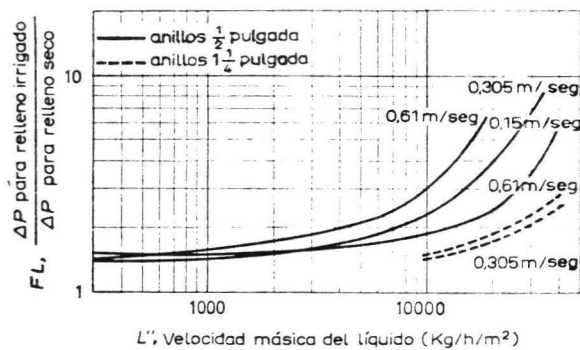


Fig. (23), Efecto de la velocidad másica del líquido y de la velocidad del gas sobre la pérdida de presión a través de rellenos de anillos dispuestos al azar.

CAPITULO X

CALCULO DEL DIAMETRO DE LA COLUMNA Y DISEÑO DEL PLATO

El procedimiento general para la estimación del diámetro de la columna de platos es el siguiente:

- 1°) El diámetro de la columna generalmente se estima mediante la ecuación de Souders-Brown.²⁴
- 2°) Se dá un primer esquema de los platos de acuerdo con las recomendaciones de la bibliografía.
- 3°) Se comprueba la capacidad del plato para la circulación del líquido y la distribución satisfactoria del gas.
- 4°) Si el plato resulta inestable se repiten los cálculos utilizando una capacidad de circulación de líquido distinta, determinada para estimar el diámetro de la columna en vez de la ecuación de Souders-Brown. Como en la columna de relleno se efectúan los cálculos para la base de la columna donde son mayores los caudales de gas y de líquido.

ooooo

1°) Cálculo del diámetro de la columna.

En la absorción, la razón líquido-gas es más elevada que en la destilación, por lo que se prefiere generalmente el mayor de los cierres hidráulicos que varían de 1/2 a 1 pulgada.

En la práctica del cálculo del diámetro en una torre de absorción y destilación se utiliza la ecuación de Souders - Brown, pues el diámetro de una torre es función de las propiedades físicas del vapor y líquido a las condiciones del plato, de la eficiencia y de las características de capacidad, las cuales están íntimamente relacionadas con la velo-

cidad del gas en la columna.

Ecuación de Souders-Brown,²⁴

$$U_g = K \left(\frac{\rho_L - \rho_g}{\rho_g} \right)^{1/2} \quad (X.1)$$

en donde U_g es la velocidad del gas y K es una constante que depende de la distancia entre pisos y del cierre hidráulico, definiéndose este último como la altura del líquido sin la espuma que hay por encima de la parte superior de las ranuras de las campanas.

Esta ecuación se supone basada en consideraciones sobre arrastre de gotas por el gas y da valores para los cuales la eficiencia del piso alcanza un valor óptimo.

Para los valores de K se recurre a la Tabla (I) y Fig.A.1 que se localizan en los apéndices de este estudio.

La ecuación de Souders-Brown debe considerarse solamente como una expresión empírica de velocidades de gas en columnas que operan en consideraciones satisfactorias.

Después de suponer un esquema del piso es necesario comprobarlo con respecto a su capacidad para la circulación del líquido. La comprobación que se efectúa mostrará si la columna presenta tendencia a inundarse o que la distribución del gas en el piso no sea la adecuada. Si así ocurre el factor controlante será el caudal del líquido.

De aquí que,

$$G_b = U_g A \rho_g \quad (X.2)$$

donde $G_b = G =$ Caudal total de la corriente gaseosa.

$A =$ Area de la sección transversal libre de la columna, es decir, el area total menos el area del rebosadero.

Sin embargo, podemos considerar que aproximadamente

$$A = \pi \frac{D_C^2}{4} \quad (X.3)$$

siendo D_C = Diámetro de la columna.

2°) Esquema del piso.

a.) Area de la sección transversal del rebosadero, A_{rb} .

Generalmente se recomienda usar una sección transversal de rebosadero de 10% del area total de la sección transversal de la columna siendo esta un segmento circular;

$$A_{rb} = 0.1A \quad (X.4)$$

Otro criterio para el funcionamiento satisfactorio de la columna es que la velocidad del líquido en el rebosadero, U_{rb} no exceda de 0.12 m/seg.; para esto tenemos que

$$Q = L / \rho_L \quad (X.5)$$

donde, Q = Caudal volumétrico del líquido en m^3/hr , además,

$$Q = U_{rb} \cdot A_{rb} \quad (X.6)$$

por lo que

$$U_{rb} = Q/A_{rb} \quad (X.6')$$

Segun Davies²⁵ el tiempo de residencia del líquido en el rebosadero debe ser como mínimo de 5 seg. calculado sobre el volumen total del rebosadero.

El tiempo de residencia se define como el volumen del rebosadero entre el caudal volumétrico, que matemáticamente puede expresarse mediante la relación siguiente:

$$\theta = \frac{Z' \cdot A_{rb}}{Q} \quad (X.7)$$

donde Z' = Distancia entre pisos

Segun Treybal el tiempo mínimo de residencia deberá ser de 8 seg. Los líquidos que formen espumas requieren un poco más de tiempo.

Entre las otras condiciones que deben cumplirse en lo referente a la anchura de la vena líquida que cae al rebosadero por la presa, a_{pr} ; esta deberá ser inferior a la parte más ancha de la presa para facilitar el escape desde el rebosadero del gas ocluido. Se recomienda que la anchura de la vena líquida Fig. (24) no exceda del 60% de la correspondiente a la parte más ancha del rebosadero.

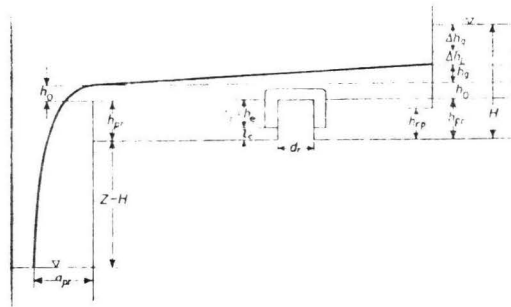


Fig. (24), Diagrama del piso.

Dicha altura se calcula con la relación

$$a_{pr} = 0.8 (h_0 \cdot h_c)^{1/2} \quad (X.8)$$

donde,

h_0 = Altura del líquido sobre la presa de desagüe

h_c = La caída libre en el rebosadero, = $Z + h_{pr} - H$

h_{pr} = Altura de la presa

H = Altura del líquido en el rebosadero.

Este último valor podrá evaluarse después de que se ha completado el esquema del piso, por lo que el cálculo de la anchura de la vena líquida, y , por lo tanto la comprobación final respecto al area del rebosadero se hará posteriormen-

te.

b.) Longitud de la presa.

Por geometría,

$$A_{rb} = D_C^2 (\theta - \text{sen}\theta) / 8 \quad (\text{X.9})$$

en donde θ es el ángulo central en radianes correspondiente a la presa.

De la ecuación anterior,

$$\theta - \text{sen}\theta = 8A_{rb} / D_C^2 \quad (\text{X.9}')$$

llegando por tanteos al valor de θ .

De aquí se deduce que la longitud de la presa será,

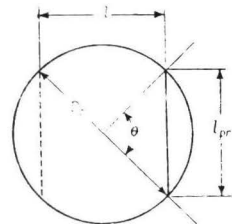
$$L_{pr} = D_C \text{sen}(\theta/2) \quad (\text{X.10})$$

y la longitud del recorrido del líquido sobre el piso, Fig. - (25), viene dada por la relación

$$L = D_C \cos(\theta/2) \quad (\text{X.11})$$

Se recomienda que la longitud de la presa oscile entre el 60 y 75% del diámetro de la columna

Fig. (25), Determinación de la longitud de la presa.



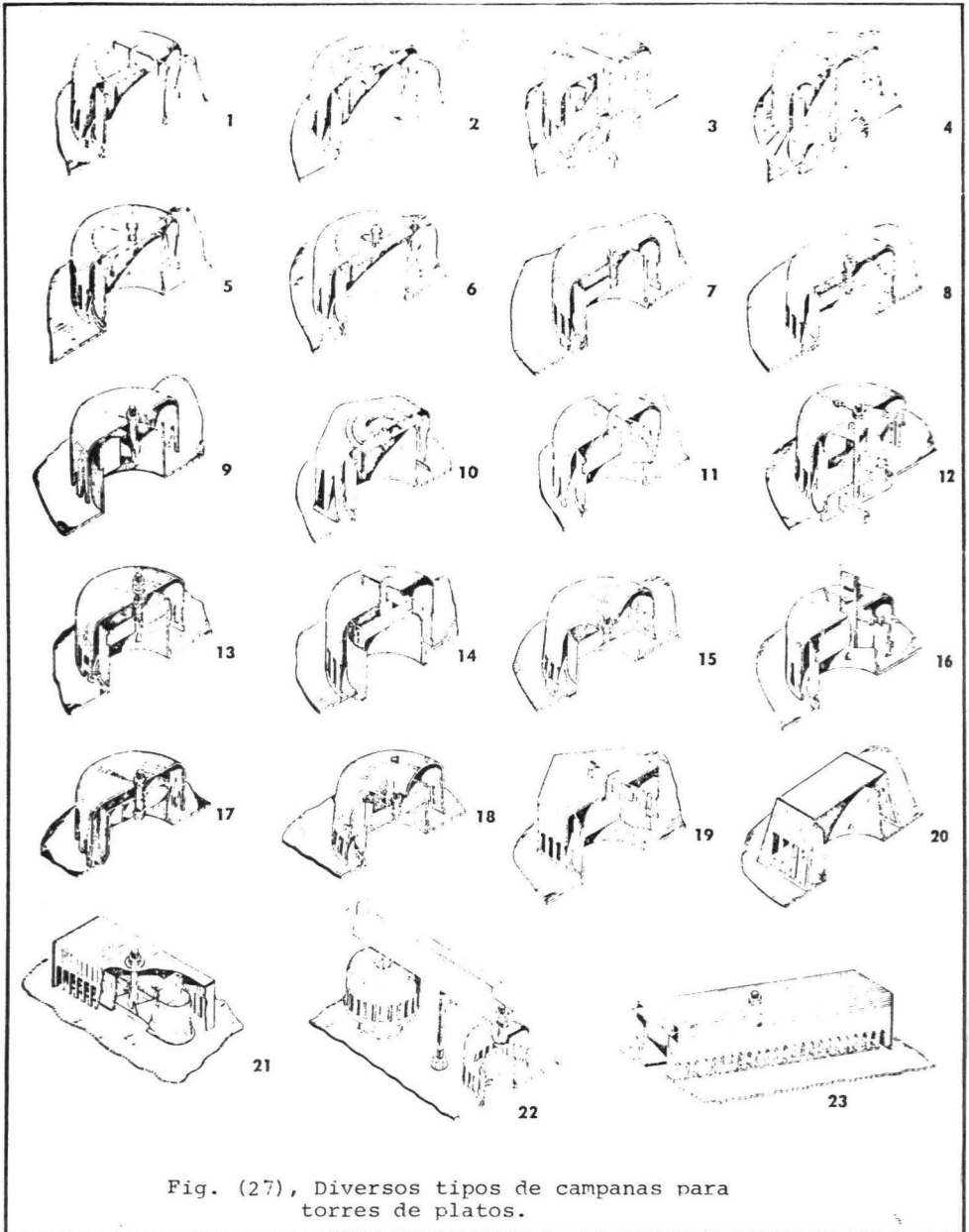


Fig. (27), Diversos tipos de campanas para torres de platos.

En la Fig. (26) se ejemplifican los diversos tipos de platos y los pasajes de liquido.

c.) Selección de las campanas y chimeneas.

Se pueden tomar las siguientes normas para la selección de las campanas:

Diametro de la columna (m):	0.75-1.2	1.2-2.4	2.4-3.7	3.7
Diametro de la campana (in):	3	4	5	6

o tambien la tabla

Tabla de recomendación para la selección de campanas. Ref. 26.

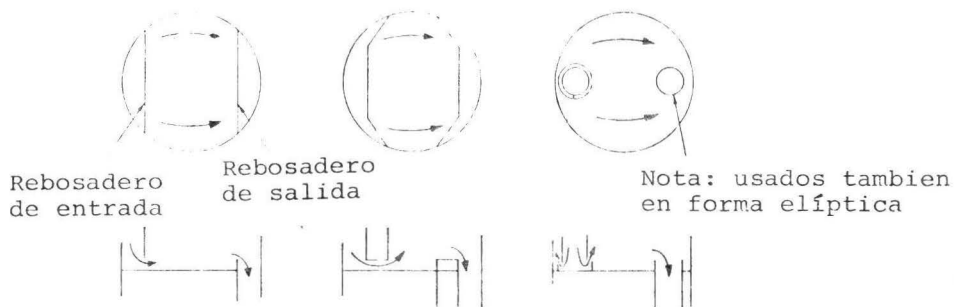
Dia. de Torre	gral.	alternativas.
2.5, 3	$3\frac{7}{8}$	$2\frac{3}{4}$; 3; $3\frac{1}{8}$
3.5, 4	$3\frac{7}{8}$	3; $5\frac{1}{8}$
5, 6, 7, 8, 9, 10	$3\frac{7}{8}$	6
11, 12, 13, 14	6	$3\frac{7}{8}$

Frecuentemente en la practica se presentan desviaciones en ambos sentidos.

En la actualidad se usan campanas casi exclusivamente de acero prensado con preferencia a los de fundición.

En la practica las medidas de las ranuras ,deberán así consultarse los catálogos de los fabricantes.

En la Fig.(27) se muestra el diverso tipo de campanas y chimeneas. Una campana bien diseñada, con objeto de reducir a un minimo la perdida de presión a travez de la misma--deberá tener iguales el area de la chimenea, a_{ch} , el area cilindrica de paso del gas entre el borde superior de la chi--



Flujo a contracorriente

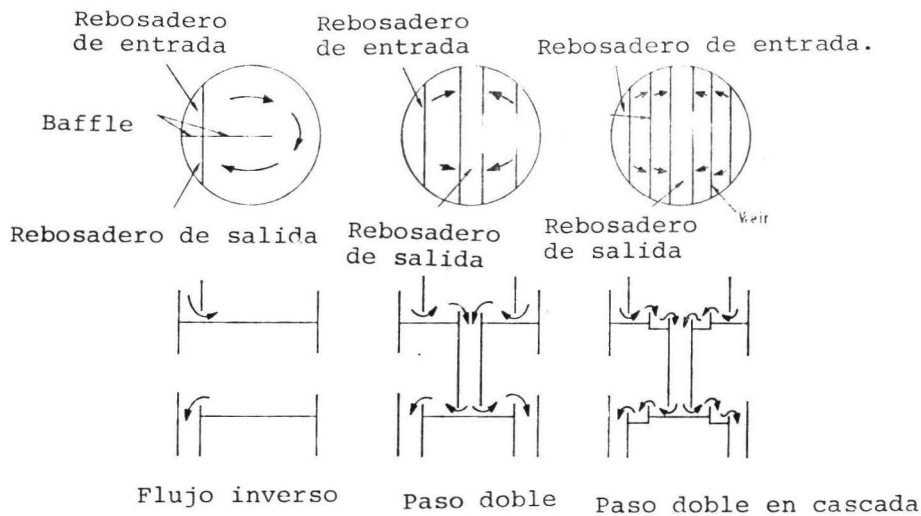


Fig. (26), Tipos de platos empleados más comunmente.

menea y la parte superior de la campana, a_{cil} , el area anular al rededor de la chimenea, a_a y el area de las ranuras a_r .

Frecuentemente se incrementa el area de las ranuras en un 25% para tener en cuenta el líquido que puede ocupar una parte de las mismas.

El area libre de la columna y el area total de las chimeneas estan comprendidas en una razón óptima que generalmente tiene un valor igual a 10, de acuerdo a la expresión siguiente,

$$na_{ch} = 0.1A \quad (X.12)$$

donde n es el número de campanas que hay en el piso.

Teniendo en cuenta la igualdad establecida con anterioridad, $a_{ch} = a_a$, se puede obtener la siguiente ecuación:

$$n \pi d_c^2 / 4 = n(a_{ch} + a_a) = 2na_{ch} \quad (X.13)$$

donde d_c es el diámetro interno de la campana y podemos obtener n , -que es el número de campanas-, despejándolo de la ecuación anterior. Una vez conocido el número de campanas es posible calcular el tamaño de la chimenea por medio de,

$$n \pi d_{ch}^2 / 4 = 2na_{ch} \quad (X.14)$$

en donde d_{ch} es el diámetro de la chimenea, pudiendose calcular así el area de la chimenea, el area anular y el area de las ranuras, definidas por las relaciones siguientes:

$$a_{ch} = \pi d_{ch}^2 / 4 \quad (X.15)$$

y

$$a_a = \pi (d_c^2 - d_{ch}^2) / 4 \quad (X.16)$$

Siendo el valor de a_{cil} del mismo orden de magnitud que las dos anteriores, o sea:

$$a_{cil} = \pi d_{ch} \cdot h_{cil} = a_{ch} = a_a = a_r \quad (X.17)$$

obteniendo así la altura del borde superior de la chimenea y la parte superior de la campana, h_{cil} .

El espacio entre el piso y el borde inferior de la campana, l_c , suele tener un valor de 1 pulgada en las columnas de absorción de tamaño medio; siendo h_{ch} ,

$$h_{ch} = l_c + h_c - (h_{cil} + E) \quad (X.18)$$

donde E = Espesor de la pared,

h_c = Altura de la campana

por lo que;

$$a_{cil} = \pi d_{ch} + h_{cil} \quad (X.19)$$

d.) Disposición de las campanas.

Para la colocación adecuada de las campanas deberán tomarse en cuenta las siguientes condiciones:

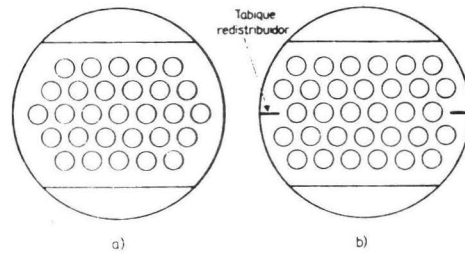
- 1°) Las campanas deben colocarse a una distancia libre entre ellas no inferior a 1 - 1.5 pulg. y no excederán de 3 pulgadas.
- 2°) La disposición de las campanas deberá ser triangular de ser posible.
- 3°) El espacio entre campana y pared deberá ser como mínimo 1.5 pulg. Si el espacio final es superior en una pulgada a la distancia entre campanas se recomienda usar tabiques redistribuidores. Estos serán dos veces la altura del nivel del líquido sin espuma, -- siendo su distancia a las campanas igual a la distancia

cia entre las mismas.

- 4°) La distancia mínima entre la presa y la primera línea de campanas será de $3 + (d'_C / 2)$, donde d'_C es igual al diámetro externo de las campanas. Este razonamiento es aplicable también a la distancia entre las campanas y el rebosadero.

En la Fig. (28), se representan dos posibles disposiciones para la distribución de las campanas, siendo la distribución (b) preferible puesto que disminuye la posibilidad de circulación del líquido a través del piso sin entrar en contacto con el gas.

Fig. (28), Posibles distribuciones de las campanas.



e.) Altura de la presa.

La ecuación (X.20), representa la relación matemática para la determinación de la altura de la presa,

$$h_{pr} = l_C + h_r + h_e \quad (X.20)$$

donde

h_r = Altura de la ranura

h_e = Cierre hidráulico (Ver Fig. 24)

Se entiende por cierre hidráulico estático el nivel del

líquido por encima de la parte superior de las ranuras - para caudal de líquido nulo. Su magnitud es función del tipo de operación, y para columnas de absorción, el tamaño medio del cierre hidráulico es del orden de una pulgada.

Para evitar salpicaduras del líquido, la parte superior de la chimenea debe ser más alta que la parte superior de las ranuras, así evitamos la presencia del líquido en la chimenea. Entre mayor sea esta diferencia la flexibilidad de la columna será mayor en cuanto a las fluctuaciones repentinas de la carga del líquido, siendo el valor mínimo recomendado para este cierre hidráulico chimenea-ranura de 1/2 pulg.

f.) Salida del rebosadero.

Para obtener una pérdida de presión mínima en el rebosadero el área entre el mismo y el piso A_{rp} , deberá ser igual al área transversal del rebosadero; así también, la distancia entre el borde inferior del rebosadero y el piso, que es h_{rp} no deberá ser superior a h_{pr} .

Se recomienda colocar un tabique que forme un cierre hidráulico entre h_{rp} y h_{pr} de 1/2 pulgada para un recorrido del líquido hasta de 1.5 metros y de una pulgada para un recorrido de 1.5 a 3 m. Esto se hace para evitar variaciones de la verdadera horizontal del piso y no permitir el paso del vapor a través del rebosadero.

3°) Comprobación de la capacidad del piso.

Se debe comprobar el funcionamiento satisfactorio del diseño del piso que hasta ahora ha estado basado únicamente en la circulación del gas tomando en cuenta los siguientes factores: Distribución del líquido, distribución del gas, pulsaciones, inundación, sobrecarga de las ranuras y arrastre.

1) En una operación normal la altura del líquido en el rebosadero no debe exceder la mitad de la altura efectiva del mismo, es decir, $Z + h_{pr}$. Para líquidos con tendencia a la formación de espuma dicho nivel deberá ser inferior a $0.4(Z + h_{pr})$. Para comprobar esta condición contamos con las expresiones siguientes,

$$H = h_{pr} + h_o + h_g + \Delta h \quad (X.21)$$

en donde,

H = Altura del líquido en el rebosadero

h_o = Altura del líquido por encima de la presa

Δh = Altura del líquido en el rebosadero igual a la pérdida de carga del líquido.

$$\Delta h = \Delta h_L + \Delta h_g \quad (X.22)$$

Δh_L = Pérdida de carga del líquido al pasar por el rebosadero

Δh_g = Pérdida de carga del gas a través del piso superior.

La ecuación (X.21), también puede representarse como sigue,

$$H = Zh_{pr} + Zh_o + 3/2h_g + \Delta h_L + \Delta h_c - (l_c + h_r) \quad (X.23)$$

En donde, h_{pr} , h_r , y l_c ya están fijadas en el esquema del piso, las otras pérdidas de presión se calculan -

mediante las siguientes ecuaciones:

$$h_o = (Q/1.095 \cdot 10^{-3} l_{pr})^{2/3} \quad (X.24)$$

$$\Delta h_L = 1.42 (Q/18.3 A'_{rb})^2 \quad (X.25)$$

$$\Delta h_C = 42.4 (\rho_g/\rho_L) (V/A_C)^2 \quad (X.26)$$

En donde Q = Caudal volumétrico = L/ρ_L .

l_{pr} = Longitud de la presa, cm.

A'_{rb} = Area mínima de paso del rebosadero, m^2

$$A'_{rb} = A_{rp}$$

V = Caudal volumétrico del gas, m^3/seg .

A_C = Area mínima de paso del gas a través de las campanas, m^2 .

La ecuación (X.26), parece dar solamente resultados aproximados.

Para el cálculo del gradiente hidráulico se tiene,

$$Q = 0.791 \cdot 10^{-3} \cdot C \cdot l_{nc} \cdot h_g^{0.5} \cdot B/f^{1.5} \quad (X.27)$$

en donde;

$$B = h_g (1.5f - 1.4) + 3f \left[h_{pr} + h_o + l_C (l_{chc} - l_{nc}) / l_{nc} \right] \quad (X.28)$$

f = Número de filas de campanas

l_{nc} = Suma de las distancias entre las campanas en una fila central, cm.

l_{chc} = Suma de las distancias entre las chimeneas en una fila central, cm.

C = Función de Q/L_o , dada en la Fig. (29).

L_o = Anchura media total en metros.

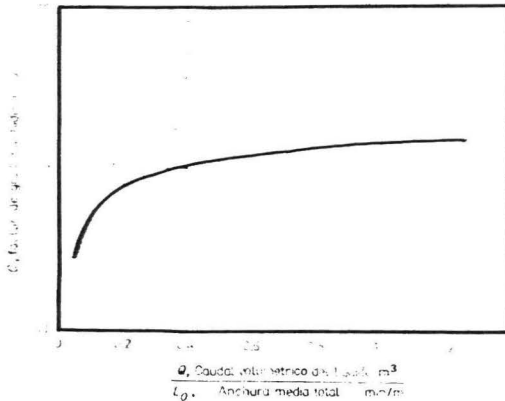


Fig. (29), Variación del factor de gradiente hidráulico con la carga líquida.

Esta relación se estableció para campanas redondas -- dispuestas en triángulos equiláteros con nivel del líquido por debajo de la parte superior de las mismas. Por lo tanto la razón del nivel del líquido en el rebosadero a la altura efectiva es;

$$H/(Z + h_{pr})$$

la cual debe ser menor a 0.5.

2) Con objeto de mantener una buena y razonable distribución del gas y reducir a un mínimo su flujo en zig-zag se recomienda que la razón entre gradiente hidráulico h_g y la pérdida de presión a través de las campanas h_c , -- razón que se denomina de distribución del gas, no sea superior a 0.5, es decir, $h_g/\Delta h_c < 0.5$.

3) La altura del líquido sobre la presa no deberá ser inferior a 1/4 de pulgada para que la distribución sea uniforme, o sea, $h_o > 1/4$ de pulg.

4) La eficiencia del piso depende principalmente de la velocidad del gas a través de las ranuras, la cual deberá mantenerse entre ciertos límites que son,

$$\frac{4.15}{\sqrt{\rho_g}} < u_r < \frac{14.75}{\sqrt{\rho_g}}$$

Para esto tenemos que,

$$V = G/\rho_g \quad (X.29)$$

$$u_r = V/A_r \quad (X.30)$$

5) El arrastre debe ser inferior a 0.1 moles del líquido/moles de gas seco. Aquí el arrastre e se define como la cantidad del líquido que acompaña al gas de un piso al inmediatamente superior, este se expresa como moles del líquido arrastrado por una mol de gas. La eficiencia de plato se vé disminuída por este arrastre, debido a que hay un transporte del líquido de concentración más elevado a un plato conteniendo líquido de concentración inferior. Por tal motivo debe controlarse a que no pase el 0.1 moles de líquido/moles de gas.

Hay pocas investigaciones sobre la determinación del arrastre y la siguiente ecuación parece ser la más satisfactoria,

$$\frac{Le}{h_o+h_e+h_r} = 1.92 \cdot \exp \left[\frac{1.6}{Z} + 81.2u \left(\frac{\rho_g}{\rho_L - \rho_g} \right)^{1/2} - 0.97 \frac{\sigma}{\sigma_A} - 8.2 \right] \quad (X.31)$$

donde Le = Velocidad másica del líquido arrastrado referido al area transversal libre de la columna, en Kg/min·m².

u_g = Velocidad del gas, m/seg.

σ_A = Tensión superficial del agua a 15°C = 73 dinas/cm.

σ = Tensión superficial del líquido a las condiciones de operación

$$e = \frac{60 L_e/M_L}{G/M_g (A-2A_{rb})} \quad (X.32)$$

la cual debe ser menor a 0.1, esto es, $e < 0.1$

Tambien debe comprobarse el tamaño del rebosadero con relación a la anchura de la vena líquida. La altura calculada del líquido en el rebosadero permite evaluar dicha anchura con la ecuación,

$$a_{pr} = 0.8 (h_o \cdot h_c)^{1/2} = 0.8 [h_o (Z + h_{pr} - H)]^{1/2} \quad (X.33)$$

en donde la anchura axial del rebosadero debe ser mayor que $a_{pr}/0.6$, es decir,

$$\frac{(D_c - 1)}{2} > \frac{a_{pr}}{0.6}$$

ooooo

4°) Calculo del intervalo de caudales para el funcionamiento satisfactorio de la columna.

Para conocer los límites superior e inferior del funcionamiento satisfactorio de la torre, es necesario graficar Q vs. $v_{pg}^{0.5}$ en papel doble logarítmico determinando en el mismo el area en la que el funcionamiento de la columna resulta adecuado. Esta gráfica tiene una validez general.

El procedimiento para construir esta gráfica es el siguiente:

a.) Se grafica h_o y h_L frente a Q en papel doble logarítmico. Las relaciones logarítmicas son lineales

$$\log h_o = -2/3 \log(1.095 \cdot 10^{-3} \cdot l_{pr}) + 2/3 \log Q \quad (X.34)$$

$$\log \Delta h_L = \log \left[1.42 / (18.3 A_{rb})^2 \right] + 2 \log Q \quad (X.35)$$

obteniendo en cada caso dos puntos los cuales es posible unir mediante rectas.

b.) Se grafica h_g frente a Q en papel doble logarítmico. Como la relación logarítmica no es lineal deberán tomarse varios puntos, para esto se utiliza la ecuación (X.27).

c.) Se grafica h_c frente a $V \rho_g^{0.5}$ en papel doble logarítmico, en donde la relación logarítmica lineal es

$$\log \Delta h_c = \log (42.4 / \rho_{LA_c}^2) + 2 \log V \rho_g^{0.5} \quad (X.36)$$

para este caso bastará con el cálculo de dos puntos solamente.

d.) Se efectúa la gráfica de Q vs. $V \rho_g^{0.5}$ en papel doble logarítmico como sigue: Se supone un valor de Q y se determinan los valores de h_o , Δh_L y h_g , mediante los valores obtenidos en las gráficas a.) y b.). Suponiendo un valor crítico del nivel del líquido en el rebosadero, o sea, la altura efectiva del mismo pudiéndose así calcular el valor crítico que corresponde a Δh_c por medio de la ecuación

$$\Delta h_c = 0.5(2 + h_{pr}) - (2h_{pr} + 2h_o + 3/2h_g + \Delta h_L) \cdot (1_c + h_r) \quad (X.37)$$

este valor de Δh_c se utiliza para encontrar el valor crítico correspondiente de $V \rho_g^{0.5}$ a partir de la gráfica obtenida en c.). Se repite el procedimiento para diversos valores de Q , los cuales se van representando frente a los valores correspondientes de $V \rho_g^{0.5}$ dando un Δh_c crítico.

Los valores límites para los caudales de gas y líquido en un funcionamiento correcto de la columna vienen -- dados en esta gráfica, los cuales son función de las con-- diciones de inundación.

e.) En la misma gráfica anterior se puede representar la curva correspondiente a la razón de distribución del gas que deberá ser la mitad de la curva anterior. Esto -- se obtiene suponiendo varios valores de Q , leyendo los -- valores correspondientes de h_g en la gráfica b.); el va-- lor de Δh_c crítico se puede calcular mediante la ecua -- ción siguiente;

$$h_c = \frac{h_g}{0.5} \quad (X.38)$$

y determinando el valor de $V \rho_g^{0.5}$ crítico correspondien-- te a la gráfica c.). Así es como se obtienen los valores límites de funcionamiento correcto tomando en cuenta el punto de vista de la distribución del gas.

f.) La distribución crítica del líquido estará repre-- sentada por una línea recta paralela al eje de las ab-- scisas. En la gráfica d.) se representa la línea corres-- pondiente a la altura del líquido sobre la presa obte-- niendo

$$Q = 1.095 \cdot 10^{-3} L_{pr} h_o^{1.5} \quad (X.39)$$

calculandose así el caudal mínimo del líquido con respec-- to al mismo (distribución).

g.) La líneas correspondientes a las velocidades máxi-- mas y mínimas del gas a través de las ranuras vienen re-- presentadas en la gráfica d.), de donde se deduce

$$4.15 A_r < u_r A_r \rho_g^{0.5} < 14.75 A_r$$

pero

$$V = u_r A_r$$

por lo tanto

$$4.15 A_r \sqrt{v \rho_g^{0.5}} < 14.75 A_r$$

Así las velocidades críticas de paso del gas a través de las ranuras estaran representadas por dos rectas paralelas al eje de las ordenadas.

h.) Las curvas correspondientes a la altura de la vena líquida en el rebosadero deben ser igual al 60% de la anchura máxima del rebosadero, la cual está representada en la misma gráfica d.) . Esta se calcula así,

$$a_{pr} = 0.8 \left\{ h_o [Z + l_c + h_r - (h_{pr} + 2h_o + 1.5h_g + \Delta h_L + h_c)] \right\}^{1/2} \quad (X.40)$$

Se suponen diversos valores de $v \rho_g^{0.5}$, tomándose los correspondientes valores de Δh_c de la gráfica c.) y para un valor determinado de $v \rho_g^{0.5}$ se calcula por tanteos que hacen a_{pr} igual a $0.6(D_c - 1)/2$. Obteniendose los valores límite de funcionamiento correcto desde el punto de vista de la anchura de la vena líquida en el rebosadero.

j.) En la gráfica d.) se representa tambien la línea que corresponde al tiempo de residencia crítico, calculandose como sigue

$$\theta = Z \cdot A_{rb}/Q \quad (X.41)$$

k.) Finalmente la gráfica d.) representa la curva correspondiente al valor crítico del arrastre, la cual obtenemos mediante:

$$e = \frac{(A-2A_{rb})M_g(h_o+h_e+h_r)}{60 M_L \rho_g^{0.5} (V \rho_g^{0.5})} \cdot 1.92 \exp. \left[\frac{1.6}{z} + 81.2 \cdot \right.$$

$$\left. \frac{V \rho_g^{0.5}}{(A-2A_{rb})} : \frac{1}{(\rho_L - \rho_g)^{0.5}} - 0.97 \frac{\sigma}{\sqrt{A}} - 8.2 \right] \quad (X.42)$$

Mientras todas las curvas críticas anteriores son características unicamente del diseño del piso y de las -- condiciones de operación, pero independientes del sistema utilizado, la curva de arrastre crítico depende de al gunas propiedades físicas de las fases y variará de un sistema a otro.

En la figura (30), se puede apreciar el area de trabajo correcto y limitado por las condiciones determinadas en d.), e.), f.), g.), h.), j.) y k.). De donde se deducen diversas conclusiones generales.

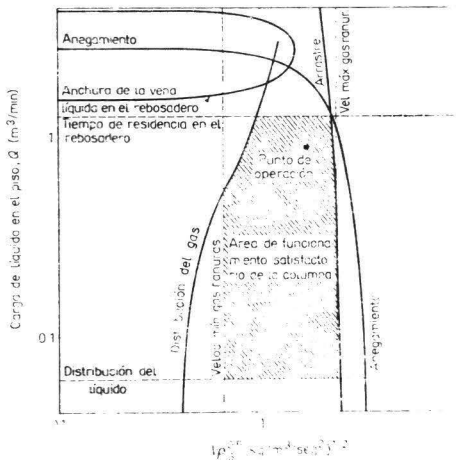


Fig. (30), Determinación del area de funcionamiento satisfactorio de la columna.

1°) La velocidad mínima de paso del gas a través de las ranuras de las campanas, (pulsaciones del gas), afecta críticamente la operación del piso solo cuando ambos caudales de gas y líquido son bajos.

2°) La importancia crítica de la sobrecarga de las ranuras (velocidad máxima a través de las mismas), solo se toma en cuenta unicamente si el caudal del gas es elevado y el del líquido bajo.

3°) Para condiciones de caudal de gas bajo y caudal de líquido elevado, la distribución del gas puede llegar a ser crítica.

4°) Para caudales elevados de gas el arrastre es crítico y llega a inundarse si se aumenta el caudal del líquido.

5°) Para caudales elevados del líquido y bajos del gas la anchura del líquido en el rebosadero es importante.

6°) El tiempo de residencia del líquido en el rebosadero puede ser más crítico, como en el problema de la inundación y que la anchura de la vena líquida en el rebosadero.

CAPITULO XI

CALCULO DE LA ALTURA DE LA COLUMNA.

El aspecto primordial en el cálculo de la altura de la columna de pisos, es la evaluación del número de pisos requeridos para la misma, lo cual se determina evaluando la cantidad de pisos teóricos y pasando estos al número de -pisos reales tomando en cuenta la eficiencia de pisos, --calculándose así la altura de la columna en base a la distancia entre los pisos.

1.) Determinación del número de pisos teóricos.

Un piso teórico es una unidad teórica de separación, base de los calculos empleados en el diseño de torres de platos.

Tomando en consideración la Fig. (5), se efectúa un -balance de soluto al rededor de la base de la columna, --siendo este,

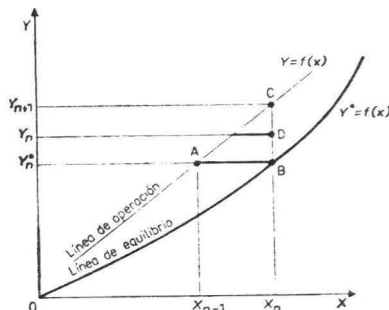
SOLUTO QUE ENTRA = SOLUTO QUE SALE.

$$G_m' Y_b + L_m' X_{n-1} = G_m' Y_n + L_m' X_b \quad (XI.1)$$

Haciendo un sencillo despeje puede conocerse la compo sición Y_n , que representa la línea de operación;

$$Y_n = \frac{L_m'}{G_m'} X_{n-1} + Y_b - \frac{L_m'}{G_m'} X_b \quad (XI.2)$$

Fig. (31), Piso teórico y efica cia de piso.



Las composiciones correspondientes a cada uno de los valores de n , están representadas por un punto sobre la línea de operación de la Fig. (31);

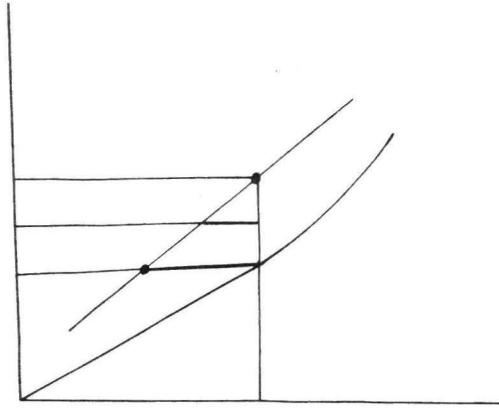


Fig. (31).

en donde la cantidad de enriquecimiento producido por un piso teórico, está representado por la distancia 'AB', el agotamiento conseguido en el punto teórico está representado por la distancia 'BC'. Este agotamiento de gas y enriquecimiento de líquido se llevan a cabo simultáneamente y están representados en el caso de un piso teórico por el escalón 'ABC'. De donde el número de pisos teóricos requeridos para una absorción dada es el número de escalones o triángulos que se pueden trazar entre las líneas de equilibrio y de operación. Se determinan por el mismo procedimiento que en la destilación, dibujando escalones entre las dos líneas, partiendo de uno de los puntos terminales.

Ernest E. Ludwig utiliza el siguiente método para la determinación del número de platos en una torre de absorción.

Primeramente se efectúa el cálculo de la eficiencia de absorción, por medio de la relación que aparece a continuación:

$$E_{ai} = \frac{\text{moles del comp. de entrada} - \text{moles comp. salida}}{\text{moles del comp. de entrada}}$$

donde E_{ai} es igual a la eficiencia de absorción o fracción absorbida del componente particular también llamado fracción de recuperación específica.

El segundo paso consiste en el cálculo de la relación de $(L/V)_{\min}$ para el componente en particular por medio de la siguiente ecuación:

$$(L'_m/V'_{m \ n+1})_{\min} = K^* (E_{ai}) + K^* (F_a) \quad (\text{XI.3})$$

en donde L'_m es igual a la velocidad del flujo molar del flujo molar en moles/hr.

V'_m = Velocidad del flujo molar del gas en moles/hr

K^* = Constante de equilibrio, Y/X .

F_a = Promedio del factor de absorción.

El tercer paso es el cálculo de las condiciones de operación de $(L'_m/V'_{m \ n+1})_o$ la cual es igual a una unidad específica por $(L'_m/V'_{m \ n+1})_{\min}$. La unidad específica debe estimarse en base al criterio de diseño que se aplica al sistema.

En el cuarto paso, se procede a calcular el promedio del factor de absorción de operación F_a , mediante la expresión:

$$F_a = \left(\frac{L'_m}{V'_{m \ n+1}} \right)_o \left(\frac{1}{K^*} \right) \quad (\text{XI.4})$$

5°; se calcula el número teórico de platos operando a $(L'_m/V'_m)_{n+1}$, por medio de las siguientes relaciones,

$$E_{ai} = \frac{(F_{a, n+1}) - F_a}{(F_{a, n+1}) - 1} \quad (\text{XI.5})$$

en donde el número teórico de platos es, N_{pt} ,

$$(N_{pt} + 1) \log(F_a) = \log \left[\frac{(F_a - E_{ai})}{1 - E_{ai}} \right] \quad (\text{XI.6})$$

6° se calcula el número de platos reales por medio de la siguiente relación,

$$N_{pt} = \frac{N_{pt}}{E_t} \quad (\text{XI.7})$$

donde E_t es la eficiencia total de la columna, la cual se puede calcular mediante la Fig. (A2), que aparece en el apéndice. El rango óptimo de operación para este método es de 1 a 800 atm, y de 40 a 130 °F. Referencia 32.

oooooooo

2.) Estimación de las eficiencias de platos.

El rendimiento de las columnas de absorción de platos queda expresado en función de la eficiencia total de la columna, de la eficiencia de Murphree o de la eficiencia puntual.

Definimos como eficiencia total de la columna, E_t , la razón de número de pisos teóricos N_{pt} , requeridos para una separación dada, al número de pisos N_t que realmente necesita, quedando la ecuación como sigue,

$$E_t = \frac{N_{pt}}{N_p} \quad (\text{XI.8})$$

La eficiencia de Murphree está referida a la fase gaseosa, E_{Mg} , la cual se define como la razón existente entre el agotamiento real del gas obtenido en un piso al que se obtendrá con un piso teórico. En la Fig. (31), 'CD' en caso de representar el agotamiento real, se tiene;

$$E_{Mg} = \frac{CD}{CB} = \frac{Y_{n+1} - Y_n}{Y_{n+1} - Y_n^*} \quad (\text{XI.9})$$

Esta eficiencia de piso de Murphree no es considerada como verdadera puesto que relaciona las variaciones medias en composición de la fase gaseosa, con el valor de equilibrio correspondiente, más no la composición del líquido en el piso, sino la del líquido que la abandona, por lo que el valor de E_{Mg} puede sobrepasar el 100%.

La eficiencia verdadera o real es la puntual también -- llamada local, E_{Mp} , que se define como sigue.

$$E_{Mp} = (Y'_{n+1} - Y'_n) / (Y'_{n+1} - Y'^*) \quad (\text{XI.10})$$

donde Y' es el valor puntual de la composición del gas justamente encima y debajo del piso, e Y'^* , es el valor del equilibrio con respecto al valor puntual de la composición del líquido en el piso.

Para la eficiencia del piso de Murphree existen expresiones puramente empíricas como la Walter y Sherwood y -- O'Connell que se han usado ampliamente en procesos de absorción.

a.) METODO DE WALTER Y SHERWOOD.²⁷

De acuerdo con Walter y Sherwood, la eficiencia del piso está dada por,

$$EM_G = 1 - e^{-\beta} \quad (XI.11)$$

donde,

$$\beta = \frac{h}{(4.67 + 1.11/B'P)\mu_L^{0.68} w_r^{0.33}} \quad (XI.12)$$

siendo,

$$h = \text{Espesor específico} = \frac{h_o + h_e + h_r}{2} \quad (XI.13)$$

B' = Pendiente de la línea de equilibrio.

P = Presión total, atm.

μ_L = Viscosidad del líquido en cp.

w_r = Anchura de la ranura, cm.

b.) METODO GILLILAND.²⁸

Gilliland hizo una modificación a la ecuación de Walter y Sherwood que consiste en introducir la velocidad a través de las ranuras como variable en donde la ecuación (XI.12) queda,

$$\beta = \frac{h}{(5.92 + 14.1/B'P)\mu_L^{0.68} w_r^{0.33} u_r^{0.2}} \quad (XI.14)$$

donde u_r es la velocidad a través de las ranuras en m/seg.

c.) METODO DE O'CONNELL.²⁹

O'Connell presentó la eficiencia de piso gráficamente como una función de $B'P/\mu_L$, de acuerdo con la Fig. (32).

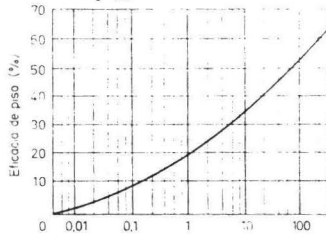


Fig. (32), Efecto de la solubilidad y la viscosidad sobre la eficacia del piso.

Segun esta correlación, la eficiencia tiende al 100% en la parte superior de la columna donde $B'P/\mu_L$ tiende al infinito y en la base la eficiencia es de un 18%, -- siendo $B'P/\mu_L = 0.94$.

Tambien se puede recurrir a la Fig. (A2), o consultar los métodos de Geddes³⁰, Gerster y col,³¹ y Kohl.³²

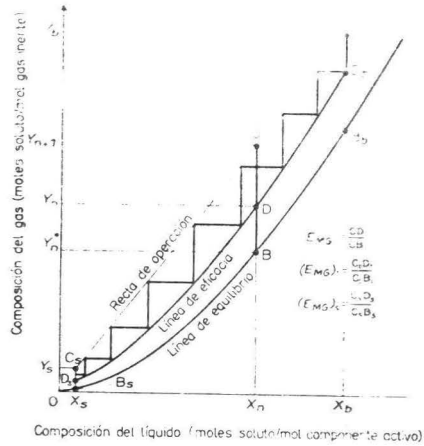
oooooooo

3.) Determinación del número de platos reales.

a.) Uso de la eficiencia de piso de Murphree.

En la Fig. (33), se pone de manifiesto el método general para la obtención del número de pisos reales cuando

Fig. (33), Determinación del número de pisos reales para el caso de eficiencia de piso de Murphree variable.



se conocen los valores de la eficiencia del piso de Murphree. De la ecuación (XI.9), obtenemos la relación,

$$CD = E_{MG} \cdot CB = E_{MG} (Y - Y^*) \quad (XI.15)$$

en donde se calculan los valores de 'CD' para diversos valores de X, los puntos correspondientes unidos forman la línea de eficiencia y el número de pisos reales se obtiene dibujando triángulos o escalones entre la línea de operación y la de eficiencia.

b.) Uso de la eficiencia de piso global.

La precisión con la que se calculan las eficiencias de piso de Murphree no es superior a un $\pm 20\%$, por lo que resulta justificado utilizar un valor medio de la eficiencia de piso de Murphree y considerarla como eficiencia de piso global.

De la ecuación (XI.8), resulta:

$$N_p = \frac{N_{pt}}{E_t} \quad (XI.16)$$

oooooo

4.) Estimación de la altura de la columna.

Generalmente se suponen tres metros para la base y la parte superior de la columna de aquí que:

$$Z_0 = (N_p - 1)Z + 3 \quad (XI.17)$$

en donde, Z_0 = Altura total de la columna

Z = Distancia entre pisos, la cual generalmente y para simplificación de cálculos se considera como -- 0.1 m. Como una recomendación, en el caso de que la columna resulte demasiado alta es preferible dividirla en -- dos columnas que realicen el mismo propósito que la deseada.

CAPITULO XII

CALCULO DE LA PERDIDA DE PRESION.

El cálculo de la pérdida de presión del gas a través de un piso está integrado por la pérdida de carga al pasar por la campana, Δh_c , y la pérdida de carga provocada al pasar a través del espesor del líquido sobre las ranuras.

La pérdida de presión por piso Δp , despreciando el efecto del gradiente hidráulico está expresada mediante la relación,

$$\Delta p = \rho_L (\Delta h_c + h_o + h_e + h_r/2) \quad (\text{XII.1})$$

para nomenclatura y ecuaciones, véase capítulo (X).

En la ecuación (XII.1), Δh_c puede evaluarse mediante la expresión siguiente:

$$\Delta h_c = h_1 + h_2 + h_3 + h_4 + h_5 \quad (\text{XII.2})$$

esto es, la suma de la pérdida de carga individuales, a saber:

Δh_c = Pérdida de presión a través de las campanas.

h_1 = Pérdida de presión a la entrada de las chimeneas.

h_2 = Pérdida de presión por rozamiento en las chimeneas.

h_3 = Pérdida de presión en el espacio cilíndrico.

h_4 = Pérdida de presión por rozamiento en el anillo pasador de gas.

h_5 = Pérdida de presión al atravesar las ranuras.

El estrechamiento del area de la chimenea h_1 dá como resultado una pérdida de carga de acuerdo a los siguientes parámetros,

$$h_1 = \frac{U_c h^2}{2g} \times \frac{\rho_g}{\rho_L} \quad (\text{XII.3})$$

siendo U_{ch} es la velocidad a través de la chimenea en m/seg. Las demás pérdidas de presión pueden calcularse utilizando - las expresiones de Dauphine³³, como se muestran a continuación

$$h_2 = 1.16 \frac{d_{ch}}{\rho_L} \left(\frac{V \rho_g^{0.5}}{A_{ch}} \right)^{2.09} \quad (\text{XII.4})$$

$$h_3 + h_4 = \frac{19.7}{\rho_L} \left(\frac{2a_{ch}^2}{a_a a_c} \frac{V \rho_g^{0.5}}{A_{ch}} \right)^{1.71} \quad (\text{XII.5})$$

para $a_{cil} > a_a$.

$$h_5' = \frac{2.1}{\rho_L} \left(\sqrt{d_c} \frac{V \rho_g^{0.5}}{A_r} \right)^{1.73} \quad (\text{XII.6})$$

donde h_5' = Pérdida de presión a través de las ranuras secas.

h_5 , puede obtenerse mediante la siguiente ecuación:

$$h_5 = \frac{h_5'}{C_h} \quad (\text{XII.7})$$

en donde C_h es un factor de corrección dado por

$$C_h = 2.345 \frac{V}{A_r} \left(\frac{\rho_g}{\rho_L} \times \frac{a_r}{a_a} \right)^{1/2} - 0.05 \quad (\text{XII.7})$$

para

$$\frac{V}{a_r} \left(\frac{\rho_g}{\rho_L} \times \frac{a_r}{a_a} \right)^{1/2} < 0.457$$

y

$$C_h = 1.0 \frac{V}{A_r} \left(\frac{\rho_g}{\rho_L} \times \frac{a_r}{a_a} \right)^{1/2} \quad (\text{XII.8})$$

para

$$\frac{V}{A_r} \left(\frac{\rho_g}{\rho_L} \times \frac{a_r}{a_a} \right)^{1/2} > 0.457$$

Método Dauphiné³⁴ para el cálculo de la pérdida de presión por piso. (independiente de las expresiones anteriores).

$$\Delta p = \Delta h_g + h_e + h_o + \frac{h_g}{2} \quad (\text{XII.9})$$

donde

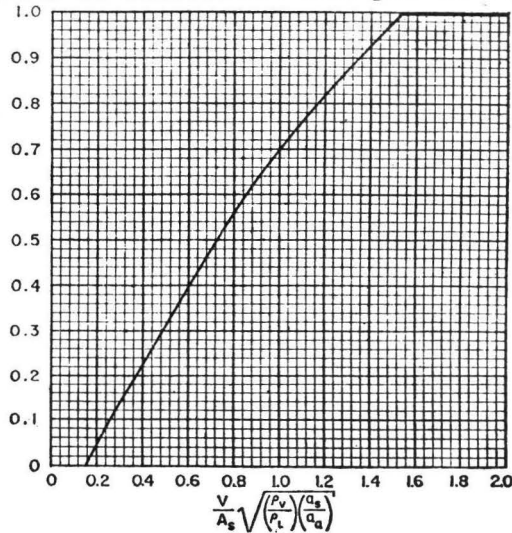
$$\Delta h_g = \frac{\Delta h_g'}{C_w} \quad (\text{XII.10})$$

siendo, Δh_g = Pérdida de carga del gas a través de las campanas mojadas al piso superior.

$\Delta h_g'$ = Pérdida de presión del gas a través de -- las campanas secas al piso superior.

C_w = Factor de corrección dado por la Fig. (34)

Fig. (34), Corrección para la caída de -- presión en cam -- panas mojadas.



$$\Delta h_g' = h_2 + h_3 + h_5' \quad (\text{XII.11})$$

donde, h_5' = Pérdida de presión al atravesar las ranuras -- secas.

Para ranuras rectangulares,

$$h_5' = \frac{0.163}{\rho_L} \left[(d_c \rho_g)^{1/2} \frac{v''}{A_s} \right]^{1.73} \quad (\text{XII.12})$$

donde:

ρ_L = Densidad del líquido, lb/ft³.

ρ_g = Densidad del gas, lb/ft³.

A_s = Area total de las ranuras por piso, ft².

Para chimeneas mayores de 2.5 pulgadas,

$$h_3 = \frac{0.68}{\rho_L} \left[\left(\frac{2ach^2}{a_{cil} a_c} \right) (\rho_g)^{1/2} \left(\frac{v''}{A_r} \right) \right]^{1.71} \quad (\text{XII.13})$$

donde a_c representa el area transversal de la campana.

Para areas de campana mayores que el area de la chimenea,

$$h_2 = 0.111 \left[\frac{d_{ch}}{L} (\rho_v)^{1/2} \left(\frac{v''}{A_r} \right) \right]^{2.09} \quad (\text{XII.14})$$

Para areas de campana menores que el area de la chimenea,

$$h_2 = 0.099 \frac{d_{ch}}{\rho_L} \left(\frac{a_{ch}}{a_{cil}} \right)^{1/2} \left[\rho_v^{1/2} \frac{v''}{A_r} \right]^{2.1} \quad (\text{XII.15})$$

Una vez conocidos los valores correspondientes a cada ecuación es posible conocer el valor de $\Delta h_g'$, de acuerdo a la expresión (XII.11) .

Método Bolles para el cálculo de la pérdida de presión por piso.

$$\Delta p = (\Delta h_c + h_5) + h_e + h_o + \frac{h_g}{2} \quad (\text{XII.16})$$

El valor de Δh_c se evalúa mediante la siguiente ecuación;

$$\Delta h_c = K_c \left(\frac{\rho_g}{\rho_L - \rho_g} \right) \frac{V''}{A_r}$$

donde,

K_c = Constante para la ecuación del método Bolles, a partir de la Fig. (35).

V'' = Gasto del gas, en ft^3/seg .

A_r = Area total de la chimenea por piso, en ft^2 .

Por lo que la pérdida de presión total a través de la columna de pisos será,

$$\Delta p_t = N_p \cdot \Delta p \quad (\text{XII.17})$$

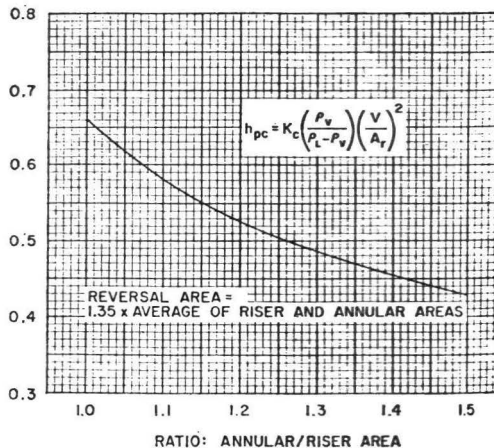


Fig. (35), Constantes para la ecuación del método Bolles.

CAPITULO XIII

MULTICOMPONENTES.

En los capítulos anteriores se analizaron los métodos de cálculo para un componente en la fase gaseosa soluble en el disolvente líquido. Se presentan ciertas modificaciones en el método de cálculo, si existe una solubilidad apreciable para más de un componente o si el disolvente es volátil. Las dificultades y modificaciones que surgen son comunes a todas las operaciones de multicomponentes, el aumento de grados de libertad obliga a una aproximación por tanteos a menos que resulten posibles algunas hipótesis simplificativas, la solubilidad de los componentes puede ser dependiente entre sí; lo mismo se aplica para las eficiencias de separación de los componentes pudiendo ser diferentes entre sí. Las dos últimas dificultades son particularmente evidentes en sistemas en los que la fase líquida contiene un componente activo; por ejemplo, la absorción simultánea de CO_2 y H_2S por soluciones de etanolaminas. No existen datos de equilibrio suficientes para sistemas de este tipo y esto hace los cálculos imposibles. Sin embargo existen algunos problemas industriales en los que se dan estas dificultades pero con el auxilio de sistemas ideales estos problemas pueden encontrar solución, como en los procedimientos que se adoptan en la destilación de multicomponentes. Así sucede en los casos de absorción de hidrocarburos en un aceite mineral relativamente no volátil.

Datos de equilibrio para multicomponentes.

Los equilibrios líquido-vapor de las mezclas de más de dos componentes no se pueden representar satisfactoriamente mediante gráficas sencillas, especialmente cuando forman azeótropos o que se desvían frecuentemente de la idealidad. En algunos casos se puede utilizar un método

do para calcular los equilibrios de las mezclas de varios componentes a partir de las propiedades de equilibrio de los componentes individuales. El método se basa en el concepto del factor K_i , el cual se define mediante la ecuación,

$$K_i = \frac{y_i^*}{x_i^*} \quad (\text{XIII.1})$$

siendo, y_i^* y x_i^* las fracciones molares de equilibrio para el componente i en las fases vapor y líquido respectivamente, los valores de K también se les llama coeficientes de distribución.

En el caso general K_i es función de la temperatura, la presión, la composición completa de la fase líquida.

En el apéndice se encuentran algunos valores de K para varios hidrocarburos.

Cuando los valores de K son independientes de la concentración, estos se pueden aplicar fácilmente al cálculo de los datos de equilibrio de los componentes, para esto se tiene,

$$\sum x_i^* = \sum y_i^* = 1.0$$

Por lo que de la ecuación (XIII.1) se tiene:

$$\sum K_i x_i^* = 1.0 = \frac{y_i^*}{K_i}$$

en donde K es función de la presión y de la temperatura de operación.

Cuando no existen los datos disponibles y los sistemas cumplen la Ley de Raoult y Dalton, tenemos que,

$$K = \frac{p^\circ}{P} \quad (\text{XIII.2})$$

siendo p° la presión de vapor y P la presión total del --

sistema.

A temperatura constante K es inversamente proporcional a la presión.

Para sistemas no ideales la siguiente ecuación es aplicable,

$$K = y/x = f_L^{\circ}/f_V^{\circ} \quad (\text{XIII.3})$$

donde f_L° = Fugacidad del componente puro en fase líquida.

f_V° = Fugacidad del componente puro en fase vapor.

Existe una correlación para f_V° para cuando la presión y la temperatura son reducidas; Fig. (36).

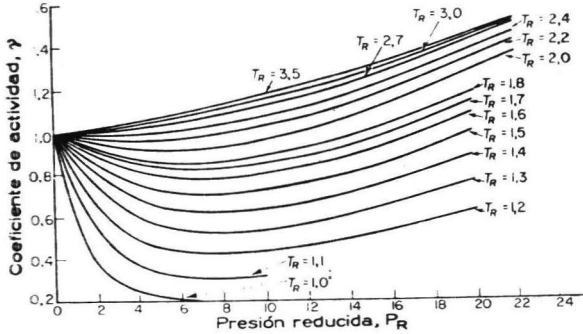


Fig. (36), Coeficiente de actividad de gases.

Mientras que para f_L° tenemos la relación siguiente:

$$\ln(f_L^{\circ}/f_L^{\circ}) = V_L (P - p^{\circ})/RT \quad (\text{XIII.4})$$

en donde,

f_1° = Fugacidad del componente puro en la fase líquida a su presión de vapor y a la temperatura de operación. Esta se puede obtener mediante la Fig. (36).

Si todos los componentes en la mezcla gaseosa son solubles, como en el caso de algunos hidrocarburos gaseosos, es usual expresar la composición como razón molar relativa a la cantidad de gas y líquido entrantes en la columna, así se obtiene:

$$y_i = \frac{Y_i'}{Y_1'} \quad (\text{XIII.5})$$

y

$$x_i = \frac{X_i'}{1 + \sum X_i'} \quad (\text{XIII.6})$$

en donde Y_i' = Moles del componente i en el gas por mol de gas que entra a la columna.

X_i' = Moles del componente i en el líquido por mol del líquido disolvente. El líquido que aquí se supone es no volátil.

Efectuando las sustituciones pertinentes en las ecuaciones (XIII.5) y (XIII.6), se tiene:

$$y_i' = K_i X_i' \frac{\sum Y_i'}{1 + \sum X_i'} \quad (\text{XIII.7})$$

y para soluciones diluidas:

$$y_i'^* = K_i X_i' \quad (\text{XIII.8})$$

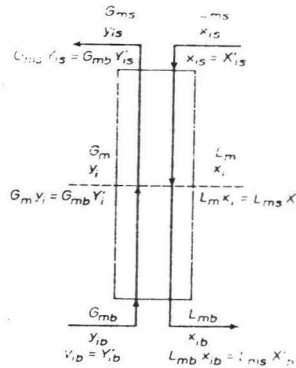
Para facilidad de cálculo, se puede expresar el balance de materia en términos de las mismas variables que las que se presentan en el equilibrio.

El balance de materia del componente i al rededor de la base de la columna de absorción se obtiene mediante la siguiente relación en base a la Fig. (37);

$$G_{mb}(Y'_{ib} - Y'_i) = L_{ms}(X'_{ib} - X'_i) \quad (\text{XIII.9})$$

en donde G_{mb} es igual a caudal molar total de la corriente gaseosa en la base y L_{ms} es el caudal molar total de la corriente líquida en la parte superior

Fig. (37), Balance de materia.



De la ecuación (XIII.9), se obtiene,

$$Y'_i = \frac{L_{ms}}{G_{mb}} X'_i + Y'_{ib} - \frac{L_{ms}}{G_{mb}} X'_{ib} \quad (\text{XIII.9'})$$

1.) Soluciones diluídas. De la ecuación (XIII.9'), se deduce que la línea de operación es recta para el sistema de coordenadas X', Y' . Para soluciones diluídas, la línea de equilibrio también es recta, (ecuación -XIII.8-), pudiéndose aplicar el método del factor de absorción. Este -

método relaciona el número de pisos teóricos n , con la eficiencia de absorción ϕ' y el factor de absorción A' , mediante la ecuación de Kremser que toma la forma;

$$\phi'_i = (A_i'^{n+1} - A_i') / (A_i'^{n+1} - 1) \quad (\text{XIII.10})$$

en donde también,

$$\phi'_i = (Y'_{ib} - Y'_{is}) / (Y'_{ib} - K_i X'_{is}) \quad (\text{XIII.11})$$

y

$$A_i' = L_{ms} / K_i G_{mb} \quad (\text{XIII.12})$$

Para una separación específica de un componente en particular (el componente clave) y una razón de líquido-gas conocida se puede calcular el número necesario de pisos teóricos por medio de la siguiente ecuación:

$$N_{pt} = \eta = \frac{\log (A_c' - \phi_c') / (1 - \phi_c')}{\log A_c'} - 1 \quad (\text{XIII.13})$$

siendo c el componente clave.

Así, es posible calcular la eficiencia de operación y por consiguiente Y'_s para los demás componentes. Esta eficiencia está referida a la separación de los componentes.

2.) Soluciones concentradas. Para soluciones concentradas el factor de absorción cambia de la siguiente forma:

$$A_i'' = A_i' \frac{1 + \sum X_i'}{\sum Y_i'} = \frac{L_{ms} (1 + \sum X_i')}{m_i G_{mb} \sum Y_i'} \quad (\text{XIII.14})$$

Los cálculos subsecuentes se desarrollan en igual forma que en el caso de las soluciones diluídas.

En la base de la columna, la línea de equilibrio debe pasar por el punto dado por las coordenadas siguientes:

$$(X'_{cb}, m_c X'_{cb} / [1 + \sum X'_b])$$

A continuación se traza la línea de equilibrio con una pendiente conocida en el origen y que pasa por un punto dado por la otra condición terminal. Si se especifica el número de pisos teóricos, entonces se dibuja por tanteos un número de escalones igual al mismo entre la línea de equilibrio y la línea de operación de pendiente L_{ms}/G_{mb} . De este modo se obtienen valores corregidos de X'_b e Y'_s . Si se especifica la separación, el valor corregido del número de pisos teóricos se determina dibujando escalones entre las líneas de equilibrio y operación que pasen por los valores previamente determinados de X'_b e Y'_s .

3.) Efecto de la temperatura y de la presión. Ante --riormente se supuso que el valor de la constante de equilibrio K_i era realmente constante a lo largo de la columna, pero K_i es una función de la temperatura y de la presión, y los valores de estos parámetros varían con el calor de solución y la pérdida de presión a través de la columna respectivamente. Por lo comun, se desprecia la variación de la presión, pero hay casos en que hay que --tomar en cuenta la variación de la temperatura, y por --consiguiente K_i . El procedimiento de cálculo implica cálculos laboriosos piso a piso, determinandose la temperatura en cada uno de ellos mediante un balance de calor. Son posibles algunas simplificaciones y para ella se hace referencia a los trabajos de Sherwood¹, Horton y Franklin.³⁴

COEFICIENTES DE TRANSFERENCIA DE MASA.^{9*}

Existen diversos métodos para el cálculo y estimación de los coeficientes de transferencia de masa. El cálculo puede efectuarse ya sea mediante relaciones matemáticas, gráficas o en algunos casos experimentalmente. Para casos prácticos se mencionan algunas de las ecuaciones -- existentes.

1.) ECUACION DE VON KÁRMÁN.⁹

$$K = \frac{D_v}{\mu} \frac{f U_{av}}{2}$$

donde:

- K = Coeficiente de transferencia de masa,
en lb mol/ hr ft² (lb mol/ft³).
- D_v = Difusividad
- U_{av} = Velocidad promedio del flujo, ft/hr.
- f = Factor de fricción.
- μ = Viscosidad del fluido.

2.) ECUACION DE REYNOLDS.⁹

$$K' = \frac{K}{RT} = \frac{f U_{av}}{2RT} = \frac{f \rho U_{av}}{2 P M}$$

donde:

- K' = Coeficiente de transferencia de masa,
en lb mol/hr ft² atm.
- R = Constante universal de los gases,
= 0.728 ft³atm/lb mol °R.
- T = Temperatura absoluta, en °R.
- P = Presión total en atmósferas.

(9*) Ver bibliografía general.

M = Peso molecular promedio del fluido

ρ = Densidad del fluido, lb/ft³.

3.) EVAPORACION DE LIQUIDOS EN SUPERFICIES PLANAS⁹.

Para flujo laminar se tiene:

$$\frac{K'}{G_m''} (Sc)^{2/3} = \frac{f}{2} = 0.644 (Re)^{-1/2}$$

donde:

G_m'' = Velocidad másica molar en lbmol/hr ft².

Sc = Número de Schmidt

Re = Número de Reynolds

Si se presenta flujo turbulento la ecuación utilizada será:

$$\frac{K'}{G_m''} (Sc)^{2/3} = 0.036 (Re)^{-2}$$

4.) AGUA EVAPORÁNDOSE ⁹

Cuando se presenta el caso específico de agua evaporándose, la siguiente ecuación es aplicable.

$$K_y B_1 = 0.136 (B_1 u)^{0.8}$$

donde:

K_y = Coeficiente de transferencia de masa
en lb mol /hr ft² (frac. mol).

B_1 = Longitud de superficie de agua en pulgadas

u = Velocidad del aire en ft/seg.

Medida experimental del coeficiente de transferencia de materia.

Ya que no existe un número suficiente de expresiones para el cálculo de los coeficientes de transferencia de materia que conduzcan a resultados de gran exactitud, - pueden utilizarse también métodos semiempíricos basados en el análisis dimensional y en analogías semiteóricas. El problema es estudiado en varias etapas a saber:

1° El coeficiente K se estudia en dispositivos experimentales en los que se conoce el área de contacto entre las fases, para este fin se utiliza una torre de pa
red mojada.

2° Se han realizado experimentos en los que se conoce el área de contacto, el siguiente fundamento consiste en medir la velocidad de evaporación o disolución de formas sólidas en una corriente de líquido o gas. Otra forma consiste en la evaporación de líquidos contenidos en sólidos húmedos, o bien la evaporación o disolución de masas sólidas del material que se utiliza en la cons
trucción. Los datos así obtenidos se pueden utilizar pa
ra ampliar las correlaciones obtenidas en los experimen
tos de pared mojada a situaciones en las que se produce separación de la capa húmeda límite.

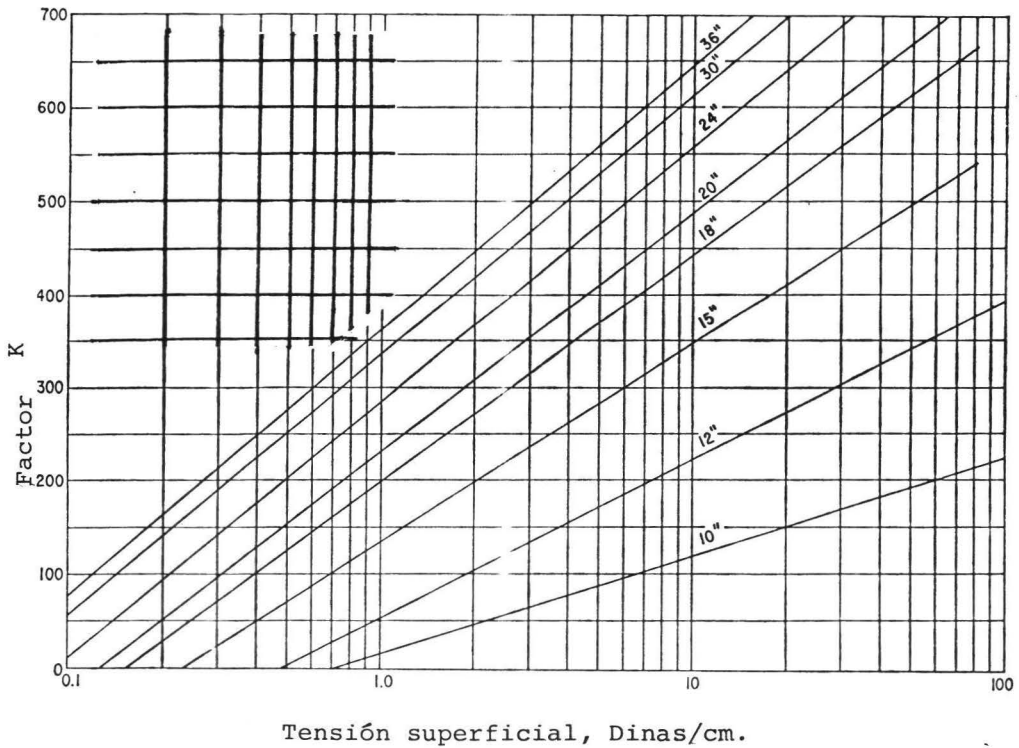
3° También se realizan experimentos en torres empaca
das, de platos y pulverizadores y los datos obtenidos - se correlacionan teniendo en cuenta los resultados obte
nidos anteriormente.

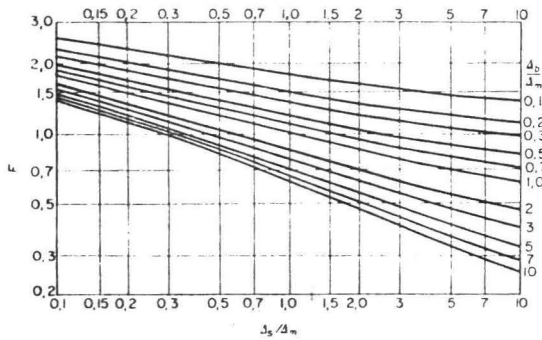
A P E N D I C E S

Valores aproximados de K para la ecuación (X.1), siempre y cuando se usen campanas tipo burbuja.

Este gráfico es generalmente aplicable a casos de destilación diferencial.

Fig. (A.1). Factor K para campanas tipo burbuja. Tomada de Ludwig, Ernest, E. Fig. 8-38, pag. 56.





Factor de corrección de curvatura utilizado en la ecuación (VIII.5)

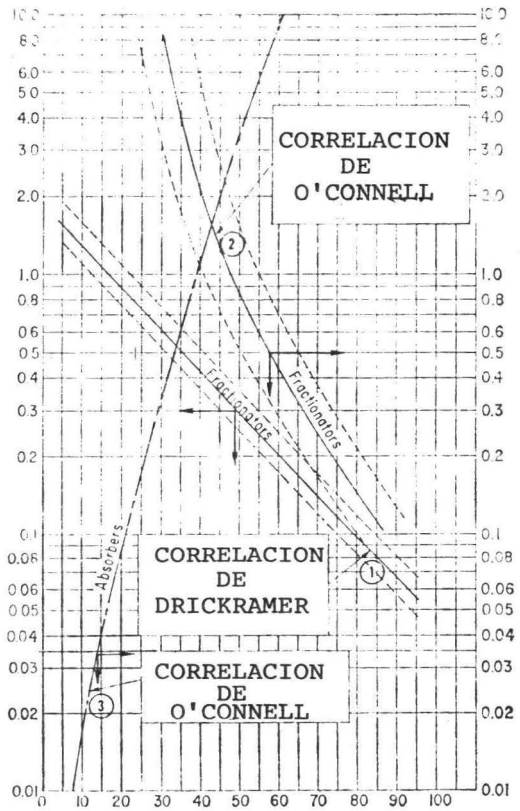
Distancia entre pisos, cm	Cierre hidráulico, pulgadas			
	0,5	1,0	2,0	3,0
15	0,008-0,012	—	—	—
30	0,027-0,034	0,021-0,027	0,015-0,021	—
46	0,046	0,043	0,037	0,027
61	0,056	0,052	0,049	0,046
76	0,059	0,056	0,055	0,053
91	0,062	0,059	0,058	0,056

Valores aproximados de K para la ecuación (X.1).

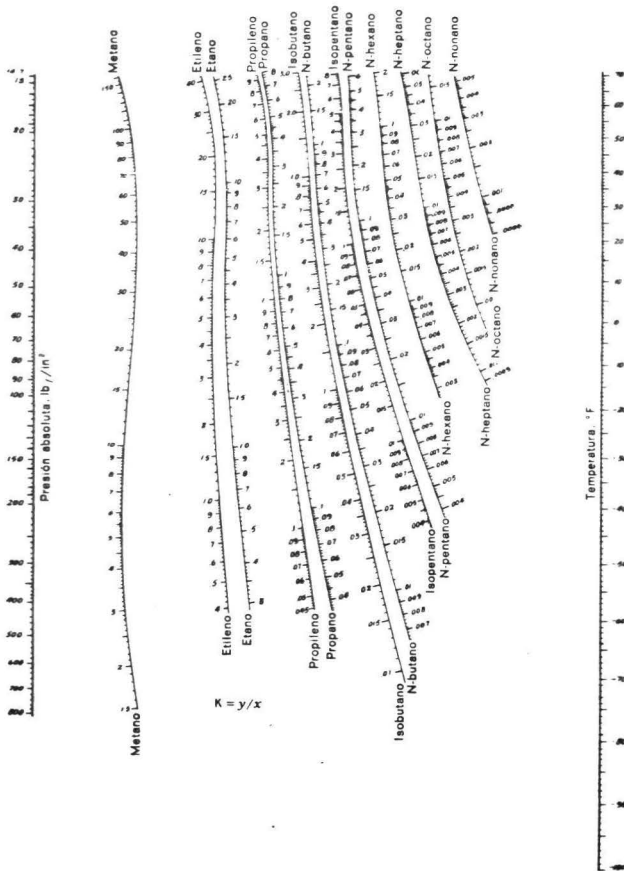
TABLA. (I).

Tomadas de Sawistowski, and Smith, pag. 21.

Fig. (A.2). Correlaciones empíricas de eficiencias - globales para absorción.

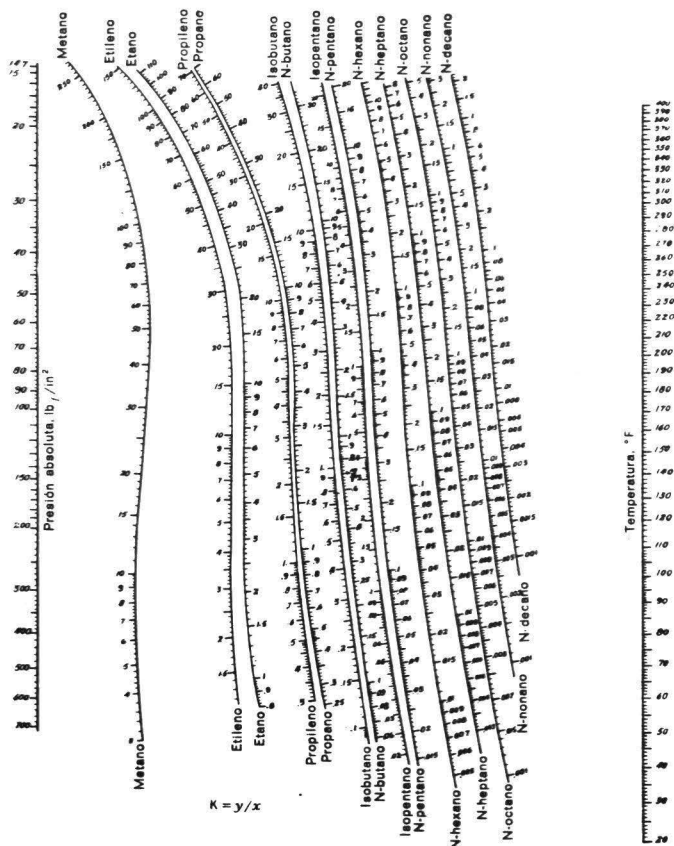


Tomada de Ludwig, E. E.
referencia citada en la
bibliografía.



Coeficientes de distribución (constantes de equilibrio); correlación generalizada para intervalos de temperaturas bajas.

Tomada de McCabe, W.L. & Smith, J.C., "Operaciones básicas en Ingeniería Química" Vol II. Editorial Reverté, S.A. México, pag. 1030.



Coeficientes de distribución para sistemas de hidrocarburos ligeros. Correlación generalizada. Intervalo de temperaturas altas.

Tomada de McCabe & Smith, "Operaciones básicas en Ingeniería Química"

ANILLOS RASCHIG DE PORCELANA

Tamaño nominal, in.	Grosor de la pared, in.	Diámetro externo y long. en in.	# Aprox. de empaque por pie ³	Peso aproximado por ft ³ en lb.	Area superficial aproximada, ft ² /ft ³ .	% de espacio libre	Diám. de esfera equivalente, De
¼	⅛	¼	88000	46	240	73	0.22
⅜	⅛	⅝	40000	56	145	64	0.31
½	⅜	¾	24000	51	134	68	0.35
¾	½	1	10500	50	122	64	0.48
1	⅝	1 ¼	5600	48	100	68	0.57
1 ¼	¾	1 ½	3140	44	80	73	0.65
1 ½	¾	1 ¾	1350	40	58	73	0.87
2	1	2	680	43	45	74	1.10
3	1 ¼	3	375	42	35	68	1.40
3(D)	1 ½	4	162	37	28	74	1.75
3(S)	2	5	48	40	19	74	2.65
4	2 ¼	6	74	67	29	60	2.65
	3	7	64	58	25	66	2.65
	3 ½	8	25	40			

Tomada de Ludwig, Ernest E. "Applied Process Design for Chemical And Petrochemical Plants", Volumen II Gulf Publishing Company, Tabla 9-1, Pag. 120.

tamaño nom. en pulgadas

	Grosor de la pared, in.	Diám. Ext. y long, in.	# prom. de empaque por pie cúbico	Peso aproximado/ft ³ , lb.	Area superficial aprox. ft ² /ft ³ .	% de espacio libre.	Diámetro de esfera equivalente
1/16	1/16	1/4	85000	46	212	55	0.27
1/16	1/16	1/2	10600	27	114	74	0.42
1/8	1/8	3/4	3140	34	74	67	0.72
1/8	1/8	1	1325	27	57	74	0.87
3/16	3/16	1 1/4	678	31	45	69	1.10
1/4	1/4	1 1/2	392	34	37.5	67	1.40
1/4	1/4	2	166-157	27	28.5	74	1.75
5/16	5/16	3	49.44	33	19	78	2.50
(D) 5/16	5/16	3	74	49.5	29	66	2.50
(S) 5/16	5/16	3	64	43	25	71	2.50

Tabla 9-2, Pag. 123; Ludwig, Ernest E. Ref. anterior

ANILLOS RASCHIG DE METAL

Tabla 9-3, Ludwig, E.E.

Tamaño nom, in

	Grosor de la pared, in.	Diám. Ext. y long. in.	# prom. de empaque por pie cúbico	Peso aproximado por ft ³ , lb.	Area superficial aprox. ft ² /ft ³ .	% de espacio libre.	Diámetro de esfera equivalente.
1/4	1/32	1/4	88000	150	236	69	0.22
5/16	1/32	5/16	45000	120	190	75	0.24
3/8	1/16	5/16	43000	198	176	60	0.31
1/2	1/32	1/2	11800	77	128	84	0.34
5/8	1/16	1/2	11000	132	118	73	0.44
15/32	1/32	15/32	7300	66	112	86	0.40
19/32	1/16	19/32	7000	120	106.5	75	0.50
3/4	1/32	3/4	3410	55	83.5	88	0.46
1	1/16	3/4	3190	100	71.8	78	0.58
1	1/32	1	1440	40	62.7	92	0.56
1	1/16	1	1345	73	56.7	85	0.70
1 1/4	1/16	1 1/4	725	62	49.3	87	0.75
1 1/2	1/16	1 1/2	420	50	41.2	90	0.90
2	1/16	2	180	38	31.4	92	1.15
3	1/16	3	53	25	20.6	95	
3(D)	1/16	3	74	35	29	93	
3(S)	1/16	3	64	30	25	94	

ANILLOS LESSING DE METAL

Tamaño, in.	Grosor de la pared, in.	Diam. ext. y long. in.	Número promedio de emp. por ft ³	Peso aprox. por ft ³ , en lb.	Area superficial aprox. ft ² /ft ³ .	% de espacio libre.	Diámetro de esfera equiv.
1 ¼	1/32	¼	81,840	195	306.8	60	0.24
1 ½	1/32	3/8	25,110	114	217.1	76	0.31
1 ¾	1/32	1/2	10,974	100	166.4	81	0.38
2 ¼	1/16	1/4	10,230	172	153.4	66	0.46
2 ½	1/32	3/8	6,789	86	145.6	82	0.51
2 ¾	1/16	3/8	6,510	150	138.4	68	0.57
3 ¼	1/32	¾	3,171	71	108.5	85	0.5
3 ½	1/16	¾	2,967	130	93.3	71	0.63
3 ¾	1/32	1	1,339	52	81.5	90	0.67
4 ¼	1/16	1	1,251	95	73.7	80	0.77
4 ½	1/16	1 ¼	671	81	64.1	82	0.90
4 ¾	1/16	1 ½	391	65	53.6	87	1.07
5 ¼	1/16	1 ¾	246	58	46.0	89	1.17
5 ½	1/16	2	167	49	40.8	90	1.24

Tabla 9-4, Ernest E. Ludwig, Pag. 124

ANILLOS LESSING DE CERAMICA

Diám. ext. y long., in.	Grosor de la pared, in.	# aprox. de anillos por ft ³ al azar.	Peso aprox. por ft ³	% de espacio libre	Area superf. aprox./ft ³	Diámetro de esfera equivalente
1 ¼	1/8	1300	50	66	69	0.95
1 ½	3/16	650	56	62	53	1.20
1 ¾	¼	350	58	60	40	1.55
2 ¼	3/8	150	49	68	32	1.90

Tabla 9-5, Pag. 124, Ludwig E.E.

	Dia. ext. in.	Long. ext.	Grosor de la pared, in.	* Núm. de anillos por ft ³ .	+	* Peso de los anillos por ft ³	+	* % de espacio libre,	+	* ft ² area por ft ³ de empaque	+	* Area de emp. por ft ² /ft ³ neto.	+
Espiral simple	3 1/4 - 3	3	5/16	63-74	54-64	60-67	52-58	58-52	66-59	40-41	34-36	.32	.27
	4	4	3/8	31	27	61-60	55-52	60-57	67-64	32	28	.33	.28
	6	6	1/2	9	8	59-54	51-48	66-61	70-66	21	19	.28	.25
Doble espiral	3 1/4	3	5/16	63	54	67	58	56	63	44	37	.37	.32
	4	4	3/8	31	27	64	58	59	64	35	31	.38	.33
	6	6	1/2	9	8	65	58	64	68	23	21	.32	.29
Triple espiral	3 1/4	3	5/16	63	54	69	60	50	57	50	42	.51	.44
	4	4	3/8	31	27	65	59	53	58	40	35	.16	.40
	6	6	1/2	9	8	68	60	60	64	24	21	.32	.29

* Arreglo de empaque tipo diamante

+ Arreglo de empaque en cuadro

Tabla 9-9, Pag. 125 Ludwig, E.E.

SILLAS DE MONTAR BERL DE CERAMICA

Tamaño nom.	# aprox. de anillos por ft ³ .	Peso aprox. por ft ³ en lb.	Area sup. aprox. ft ² /ft ³ .	% de espacio libre	Diámetro de esfera equivalente.
1/4	113000	56	274	63	0.23
1/2	16200	54	142	66	0.42
3/4	5000	48	82	69	0.58
1	2200	45	76	75	0.76
1 1/2	580	38	44	75	1.10
2	250	40	32	72	1.55

Tabla 9-6A, Pag. 124, Ludwig, E.E.

SILLAS DE MONTAR INTALOX DE CERAMICA.

158

Tam. nom.
1/4
1/2
3/4
1
1 1/2
2

Tam. nom.	# aprox. anillos por ft ³	Peso aprox. por ft ³	Area sup. apr. ft ² /ft ³	% de espacio libre	Diám. de esf. equivalente.
1/4	117,500	54	300	75	0.20
1/2	20,700	47	190	78	0.32
3/4	6,500	44	102	77	0.48
1	2,385	42	78	77.5	0.68
1 1/2	709	37	59.5	81	0.96
2	265	38	36	79	1.38

Tabla 9-7, pag. 125, Ludwig, E.E.

ANILLOS PARTIDOS EN CRUZ STONEWARE

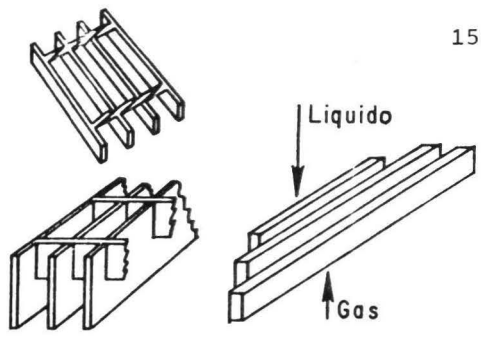
- * Arreglo de empaque tipo diamante
- + Arreglo de empaque en cuadro

Diám. ext. en in.	Long. ext., in.	Grosor de la pared, in.	* # de anillos por pié ³ .		* Peso de los anillos por ft ³		* Por ciento de espacio libre		* ft ² area por ft ³ de empaque		* Area de empaque por ft ³ neto.	
			+		+		+		+		+	
3	3	3/8	74	64	73	63	47-48	54-55	41-43	35-37	.53	.46
4	3	1/2	41	36	81-72	71-63	46-49	52-55	31-33	27-29	.54	.47
4	4	3/8	31	27	81-62	71-54	45-56	52-61	30-32	26-29	.54	.47
6	4	1/2	14	12	73-70	62-60	51-50	58-57	22	19	.49	.42
6	6	3/8	9	8	70	62	53-50	58-56	20	18	.49	.42

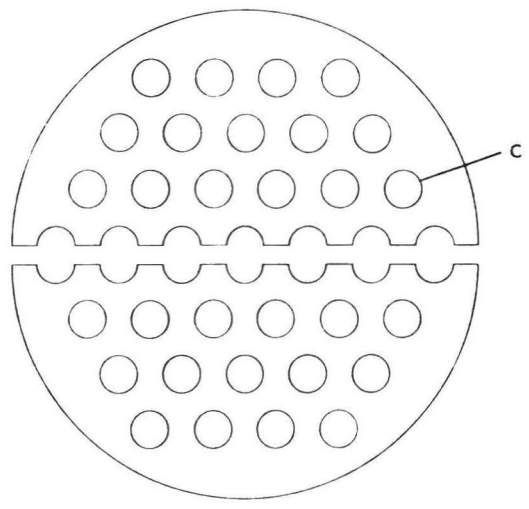
Tabla 9-8, pag. 125, Ludwig, E.E.

Apéndice relativo
al Capítulo VI.

Soportes para em-
paques tipo barra
Fig 9-4A, pag. 131
Ludwig, E. E.



Soporte de plato
perforado
Fig. 9-4B, pag.
131, Ludwig, E.E.



Dimensiones para soporte de plato perforado

Dia. Torre, in	12	15	18	20	24	30	36	42	48	60
Dia Plato	11	14	17	19	23	29	35	40	45½	57½
Alt. Plato	1	1	1	1	1	1½	2	2½	3	4
Dia. chimenea	1	1¼	1¼	1½	2	2	2½	3	3½	3½
Núm. chim.	22	31	31	38	37	61	61	55	61	101
Peso aprox. en lb.	16	19	23	28	35	85	150	185	260	425

Datos obtenidos de Ludwig, E.E., pag. 131.

Las siguientes tablas son utilizables de acuerdo a la figura mostrada en la siguiente página.

Dimensiones de torres estandard.

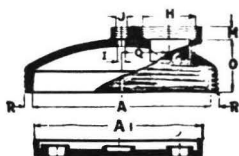
Diám. interior	24 in.	30 in.	36 in.	40 in.	48 in.	60 in.
A	24	30	36	40	48	60
A ¹	23 1/4	29 1/4	35	39	47 1/2	58
B	27 1/2	34	41 1/2	45	54 1/2	67 1/2
C	36	36	36	36	36	36
C ¹	30	30	36	36	40	40
D	6	6	6	6	6	6
E	15	15	15	15	15	15
F	10	12	14	14	18	18
G	6	8	12	12	18	18
H	8	10 1/2	14 1/2	14 1/2	21	21
I	1	1	1	1 1/2	1 1/2	1 1/2
J	2 1/2	2 1/2	2 1/2	3	3	3
L	4	4	4	4	4	4
M	3	3	3	3	3	3
O	7	9 3/4	11 1/2	11 3/4	13 3/4	18
P	3	3	3	3	3	3
Q	7	8	11	11	14	16
R	1 1/8	1 1/4	1 3/8	1 1/2	1 3/4	2
R ¹	1 1/2	1 3/8	1 1/4	1 3/4	2	2
S	3/4	3/4	1	1	1 1/4	1 1/4

Datos obtenidos de Ludwig, E.E., pag. 121.

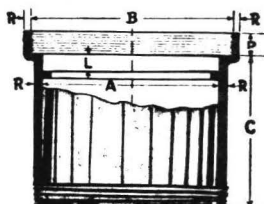
PESO

Diámetro

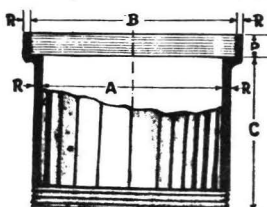
	24 in.	30 in.	36 in.	40 in.	48 in.	60 in.
Tapa domo	80	130	215	300	500	700
Distribuidor	36	60	100	120	170	250
Sección torre	220	300	430	520	700	1000
Sección de torre con sosten	225	310	445	540	750	1100
Plato soporte	30	80	140	160	250	400
Sección torre con brazo.	230	320	530	630	900	1800
Platillo torre	120	200	250	340	500	800
Base de torre	260	370	610	730	1000	1500



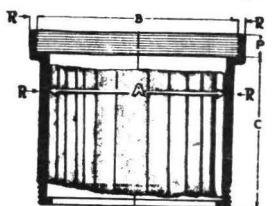
TAPA DEL DOMO



DISTRIBUIDOR



SECCION DE TORRE CON
SOSTEN PARA DISTRIBUIDOR

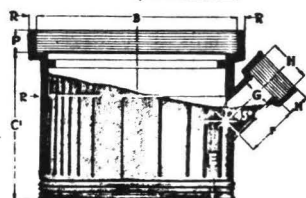


SECCION DE TORRE

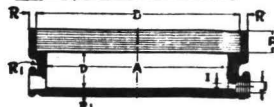
*Figura tomada de: Ludwig,
E. E., pag. 122.*



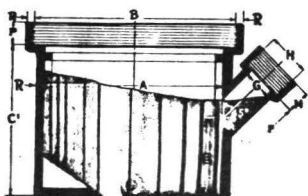
PLATO SOPORTE



SECCION DE TORRE CON BRAZO



PLATILLO DE TORRE



TESIS PROFESIONAL

Juan M. Arredondo Bosch
Eric Arellano Lamb

FACULTAD DE QUIMICA

U.N.A.M. 1974.

CAPITULO XIV

Datos proporcionados por GUANOS Y FERTILIZANTES DE MEXICO para la torre de absorción empacada actualmente produciendo 600 Ton/día de ácido sulfúrico concentrado.

Características del proceso. La planta de H_2SO_4 es del tipo de contacto catalítico, en el cual el azufre fundido se quema a bióxido de azufre el cual convertido posteriormente a trióxido de azufre se absorbe en una corriente de recirculación de ácido para formar ácido sulfúrico concentrado. La unidad está diseñada para una capacidad tasada de 600 Toneladas Métricas por día de ácido sulfúrico concentrado 100% por día de 24 horas, pero la producción efectiva es de ácido sulfúrico al 98-99 %. El gas de entrada SO_3 es absorbido por el ácido sulfúrico lo cual posteriormente produce el ácido sulfurico concentrado.

Características de la torre. La alta corrosividad de las sustancias que intervienen en este proceso de absorción, destruiría rápidamente las paredes de la torre por lo que esta fué construída con paredes de metal recubiertas con ladrillo, teflón y mastique en forma de capas. Después de la pared de metal de $3/8$ " se encuentra una capa de mastique pécora de $1/8$ ", siguiendo una pequeña laminilla de teflón autoadhesiva de un espesor de 0.003 ", y finalmente la pared de ladrillo de $4\ 1/2$ ".

Esta torre se encuentra operando empacada con Sillas tipo Intalox de 3".

A continuación se presenta un diagrama de esta torre mostrando algunas de las principales dimensiones de la misma. El principal objetivo de esta tesis con--

CAPITULO XV

DATOS DE OPERACION DE LA TORRE:

$$G' = 44\,289.84 \text{ Kg gas inerte/hr}$$

$$L'_S = 354\,312 \text{ Kg/hr}$$

$$L' = 43\,626.66 \text{ Kg H}_2\text{SO}_4/\text{hr}$$

$$Y_b = 0.209 \text{ moles SO}_3/\text{moles de gas inerte}$$

$$X_b = 0.925 \text{ moles SO}_2/\text{moles de H}_2\text{SO}_4$$

$$X_s = 0.01534 \text{ moles SO}_2/\text{moles de H}_2\text{SO}_4$$

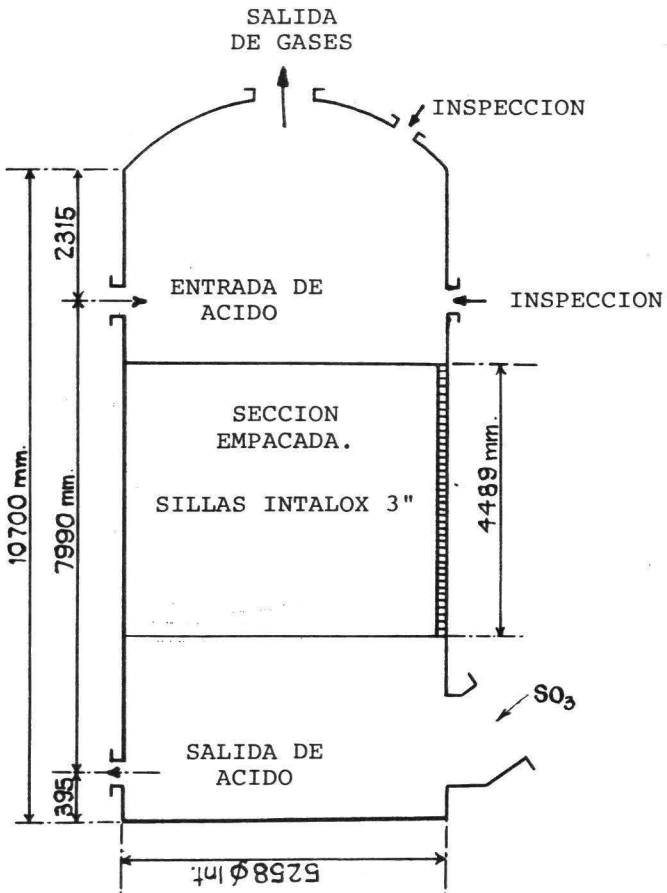
$$T_s = t_s = 74^\circ\text{C} \quad t_b = 80.5^\circ\text{C} \quad T_b = 107.36^\circ\text{C}.$$

$$\mu_{\text{H}_2\text{SO}_4} = 4.2 \text{ cp. a } 74^\circ\text{C}.$$

$$\mu_a = 0.184 \text{ cp a } 80^\circ\text{C}.$$

Las dimensiones de la torre se presentan en el diagrama correspondiente.

siste en encontrar el método o métodos de cálculo que nos proporcione resultados más cercanos a las dimensiones ya existentes en estas torres previamente diseñadas y construídas.



I.) CALCULO DEL DIAMETRO DE LA COLUMNA.

Estos cálculos estarán basados en las condiciones de inundación tomándose como velocidad de operación el 60% de la velocidad de inundación.

Efectuando los balances de masa correspondientes, se obtuvieron los siguientes valores;

$$G'' = 70737.201 \text{ Kg/h}$$

$$L^* = 402758.38 \text{ Kg/h}$$

Suponiendo condiciones ideales para el gas, la densidad de la corriente gaseosa será:

$$\rho_g = (M \cdot 273) / 22.412 (273 + T_b)$$

en donde M es el peso molecular medio del gas = 32.36 y $T_b = 107.36 \text{ }^\circ\text{C}$, con lo cual se tiene:

$$\rho_g = 1.036 \text{ Kg/m}^3$$

Esta torre se encuentra operando con sillas Intalox de 3", con lo cual, la siguiente recomendación deberá cumplirse:

$$D_c > 10d_r \quad \text{y preferiblemente} \quad D_c > 15d_r$$

en donde D_c es el diámetro de la columna y d_r el diámetro del relleno.

Suponiendo una velocidad del gas = 1 m/seg. (generalmente la recomendable), tenemos:

$$A = \frac{G''}{\rho_g u_g} = \frac{70737.201}{1.036 \times 1 \times 3600}$$

$$A = 18.96 \text{ m}^2$$

Y el diámetro de la columna será:

$$D_C = 2\sqrt{\frac{A}{\pi}} = 2\sqrt{\frac{18.96}{3.1416}}$$

$$D_C = 4.94 \text{ m.}$$

Para las sillas Intalox de 3" tenemos:

$$a' = 14 \text{ ft}^2/\text{ft}^3 = 46 \text{ m}^2/\text{m}^3$$

$$\epsilon = 0.8$$

Así podemos calcular las condiciones de operación en la forma siguiente:

$$\ln \frac{G^2_{in} a' \mu_L}{g \epsilon^3 \rho_L \rho_g \mu_A}^{0.2} = -4 \left(\frac{L}{G} \right)^{1/4} \left(\frac{\rho_g}{\rho_L} \right)^{1/8}$$

Sustituyendo datos...

$$= -4 \left(\frac{402758.38}{70737.201} \right)^{1/4} \left(\frac{1.036}{1805} \right)^{1/8}$$

$$= -2.43$$

$$G^2_{in} = 0.089 \frac{9.81 \times 0.8^3 \times 1.036 \times 1807.1}{1.33 \times 46}$$

$$G_{in} = 6140.38 \text{ Kg/hm}^2$$

entonces se tiene:

$$A = \frac{G_b}{0.6 G_{in}}$$

$$A = \frac{70737.201}{0.6 \times 6140.38}$$

$$A = 19.19 \text{ m}^2$$

Por lo que:

$$D_C = 2\sqrt{\frac{19.19}{3.1416}}$$

$$D_C = 4.92 \text{ m.}$$

es decir:

$$D_C = 5 \text{ m.}$$

Por lo cual el área corregida será:

$$A = \frac{\pi D_C^2}{4} = \frac{3.1416 \times 25}{4}$$

$$A = 19.63 \text{ m}^2$$

ooOOO0000oo

II.) CALCULO DE LA ALTURA DE LA COLUMNA.

1.) Determinación del número de unidades de transferencia. (NUT).

a.) Uso de la Fuerza Impulsora Media Logarítmica.

$$NUT = \frac{(Y_b - Y_s)}{(Y - Y^*)_{ml}} \quad (\text{VIII.6})$$

$$(Y - Y^*)_{ml} = \frac{(Y - Y^*)_b - (Y - Y^*)_s}{\ln \frac{(Y - Y^*)_b}{(Y - Y^*)_s}}$$

$$Y_b = 0.209 \quad Y_s = 0.00418$$

$$Y_b^* = 0.188 \quad Y_s^* = 0$$

$$\begin{aligned} (Y - Y^*)_{ml} &= \frac{0.021 - 0.00418}{\ln \frac{0.021}{0.00418}} = \frac{0.01682}{\ln 5.024} \\ &= 0.010256 \end{aligned}$$

$$(NUT)_g = \frac{0.20482}{0.010256}$$

$$(NUT)_g = 19.97$$

b.) Uso de la Fuerza Impulsora Media corregida por la Curvatura de la Línea de Equilibrio.

$$(NUT)_g = \frac{Y_b - Y_s}{\Delta_m} F \quad (\text{VIII.5})$$

$$F = \frac{1}{2} \frac{\ln(\Delta_m/\Delta_s)}{1 - (\Delta_s/\Delta_m)} + \frac{\ln(\Delta_m/\Delta_b)}{1 - (\Delta_b/\Delta_m)} \quad (\text{VIII.6})$$

$$\Delta_s = (Y - Y^*)_s = 0.00418 - 0 = 0.00418$$

$$\Delta_b = (Y - Y^*)_b = 0.209 - 0.188 = 0.021$$

$$\Delta_m = (Y - Y^*)_m = \frac{Y_s + Y_b}{2} - \frac{Y_s^* + Y_b^*}{2} =$$

$$\frac{0.00418 + 0.209}{2} - \frac{0 + 0.188}{2} =$$

$$= 0.10659 - 0.004$$

$$\Delta_m = 0.10659$$

$$F = \frac{1}{2} \left[\frac{\ln(0.10659/0.00418)}{1 - (0.00418/0.10659)} \right] +$$

$$\left[\frac{\ln(0.10659/0.021)}{1 - (0.021/0.10659)} \right]$$

$$F = 2.746$$

$$(NUT)_g = \frac{0.209 - 0.00418}{0.10659} \times 2.746$$

$$(NUT)_g = 5.2766$$

c.) Método Gráfico de Baker.

El grado de aproximación obtenido por este método es todavía mayor, ya que se supone que la línea de equilibrio es recta solamente dentro de cada unidad de transferencia.

La representación matemática de este modelo es:

$$(NUT)_g = \int_s^b \frac{dy}{y-y^*} \quad (\text{VIII.9})$$

Cuya representación gráfica se encuentra en la -- Fig. (18).

Para nuestro caso el valor obtenido fue:

$$(NUT)_g = 3.3$$

d.) Integración gráfica o numérica.

Siguiendo la secuencia previamente presentada en la sección teórica de este trabajo, se obtuvo el valor de $(NUT)_g = 4.58465$

ooo000000ooo

2.) Determinación de la Altura de una Unidad de Transferencia.

a.) Evaluación de H_g .

1.a.) ECUACION DE SHERWOOD Y HOLLOWAY.

$$H_g = 0.412 \frac{G''^{0.31}}{L''^{0.33}} Sc^{0.5} \quad (\text{VIII.17})$$

$$L'' = \frac{L}{A} = \frac{354312}{5} = 70862.4 \text{ Kg/h m}^2$$

$$G'' = \frac{G}{A} = \frac{44289.84}{5} = 8947.44 \frac{\text{Kg gas inerte}}{\text{h m}^2}$$

$$G'' = 10928.791 \text{ Kg/h m}^2$$

Cálculo del número de Schmidt en la fase gaseosa:

$$Sc_g = \left(\frac{\mu}{\rho D} \right)_g = \frac{0.184 \text{ cp}}{1.036 \times 0.123}$$

$$Sc_g = 1.4488 \quad \text{Referencia 10 y 11. Datos y propiedades físicas.}$$

Sustituyendo valores en (VIII.17),

$$H_g = 0.412 \frac{10928.8^{0.31}}{70862.4^{0.33}} \times 1.4488^{0.5}$$

$$H_g = 0.22 \text{ m.}$$

2.a.) ECUACION DE VIVIAN Y WHITNEY.

$$H_g = \frac{0.349 G''^{0.3}}{L''^{0.25}} \quad (\text{VIII.23})$$

$$H_g = 0.349 \frac{10928.8^{0.3}}{70862.4^{0.25}} = \frac{16.2}{132}$$

$$H_g = 0.4283$$

3.a.) ECUACION DE MORRIS Y JACKSON.

$$H_g = 99.7 \frac{\epsilon_N V_g^{0.25}}{R_g C a'} \left(1 + \frac{v_L}{v_g}\right)^{-0.75} (293/T_g)^{0.44} P^{0.25}$$

en donde:

$$L_p = 0.455 \text{ m}^3/\text{h m.}$$

$$L_p = 0.000734 \text{ m.}$$

$$l_r = 0.033764$$

$$\epsilon_N = 0.7662$$

$$C = 0.4046$$

$$v_g = 3.82 \text{ m/seg.}$$

$$v_L = 0.222 \text{ m/seg.}$$

Sustituyendo estos valores en la ecuación anterior tenemos:

$$H_g = 99.7 \frac{0.7662 (3.83)^{0.25}}{59.6} (1.059)^{-0.75} (0.837)^{0.44}$$

$$H_g = 1.0668 \text{ m.}$$

4.a.) ECUACION DE VAN KREVELEN Y HOFTIJZER.

$$H_g = 0.208 d_r \left(\frac{a'}{a}\right) Re'^{0.2} Sc^{2/3} \quad (\text{VIII.28})$$

$$Re'_g = G'' / (a' \mu_g) = 10928.8/46 \times 0.184 \times 3.6$$

$$= \frac{10928.8}{30.47}$$

$$= 358.67$$

$$Sc_g = \left(\frac{\mu}{\rho D}\right)_g = \frac{0.184 \text{ cp}}{1.036 (0.123)} = \frac{0.184}{0.127 \times 10^{-3}}$$

$$Sc_g = 1.4488$$

$$H_g = 0.208 (0.0764) \frac{a'}{a} 358.67^{0.2} (1.4488)^{2/3}$$

$$H_g = 0.06 \frac{a'}{a}$$

$$\frac{a}{a'} = 1 - e^{(-cL''/\rho L)}$$

$$c = 1.395 \text{ h/m}$$

$$\frac{a}{a'} = 0.24 \left(\frac{L''}{G''} \right)^{0.25} = 0.24 \left(\frac{70862.4}{10928.79} \right)^{0.25}$$

$$\frac{a}{a'} = 0.24 \times 1.59$$

$$\frac{a}{a'} = 0.3816 \text{ m.}$$

$$H_g = 0.06/0.3816$$

$$H_g = 0.1572 \text{ m.}$$

5.a.) ECUACION DE SHULMAN.

$$H_g = 0.837 \frac{1}{a'} \frac{d}{a} \text{Re}_g''^{0.36} \text{Sc}_g^{0.666}$$

$$\text{Re}_g'' = \frac{d_e G''}{\mu_g (1-\epsilon)}$$

$$d_e = 2(d_r^2 - x^2)^{1/2}$$

$$x = \text{Espesor de la pared} = 3/8 \text{ in.}$$

$$d_e = 2(3^2 - (3/8)^2)^{1/2} = 4.2 \text{ in.}$$

$$Re_G'' = \frac{4.2 \times 0.0254 \times 10928.8}{0.184 \times 3.6 \times (1 - 0.8)} = 8832.45$$

$$H_G = 0.837(1/24.9)(8832.45)^{0.36}(1.4488)^{0.666}$$

$$H_G = 1.0566 \text{ m.}$$

b.) Evaluación de H_L .

1.b.) ECUACION DE SHERWOOD Y HOLLOWAY.

$$H_L = (L''/\mu_L)^{0.22} Sc_L^{0.5} \quad (\text{VIII.33})$$

$$= 0.00321$$

$$Sc_L = (\mu/\rho D)_L$$

$$= 4.2 \text{ cp} = 0.0042 \text{ g/cm seg.}$$

$$\rho_L = 1.807 \text{ g/cm}^3$$

$$D = 2.01 \times 10^{-5}$$

$$Sc_L = \frac{0.0042}{1.807(2.01 \times 10^{-5})} = 0.001135 \times 10^5$$

$$Sc_L = 113.51$$

Por lo cual, el correspondiente valor numérico para H_L será, sustituyendo en la ecuación (VIII.33):

$$H_L = 0.00321 \frac{70862.4}{4.2 \times 3.6}^{0.22} (113.51)^{0.5}$$

$$H_L = 0.00321 (4686.66)^{0.22} (10.6)$$

$$H_L = 0.2177 \text{ m.}$$

2.b.) ECUACION DE VIVIAN Y WHITNEY.

$$H_L = 0.0848 L''^{0.18} \quad (\text{VIII.34})$$

$$L'' = 70862.4 \text{ Kg/h m}^2$$

$$H_L = 0.0848 (70862.4)^{0.18}$$

$$H_L = 0.636 \text{ m.}$$

3.b.) ECUACION DE VAN KREVELEN Y HOFTIJZER.

$$H_L = 66.7 (\mu^2/g\rho^2)_L^{0.333} Re_L'^{0.333} Sc_L^{0.666}$$

$$Re_L' = \frac{L''}{a' \mu_L} \frac{a'}{a_m} = \frac{70862.4}{46(4.2)3.6} \cdot \frac{a'}{a_m}$$

$$Re_L' = 101.88 a'/a_m$$

$$\mu L^2/g\rho^2 = \frac{(4.2 \times 3.6)^2}{9.8(3600)^2 (1024)} = \frac{228.6}{13.005619 \times 10^{10}}$$

$$Sc_L = 17.57 \times 10^{-10} \text{ m}^3.$$

$$H_L = 66.7 (17.57 \times 10^{-10})^{1/3} (101.88)^{1/3} (113.51)^{2/3} (a'/a_m)^{1/3}$$

$$H_L = 66.7 \times 1.205 \times 10^{-3} \times 4.66 \times 23.4 \frac{a'}{a_m}^{1/3}$$

$$H_L = 8.764 \frac{a'}{a_m}$$

Como solamente el 38% del area de contacto de relleno esta mojada, el valor para esta relación puede considerarse igual a 0.38

$$H_L = 8.764 (0.38)^{1/3}$$

$$H_L = 8.764 (0.724)$$

$$H_L = 6.34 \text{ m.}$$

4.b.) ECUACION DE SHULMAN Y COL.

$$H_L = \frac{0.0398}{a'} \frac{a'}{a} \text{Re}_L^{0.55} \text{Sc}_L^{0.5} \quad (\text{VIII. 38})$$

$$\text{Re}_L = \frac{L'' \text{ de}}{\mu_L} = \frac{70862.4 \times 0.09812}{4.2 \times 3.6}$$

$$\text{Re}_L = 459.85$$

$$H_L = \frac{0.0398}{46} (1/0.38) (459.85)^{0.55} (113.51)^{0.5}$$

$$H_L = 0.71309 \text{ m.}$$

5.b.) ECUACION DE ONDA, SADA, MURASE.

Esta ecuación, basada en la analogía del factor-j tiene gran similaridad con la propuesta por Van - Krevelen y Hoftijzer y es además aplicable a anillos Ra schig. (En nuestro problema se tienen Sillas Intalox 3").

6.b.) ECUACION DE MORRIS Y JACKSON.

$$H_L = 1/148 R_L C_L (T_0/T)^{0.5} (\mu_L/\mu_{Lo})^{0.7} (L''/\rho_L a')$$

$$R_L = 0.618 \quad (\text{Intalox 3 in.})$$

$$C_L = 0.0088$$

$$T_0 = 293^\circ\text{K}$$

$$T = (273 + 74) = 347 \text{ } ^\circ\text{K}$$

$$L'' = 70862.4 \text{ Kg/h m}^2$$

$$a' = 46 \text{ m}^2/\text{m}^3$$

$$L = 4.2 \text{ cp.}$$

$$L_0 = 0.184 \text{ cp}$$

$$L = 1807.1 \text{ Kg/m}^3$$

$$\begin{aligned} H_L &= \frac{1}{148 \times 0.618 \times 0.0088} \frac{293}{347}^{0.5} \frac{4.2}{25.4}^{0.7} \\ &\quad \frac{70862.4}{1807.1 (46)}^{0.3} \\ &= \frac{1}{0.8} (0.844)^{1/2} (0.1653)^{0.7} (0.85)^{0.3} \\ &= 1.25 \times 0.94 \times 7.15 \times 3.8 \end{aligned}$$

$$H_L = 31.9 \text{ m.}$$

7.b.) METODOS GRAFICOS. NOMOGRAMAS.

El empleo de métodos gráficos presenta la ventaja de ser simple, rápido y en muchos casos bastante preciso, aunque su uso se encuentra bastante restringido tanto para el sistema en el cual podran aplicarse como para el tipo de empaque para el cual fueron diseñados. La gran mayoría de estos gráficos estan basados en estudios sobre anillos Raschig o Sillas Berl. Estos gráficos pueden consultarse en la parte teórica, Capítulo VIII en este trabajo.

c.) Evaluación de la Altura Total de una Unidad de Transferencia

$$(AUT)_G = H_G + m_{YX} \frac{G_m'}{L_m} H_L \quad (\text{VIII.16})$$

La pendiente m_{YX} para la línea de equilibrio es:

En la base de la torre,

$$\begin{aligned} m_{YX} &= \frac{Y_2 - Y_1}{x_2 - x_1} = \frac{0.204 - 0.194}{0.9 - 0.87} \\ &= \frac{0.01}{0.03} = 0.33 \frac{G_m'}{L_m} = 1.171 \end{aligned}$$

En el domo de la torre el valor de la pendiente es; $m_{YX} = 0$, ya que la línea de equilibrio no presenta curvatura en ese punto.

A continuación pueden observarse los diferentes valores que presenta la ecuación (VIII.16), según los valores previamente obtenidos de H_G y H_L .

1.c.) SHERWOOD Y HOLLOWAY.

En la base de la torre:

$$(AUT)_G = 0.22 + (1.171 \times 0.2177)$$

$$(AUT)_G = 0.475$$

En el domo de la torre:

$$(AUT)_G = 0.22$$

2.c.) VIVIAN Y WHITNEY.

En la base de la torre:

$$(\text{AUT})_g = H_g + 1.171 H_L$$

$$(\text{AUT})_g = 0.428 + (1.171 \times 0.636)$$

$$(\text{AUT})_g = 1.1727 \text{ m.}$$

En el domo de la torre:

$$(\text{AUT})_g = H_g$$

$$(\text{AUT})_g = 0.428 \text{ m.}$$

3.c.) VAN KREVELEN Y HOF TIJZER.

En la base de la torre:

$$(\text{AUT})_g = 0.1572 + (1.171 \times 6.34)$$

$$(\text{AUT})_g = 7.58 \text{ m.}$$

En el domo de la torre:

$$(\text{AUT})_g = 0.1572 \text{ m.}$$

4.c.) SHULMAN Y COL.

En la base de la torre:

$$(\text{AUT})_g = 1.0566 + (1.171 \times 0.71309)$$

$$(\text{AUT})_g = 1.89 \text{ m.}$$

En el domo de la torre:

$$(\text{AUT})_g = 1.0566 \text{ m.}$$

5.c.) MORRIS Y JACKSON.

En la base de la torre:

$$(\text{AUT})_g = 1.0668 + (1.171 \times 3.19)$$

$$(\text{AUT})_g = 4.8 \text{ m.}$$

En el domo de la torre:

$$(\text{AUT})_g = 1.0668 \text{ m.}$$

ooo000000ooo

3.) Valor medio de la altura de una unidad de transferencia.

1.) Altura media armónica de una unidad de transferencia.

$$\frac{1}{(\text{AUT})_{gma}} = \frac{1}{2} \frac{1}{(\text{AUT})_b} + \frac{1}{(\text{AUT})_s} \quad (\text{VIII.44})$$

1.a.) SHERWOOD Y HOLLOWAY

$$\frac{1}{(\text{AUT})_{gma}} = 0.5(1/0.475 + 1/0.2177)$$

$$\frac{1}{(\text{AUT})_{gma}} = 3.346$$

$$(\text{AUT})_{gma} = 0.299 \text{ m.}$$

1.b.) VIVIAN Y WHITNEY

$$\frac{1}{(\text{AUT})_{gma}} = 0.5(1/1.1727 + 1/0.428)$$

$$(\text{AUT})_{gma} = 0.625 \text{ m.}$$

1.c.) VAN KREVELEN Y HOFTIJZER.

$$\frac{1}{(\text{AUT})_{g_{\text{ma}}}} = 0.5(1/7.58 + 1/0.1572)$$

$$(\text{AUT})_{g_{\text{ma}}} = 0.31 \text{ m.}$$

1.d.) SHULMAN Y COL.

$$\frac{1}{(\text{AUT})_{g_{\text{ma}}}} = 0.5(1/1.89 + 1/1.0566)$$

$$(\text{AUT})_{g_{\text{ma}}} = 0.7377 \text{ m.}$$

1.e.) MORRIS Y JACKSON.

$$\frac{1}{(\text{AUT})_{g_{\text{ma}}}} = 0.5(1/4.8 + 1/1.0668)$$

$$(\text{AUT})_{g_{\text{ma}}} = 1.74 \text{ m.}$$

ooo00000ooo

2.) Altura media logarítmica de una unidad de transferencia.

$$(\text{AUT})_{g_{\text{ml}}} = \frac{(\text{AUT})_{\text{b}} - (\text{AUT})_{\text{s}}}{\ln \frac{(\text{AUT})_{\text{b}}}{(\text{AUT})_{\text{s}}}}$$

2.a.) SHERWOOD Y HOLLOWAY.

$$(\text{AUT})_{g_{\text{ml}}} = \frac{0.475 - 0.2177}{\ln \frac{0.475}{0.2177}} = \frac{0.2573}{\ln 2.1819}$$

$$(\text{AUT})_{g_{\text{ml}}} = 0.329 \text{ m.}$$

2.b.) VIVIAN Y WHITNEY.

$$(\text{AUT})_{g_{ml}} = \frac{1.1727 - 0.428}{\ln \frac{1.1727}{0.428}} = \frac{0.7447}{\ln 2.74}$$

$$(\text{AUT})_{g_{ml}} = 0.7426 \text{ m.}$$

2.c.) VAN KREVELEN Y HOFTIJZER.

$$(\text{AUT})_{g_{ml}} = \frac{7.58 - 0.1572}{\ln \frac{7.58}{0.1572}} = \frac{7.7372}{\ln 48.21}$$

$$(\text{AUT})_{g_{ml}} = 2.004 \text{ m.}$$

2.d.) SHULMAN Y COL.

$$(\text{AUT})_{g_{ml}} = \frac{1.89 - 1.0566}{\ln \frac{1.89}{1.0566}} = \frac{0.8334}{\ln 1.788}$$

$$(\text{AUT})_{g_{ml}} = 1.44 \text{ m.}$$

2.e.) MORRIS Y JACKSON.

$$(\text{AUT})_{g_{ml}} = \frac{4.8 - 1.0668}{\ln \frac{4.8}{1.0668}} = \frac{3.7332}{\ln 4.5}$$

$$(\text{AUT})_{g_{ml}} = 2.488 \text{ m.}$$

II.1.) Cálculo de la altura de la columna .

Empleando Altura Media Armónica para $(AUT)_g$
 y Fuerza Impulsora Media Logarítmica $(NUT)_g$

a.) SHERWOOD Y HOLLOWAY.

$$Z = (AUT)_{g_{ma}} \times (NUT)_{g_{ml}}$$

$$Z = 0.299 \text{ m.} \times 19.97 = 5.97 \text{ m.}$$

$$Z = 5.97 \text{ m.}$$

b.) VIVIAN Y WHITNEY.

$$Z = 0.625 \text{ m.} \times 19.97 = 12.48 \text{ m.}$$

$$Z = 12.48 \text{ m.}$$

c.) VAN KREVELEN Y HOFTIJZER.

$$Z = 0.31 \text{ m.} \times 19.97 = 6.1907 \text{ m.}$$

$$Z = 6.1907 \text{ m.}$$

d.) SHULMAN Y COL.

$$Z = 0.7377 \text{ m.} \times 19.97 = 14.73 \text{ m.}$$

$$Z = 14.73 \text{ m.}$$

e.) MORRIS Y JACKSON.

$$Z = 1.74 \text{ m.} \times 19.97 = 34.7478 \text{ m.}$$

$$Z = 34.7478 \text{ m.}$$

II.2.) Empleando la Altura Media Armónica para $(AUT)_g$ y Fuerza Impulsora Media Corregida por la curvatura de la Línea de Equilibrio, $(NUT)_g$.

a.) SHERWOOD Y HOLLOWAY.

$$Z = 0.299 \text{ m.} \times 5.2766 = 1.577 \text{ m.}$$

$$Z = 1.577 \text{ m.}$$

b.) VIVIAN Y WHITNEY.

$$Z = 0.625 \text{ m.} \times 5.2766 = 3.3 \text{ m.}$$

$$Z = 3.3 \text{ m.}$$

c.) VAN KREVELEN Y HOFTIJZER.

$$Z = 0.31 \text{ m.} \times 5.2766 = 1.63 \text{ m.}$$

$$Z = 1.63 \text{ m.}$$

d.) SHULMAN Y COL.

$$Z = 0.7377 \text{ m.} \times 5.2766 = 3.9 \text{ m.}$$

$$Z = 3.9 \text{ m.}$$

e.) MORRIS Y JACKSON.

$$Z = 1.74 \text{ m.} \times 5.2766 = 9.18 \text{ m.}$$

$$Z = 9.18 \text{ m.}$$

II.3.) Empleando Altura Media Armónica (AUT)_g
y Método Gráfico de Baker para (NUT)_g

a.) SHERWOOD Y HOLLOWAY.

$$Z = 0.299 \text{ m.} \times 3.3 = 0.9867 \text{ m.}$$

$$Z = 0.9867 \text{ m.}$$

b.) VIVIAN Y WHITNEY.

$$Z = 0.625 \text{ m.} \times 3.3 = 2.0625 \text{ m.}$$

$$Z = 2.0625 \text{ m.}$$

c.) VAN KREVELEN Y HOFTIJZER.

$$Z = 0.31 \text{ m} \times 3.3 = 1.023 \text{ m.}$$

$$Z = 1.023 \text{ m.}$$

d.) SHULMAN Y COL.

$$Z = 0.7377 \text{ m.} \times 3.3 = 2.4344 \text{ m.}$$

$$Z = 2.4344 \text{ m.}$$

e.) MORRIS Y JACKSON.

$$Z = 1.74 \text{ m.} \times 3.3 = 5.742 \text{ m.}$$

$$Z = 5.742 \text{ m.}$$

II.4.) Empleando Altura Media Armónica para $(AUT)_G$
e Integración Gráfica o Numérica para $(NUT)_G$

a.) SHERWOOD Y HOLLOWAY.

$$Z = 0.299 \text{ m.} \times 4.5846 = 1.37 \text{ m.}$$

$$Z = 1.37 \text{ m.}$$

b.) VIVIAN Y WHITNEY.

$$Z = 0.6225 \text{ m.} \times 4.5846 = 2.86 \text{ m.}$$

$$Z = 2.86 \text{ m.}$$

c.) VAN KREVELEN Y HOFTIJZER.

$$Z = 0.31 \text{ m.} \times 4.5846 = 1.42 \text{ m.}$$

$$Z = 1.42 \text{ m.}$$

d.) SHULMAN Y COL.

$$Z = 0.7377 \text{ m.} \times 4.5846 = 3.38 \text{ m.}$$

$$Z = 3.38 \text{ m.}$$

e.) MORRIS Y JACKSON.

$$Z = 1.74 \text{ m.} \times 4.5846 = 7.97 \text{ m.}$$

$$Z = 7.97 \text{ m.}$$

II.5.) Empleando Altura Media Logarítmica para el $(AUT)_g$, y la Fuerza Impulsora Media Logarítmica para $(NUT)_g$.

a.) SHERWOOD Y HOLLOWAY.

$$Z = 0.329 \text{ m.} \times 19.97 = 6.57 \text{ m.}$$

$$Z = 6.57 \text{ m.}$$

b.) VIVIAN Y WHITNEY.

$$Z = 0.7426 \text{ m.} \times 19.97 = 14.83 \text{ m.}$$

$$Z = 14.83 \text{ m.}$$

c.) VAN KREVELEN Y HOFTIJZER.

$$Z = 2.004 \text{ m.} \times 19.97 = 40.02 \text{ m.}$$

$$Z = 40.02 \text{ m.}$$

d.) SHULMAN Y COL.

$$Z = 1.44 \text{ m.} \times 19.97 = 28.75 \text{ m.}$$

$$Z = 28.75 \text{ m.}$$

e.) MORRIS Y JACKSON.

$$Z = 2.488 \text{ m.} \times 19.97 = 49.68 \text{ m.}$$

$$Z = 49.68 \text{ m.}$$

II.6.) Empleando la Altura Media Logarítmica para (AUT)_g y Fuerza Impulsora Media Corregida por la curvatura de la línea de Equilibrio (NUT)_g.

a.) SHERWOOD Y HOLLOWAY.

$$Z = 0.329 \text{ m.} \times 5.2766 = 1.736 \text{ m.}$$

$$Z = 1.736 \text{ m.}$$

b.) VIVIAN Y WHITNEY.

$$Z = 0.7426 \text{ m.} \times 5.2766 = 3.9 \text{ m.}$$

$$Z = 3.9 \text{ m.}$$

c.) VAN KREVELEN Y HOFTIJZER.

$$Z = 2.004 \text{ m.} \times 5.2766 = 10.57 \text{ m.}$$

$$Z = 10.57 \text{ m.}$$

d.) SHULMAN Y COL.

$$Z = 1.44 \text{ m.} \times 5.2766 = 7.5 \text{ m.}$$

$$Z = 7.5 \text{ m.}$$

e.) MORRIS Y JACKSON.

$$Z = 2.488 \text{ m.} \times 5.2766 = 13.128 \text{ m.}$$

$$Z = 13.128 \text{ m.}$$

II.7.) Empleando Altura Media Logarítmica para (AUT)_g
y Método Gráfico de Baker para (NUT)_g.

a.) SHERWOOD Y HOLLOWAY.

$$Z = 0.329 \text{ m.} \times 3.3 = 1.1 \text{ m.}$$

$$Z = 1.1 \text{ m.}$$

b.) VIVIAN Y WHITNEY.

$$Z = 0.7426 \text{ m.} \times 3.3 = 2.45 \text{ m.}$$

$$Z = 2.45 \text{ m.}$$

c.) VAN KREVELEN Y HOFTIJZER.

$$Z = 2.004 \text{ m.} \times 3.3 = 6.6132 \text{ m.}$$

$$Z = 6.6132 \text{ m.}$$

d.) SHULMAN Y COL.

$$Z = 1.44 \text{ m.} \times 3.3 = 4.754 \text{ m.}$$

$$Z = 4.754 \text{ m.}$$

e.) MORRIS Y JACKSON.

$$Z = 2.488 \text{ m} \times 3.3 = 8.21 \text{ m.}$$

$$Z = 8.21 \text{ m.}$$

II.8.) Empleando la altura media Logarítmica (AUT)_g
Integración Gráfica o Numérica para (NUT)_g.

a.) SHERWOOD Y HOLLOWAY.

$$Z = 0.329 \text{ m.} \times 4.5846 = 1.5 \text{ m.}$$

$$Z = 1.5 \text{ m.}$$

b.) VIVIAN Y WHITNEY.

$$Z = 0.7426 \text{ m.} \times 4.5846 = 3.4 \text{ m.}$$

$$Z = 3.4 \text{ m.}$$

c.) VAN KREVELEN Y HOFTIJZER.

$$Z = 2.004 \times 4.5846 = 9.18 \text{ m.}$$

$$Z = 9.18 \text{ m.}$$

d.) SHULMAN Y COL.

$$Z = 1.44 \text{ m.} \times 4.5846 = 6.6 \text{ m.}$$

$$Z = 6.6 \text{ m.}$$

e.) MORRIS Y JACKSON.

$$Z = 2.488 \text{ m.} \times 4.5846 = 19.18 \text{ m.}$$

$$Z = 19.18 \text{ m.}$$

II.9.) Empleando el Método del Valor Medio del Cociente:

$$Z = \frac{Y_b - Y_s}{\left[\frac{Y - Y^*}{AUT} \right]_{ml}}$$

a.) SHERWOOD Y HOLLOWAY.

$$Y_b = 0.209 \quad Y_s = 0.00418$$

$$Y_b^* = 0.188 \quad Y_s^* = 0.0$$

$$\frac{Y - Y^*}{AUT}_b = \frac{0.021}{0.475} = 0.0442$$

$$\frac{Y - Y^*}{AUT}_s = \frac{0.00418}{0.2177} = 0.0192$$

$$\frac{Y - Y^*}{AUT}_{ml} = \frac{0.0442 - 0.0192}{\ln \frac{0.0442}{0.0192}} = 0.03$$

$$Z = \frac{0.209 - 0.00418}{0.03} = 6.82 \text{ m.}$$

$$Z = 6.82 \text{ m.}$$

b.) VIVIAN Y WHITNEY.

$$(Y - Y^*/AUT)_b = 0.018$$

$$(Y - Y^*/AUT)_s = 0.0097$$

$$(Y - Y^*/AUT)_{ml} = 0.0134$$

$$Z = 15.28 \text{ m.}$$

c.) VAN KREVELEN Y HOFTIJZER.

$$(Y - Y^*/AUT)_b = 0.0027704$$

$$(Y - Y^*/AUT)_s = 0.0265903$$

$$(Y - Y^*/AUT)_{m1} = 0.0153$$

$$Z = 13.3 \text{ m.}$$

d.) SHULMAN Y COL.

$$(Y - Y^*/AUT)_b = 0.0111$$

$$(Y - Y^*/AUT)_s = 0.0039$$

$$(Y - Y^*/AUT)_{m1} = 0.007$$

$$Z = 29.26 \text{ m.}$$

e.) MORRIS Y JACKSON.

$$(Y - Y^*/AUT)_b = 0.004375$$

$$(Y - Y^*/AUT)_s = 0.003918$$

$$(Y - Y^*/AUT)_{m1} = 0.003$$

$$Z = 68.27 \text{ m.}$$

II.10.) Valor medio Logarítmico del cociente con corrección de la línea de equilibrio.

$$Z = \frac{Y_b - Y_s}{\Delta_m} F \quad (\text{VIII.47})$$

$$Z = \frac{0.209 - 0.00418}{0.081}$$

$$Z = 6 \text{ m.}$$

CALCULO DE LA PERDIDA DE PRESION.

a) Método de Carman.

$$P'_S = \frac{R'}{\rho_g u^2} \frac{a' z}{\epsilon^3} \frac{\rho_g u^2}{g} \quad (\text{IX.1})$$

$$u = \frac{G_b}{\rho_g A} = \frac{70737.201 \text{ Kg/h.}}{3600 \text{ seg/h } (1.036) 19.19 \text{ m}^2}$$

$$= \frac{70737.201}{71571.024} = 0.988$$

$$u = 0.988 \text{ m/seg.}$$

$$a' = 46 \text{ m}^2/\text{m}^3$$

$$\epsilon = 0.8$$

$$\mu_g = 0.184 \text{ cp.}$$

$$Re'_e = \frac{\rho_g u}{a' \mu_g} = \frac{1.036 \times 0.988}{46 (0.184) 10^{-3}}$$

$$= 0.12093 \times 10^3$$

$$Re'_e = 121.$$

$$\frac{R}{\rho_g u^2} = \frac{5}{Re'_e} + \frac{1}{(Re'_e) 0.1} = 0.0413 + 1/(121) 0.1$$

$$= 0.6589$$

$$P'_S = 0.6589 \frac{46 \times 4.48}{(0.8)^3} \frac{1.036 (0.988)^2}{9.81} \frac{1}{10^4}$$

$$P'_S = 0.0273 \text{ Kg/cm}^2$$

$$d_r/D_c = 3 \times 0.0254/5 = 0.01524$$

$$P_s = 0.89 \times 0.0273 = 0.0243$$

para un $F_p = 0,89$

$$P_s = 0.0243 \text{ Kg/m}^2$$

b) METODO DE CHILTON Y COLBURN.

$$P'_s = 2f' \frac{z}{d_r} \times \frac{\rho_g u^2}{g}$$

$$f' = 38/Re''^{0.15}$$

$$\begin{aligned} Re'' &= d_r u \rho_g / \mu \\ &= \frac{3 \times 0.0254 \times 0.988 \times 1.036}{0.184 \times 10^{-3}} \end{aligned}$$

$$Re'' = 421.$$

$$f' = 38/(421)^{0.15} = 23.31$$

$$F_s = 0.24/3^{0.5} = 0.138$$

$$\begin{aligned} P'_s &= 2 \times 23.31 \frac{4.48}{3 \times 0.0254} \\ &= \frac{1.036 \times (0.988)^2}{9.81} \times \frac{1}{10^4} = \end{aligned}$$

$$= 0.028256 \text{ Kg/cm}^2$$

$$P_s = F_s \times P'_s = 0.138 \times 0.0282$$

$$= 0.00889 \text{ Kg/cm}^2$$

$$P_s = 0.00889 \text{ Kg/cm}^2$$

c) METODO BROWNELL

$$1.) \quad R_e'' = 421$$

$$2.) \quad F_1 = 45 \text{ para } \epsilon = 0.8 \\ \psi = 0.25$$

$$3.) \quad Re = F_1 \times Re'' = 45 \times 421 = \\ = 18\,945$$

$$4.) \quad \text{Factor de rozamiento} = 0.35 \times 10^{-2}$$

$$5.) \quad F_2 = 2000$$

$$6.) \quad R''/\rho_g u^2 = F_2 \times R/\rho_g u^2 = \\ = 2000 \times 0.35 \times 10^{-2} = 7$$

$$7.) \quad P_S = 4(R''/\rho_g u^2) (z/d_r) (\rho_g u^2/g) \\ 4(7) \times z/3(0.0254) (1.036(0.988)^2/9.81 \\ 1/10^4$$

$$P_S = 37.84 \times 10^{-4} \text{ z Kg/cm}^2$$

$$= 37.84 \times 4.48 =$$

$$P_S = 0.0169 \text{ Kg/cm}^2$$

PERDIDA DE PRESION A TRAVES DE RELLENO IRRIGADO.

1.) METODO DE ZHAVORONKOV.

$$u_L = L/\rho_{LA} = \frac{70862.4}{3600 (1807.1) (19.63)}$$

$$u_L = 0.005548 \text{ m/seg.}$$

$$Re_L = \frac{4 (0.005548) 1807}{46 \times 4.2 \times 10^{-3}}$$

$$= 207.56$$

$$b = 23.7 / (207.56)^{0.3} = 13.6$$

$$\pi = \frac{(0.005548)^2 \times 46 \times 13.6}{(0.8)^3 \times 9.81}$$

$$= 0.003825$$

$$= 1 / (1 - \pi)^3 = 1 / (1 - 0.003825)^3$$

$$= 1.01$$

$$P = 1.01 \times \Delta P_S \text{ utilizada.}$$

2.) ECUACION DE LEVA.

Esta ecuación no es aplicable en los casos en que se emplean empaques del tipo de "Sillas Intalox".

3.) METODOS GRAFICOS.

$$\Delta P = 0.02348 \text{ Kg/cm}^2$$

De acuerdo a las consideraciones anteriores, las alternativas presentadas en la tabla de resultados son como sigue:

- II.1) ALTURA MEDIA ARMONICA PARA (AUT) Y
FUERZA IMPULSORA MEDIA LOGARITMICA PARA (NUT) .
- II.2) ALTURA MEDIA ARMONICA PARA (AUT) Y
FUERZA IMPULSORA MEDIA CORREGIDA POR LA
CURVATURA DE LA LINEA DE EQUILIBRIO PARA (NUT)
- II.3) ALTURA MEDIA ARMONICA PARA (AUT) Y
METODO GRAFICO DE BAKER PARA (NUT)
- II.4) ALTURA MEDIA ARMONICA PARA (AUT) E
INTEGRACION GRAFICA O NUMERICA PARA (NUT)

Empleando ahora la media logarítmica para el cálculo de (NUT), las alternativas son:

- II.5) ALTURA MEDIA LOGARITMICA PARA (AUT) Y
FUERZA IMPULSORA MEDIA LOGARITMICA PARA (NUT)
- II.6) ALTURA MEDIA LOGARITMICA PARA (AUT) Y
FUERZA IMPULSORA MEDIA CORREGIDA POR LA
CURVATURA DE LA LINEA DE EQUILIBRIO PARA (NUT)
- II.7) ALTURA MEDIA LOGARITMICA PARA (AUT) Y
METODO GRAFICO DE BAKER PARA (NUT)
- II.8) ALTURA MEDIA LOGARITMICA PARA (AUT) E
INTEGRACION GRAFICA O NUMERICA PARA (NUT)

Y como caso aparte se considera:

- II.9) METODO DEL VALOR MEDIO DEL COCIENTE

Así como el VALOR MEDIO LOGARITMICO DEL COCIENTE
CON CORRECCION DE LA LINEA DE EQUILIBRIO.

En la hoja siguiente se presenta un resumen de todos los valores obtenidos para el cálculo de la altura de la sección empacada.

Como puede apreciarse, están representados todos los métodos y alternativas posibles estudiadas anteriormente en este trabajo; tomando en cuenta que la altura de la sección empacada se determina mediante la ecuación:

$$Z = \text{AUT} \cdot \text{NUT}$$

Fueron considerados los diferentes métodos para calcular tanto AUT como NUT y sus posibles alternativas de la manera siguiente:

Para AUT se emplearon los métodos siguientes:

- a) SHERWOOD Y HOLLOWAY
- b) VIVIAN Y WHITNEY
- c) VAN KREVELEN Y HOFTIJZER
- d) SHULMAN Y COL.
- e) MORRIS Y JACKSON

En tanto que para determinar el valor de NUT se tienen cuatro métodos primordiales:

- 1) USO DE LA FUERZA IMPULSORA MEDIA LOGARITMICA
- 2) USO DE LA FUERZA IMPULSORA MEDIA CORREGIDA POR LA CURVATURA DE LA LINEA DE EQUILIBRIO
- 3) METODO GRAFICO DE BAKER
- 4) INTEGRACION GRAFICA O NUMERICA

Ahora debido a que se obtienen valores de AUT tanto para la base como para el domo, el valor 'medio' a usar puede determinarse ya sea con la media armónica o con la media logarítmica, lo que duplica el número de alternativas posibles a realizar.

		ALTURA SECCION EMPACADA								
		TABLA DE RESULTADOS								
AUT	NUT	II.1	II.2	II.3	II.4	II.5	II.6	II.7	II.8	II.9
	a)	SHERWOOD HOLLOWAY	5.97	1.57	0.98	1.37	6.57	1.7	1.1	1.5
b)	VIVIAN WHITNEY	12.48	3.3	2.06	2.86	14.83	3.9	2.45	3.4	15.28
c)	VAN KREVELEN HOFTIJZER	6.19	1.63	1.03	1.42	40.02	10.57	6.61	9.18	13.3
d)	SHULMAN Y COL.	14.73	3.9	2.43	3.38	28.75	7.5	4.7	6.6	29.26
e)	MORRIS Y JACKSON	34.74	9.18	5.7	7.97	49.68	13.13	8.21	11.4	68.27

* Valor Medio Logarítmico del cociente
con Corrección de la Línea de Equilibrio

6

NOTA: Véase explicación a esta tabla en la hoja anterior.

Todos los valores para la altura de la sección em-
pacada que aquí se exponen estan dados en metros.

VALOR REAL TORRE EN OPERACION = 4.489 m.

ANALISIS DE RESULTADOS

Las principales conclusiones de esta t esis estan basadas en el c culo de la sección empacada de torres de absorción debido a la gran variedad y combinación de los métodos de c culo, las cuales se pueden apreciar en la tabla de resultados de la parte experimental.

1.) A primera vista se aprecia una gran discrepancia entre los diferentes resultados obtenidos para el valor de la altura empacada. Encontramos valores que varían desde 0.98 hasta 49.68 m. lo que obliga a pensar que algunos métodos parecen no ser aplicables o al menos, su confiabilidad se encuentra restringida. Tambien puede notarse que algunas combinaciones tienden a dar resultados sumamente elevados (como es el caso de la columna II.5) o bien dar valores más pequeños como lo demuestran casi todos los resultados obtenidos mediante las ecuaciones de Sherwood y Holloway. Por lo tanto, un análisis detallado de estos resultados parece ser obvio.

2.) El valor mas aproximado a la realidad (recuerdese el valor real es 4.489 m.) fué el obtenido mediante la Ecuación de Shulman y Col. para AUT en su

valor medio logarítmico, y el método gráfico de Baker para el número de unidades de transferencia (NUT).

En este caso puede notarse que en tanto que las ecuaciones propuestas por Shulman y Col, para el cálculo de H_G y H_L de (AUT) dieron valores ligeramente elevados, la combinación de estos con los diferentes (NUT) dan valores sumamente desiguales, restringiendo por lo mismo, la confianza al valor decidido.

3.) Particularmente, el empleo de la Altura Media Logarítmica para (AUT) Y la Fuerza Impulsora Media Logarítmica para (NUT) proporcionan valores sumamente elevados, por lo que su empleo no parece recomendable.

Como puede observarse en la ecuación (VIII.6), el (NUT) depende de los valores de las relaciones molares pudiendo cambiar considerablemente de un sistema a otro.

4.) En la ecuación de Morris y Jackson se aprecia el problema de la obtención de algunos datos, como es el valor de C (constante de la mezcla gaseosa con los valores de las propiedades físicas a 20°C), así como el factor de relleno para la fase líquida, la velocidad del gas a través del relleno, difusividad, la velocidad de la superficie líquida, la retención de liq. por unidad de volumen de lecho relleno y otros. La localización o determinación de estos datos puede complicar la resolución de esta ecuación.

5.) El método más sencillo por su ejecución es el de Vivian y Whitney para el cálculo de H_L y H_G . Si no consideramos las combinaciones en las cuales interviene la Fuerza Impulsora Media Logarítmica, las ecuaciones de Vivian y Whitney proporcionaron valores semejantes aunque ligeramente abajo del valor real.

En cuanto a sencillez se refiere, los métodos gráficos son sumamente adecuados ya que su uso generalmente está condicionado al conocimiento de parámetros fácilmente determinables. Por otra parte, este tipo de gráficas fueron generalmente diseñadas para un tipo de sistema determinado o bien para un tipo de empaque en particular, condicionando su empleo a estas características. Por esta misma razón estas gráficas no fueron utilizadas en nuestro caso.

6.) La exactitud de los valores obtenidos para el cálculo de la sección empacada de la torre empleada puede considerarse elevada ya que se emplearon datos de una torre practicamente nueva y en condiciones óptimas de operación; sin embargo los resultados no pueden considerarse definitivamente concluyentes ya que se consideró un caso en particular y no una serie de los mismos con diferentes sistemas y características. Por lo tanto la desición definitiva por el método a usar podría basarse en los resultados conservadores y en el criterio personal.

7.) Los valores obtenidos para la caída de presión son ligeramente menores al valor real ya que esta torre esta prevista de un eliminador de niebla que ocasiona una gran caída de presión (entre 15 y 20 pulgadas de agua). A pesar de esta consideración los valores calculados no parecen alejarse mucho de la realidad y dan valores similares.

8.) Los métodos para el cálculo del diámetro de una torre empacada estan basados generalmente en las magnitudes de los flujos que intervienen en el proceso, por lo que no se puede establecer una comparación. El resultado obtenido es similar al valor real.

CALCULO DEL DIAMETRO DE LA COLUMNA .

Calculando el valor del area de sección transversal de la columna, es posible evaluar el diámetro de la -- misma;

$$G_b = U_g A \rho_g \quad (X.2)$$

Para un cierre hidráulico de 2 in. y una distancia entre pisos de 0.61, se tiene $K = 0.0488$ (ver tabla -- apéndices), para la ecuación de Souders-Brown:

$$U_g = K \left(\frac{\rho_L - \rho_g}{\rho_g} \right)^{1/2} \quad (X.1)$$

$$\rho_g = (35.65 \times 273) / 22.412 (273 + 319.6) = 0.7327 \text{ Kg/m}^3$$

$$\rho_g = 0.7327 \text{ Kg/m}^3$$

$$\rho_L = \text{para } 15\% \text{ DEA} = 1.024 \text{ g/cm}^3 = 1024 \text{ Kg/cm}^3$$

$$\rho_L = 1024 \text{ Kg/m}^3$$

Con lo que la velocidad del gas en la columna es:

$$U_g = 0.0488 \left(\frac{1024 - 0.7327}{0.7327} \right)^{1/2}$$

$$U_g = 0.0488 (1396.5)^{1/2}$$

$$U_g = 1.82512 \text{ m/seg.}$$

Para $G_b = 30507.2 \text{ Kg/h}$, el area de la columna será:

$$A = \frac{G_b}{U_g \rho_g}$$

$$A = \frac{30507.2 \text{ Kg/h}}{1.82512 \text{ m/seg.} \times 3600 \text{ seg/hr.} \times 0.7327 \text{ Kg/m}^3}$$

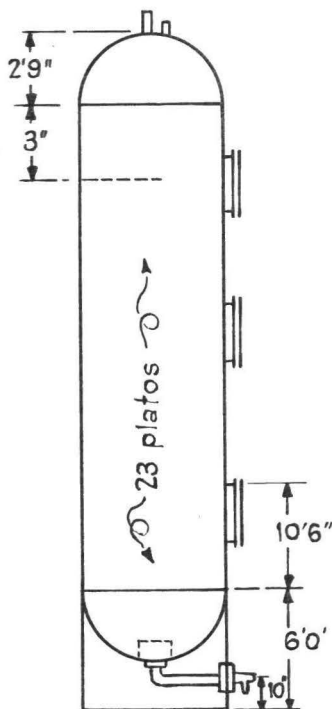
$$\underline{A = 6.337 \text{ m}^2}$$

Datos proporcionados por PEMEX para una torre de absorción de platos actualmente en operación.

Características del servicio de absorción. Esta torre fué diseñada con el propósito de limpiar una corriente gaseosa de gas ácido H_2S y CO_2 , produciendo una corriente gaseosa limpia o dulce de 178 250 lb/h.

Se emplea Dietanolamina al 15% como solvente para la absorción de dichos gases.

A continuación se muestra un pequeño esquema mostrando algunas características de una torre de este tipo.



b) Longitud de la presa.

Utilizando la ecuación (X.9), se tiene;

$$A_{rb} = D_C^2 (\theta - \text{sen } \theta) / 8$$

$$\theta - \text{sen } \theta = 8A_{rb} / D_C^2$$

$$\begin{aligned} \theta - \text{sen } \theta &= 8(0.284 \text{ m}^2) / (2.84 \text{ m})^2 \\ &= 2.272 / 8.06 \\ &= 0.28 \end{aligned}$$

y la longitud de la presa será:

$$L_{pr} = D_C \text{ sen}(\theta/2) = 2.84 \times 0.5736$$

$$\underline{L_{pr} = 1.629 \text{ m}}$$

Y la longitud del recorrido del líquido por el piso, es:

$$l = D_C \cos(\theta/2) = 2.84 \times 0.8192$$

$$\underline{l = 2.326 \text{ m.}}$$

c) Selección de chimeneas y campanas.

Ya que se tiene un $D_C = 2.84 \text{ m.}$ el diámetro recomendado de campana es de 5 in.

$$d_C = 5 \text{ in}$$

tomando en cuenta el grosor de la campana, el diámetro exterior será:

$$d'_c = 5 \text{ in} + 2(0.875)$$

$$\underline{d'_c = 6.75 \text{ in.}}$$

Según Kirschbaum, el número de campanas n será:

$$n_{ach} = 0.1A = 0.1 \times 6.337 = 0.6337 \text{ m}^2$$

siendo $a_{ch} = a_a$

$$\begin{aligned} n \pi d_C^2 / 4 &= n(a_{ch} + a_a) = n 2a_{ch} = 2 \times 0.6337 \\ &= 1.2674 \end{aligned}$$

$$n = \frac{(1.2674) 4}{d_C^2 \cdot 0.0254^2} = \frac{5.0696}{0.079667} = 64$$

Número de campanas por plato = 64

Con lo que el diámetro de la columna es,

$$D_C = 2(A/\pi)^{1/2} = 2(6.337/3.1416)^{1/2}$$

$$\underline{D_C = 2.84 \text{ m} = 9.3 \text{ ft.}}$$

oooooooo

II. ESQUEMA DEL PISO.

a) Area de sección transversal del rebosadero,

A_{rb}

$$A_{rb} = 0.1A \quad (\text{X.4})$$

$$A_{rb} = 0.1 \times 2.84 = 0.284 \text{ m}^2$$

$$\underline{A_{rb} = 0.284 \text{ m}^2}$$

Z = Distancia entre pisos (platos)

$$= 2 \text{ ft.} = 0.6096 \text{ m.}$$

Para el cálculo del tiempo de residencia del líquido en los platos, θ , se tiene:

$$\theta = \frac{Z \cdot A_{rb}}{Q} \quad (\text{X.7})$$

donde, $Q = L/\rho_L$ (X.5)

$$\text{Así: } Q = \frac{80742.25 \text{ Kg/hr.}}{1024 \text{ Kg/m}^3} = 78.85 \frac{\text{m}^3}{\text{hr}}$$

$$\theta = \frac{0.6096 \text{ m} \cdot 0.284 \text{ m}^2}{78.85 \text{ m}^3/\text{hr.}} = \frac{0.17 \text{ m}^3}{78.85 \text{ m}^3/\text{hr}}$$

$$\theta = 0.0021956 \text{ hr} = 7.9 \text{ seg.}$$

$$\underline{\theta = 7.9 \text{ seg.}}$$

El valor obtenido para el tiempo de residencia puede considerarse aceptable tanto para Davies como para Treybal quienes proponen valores de 5 y 8 seg. respectivamente.

e) Salida del rebosadero.

$$L_{pr} = 1.629 \text{ m.}$$

$$h_{pr} = 0.0889 \text{ m.}$$

$$A_{rp} = 1.629 \times 0.0889$$

$$\underline{A_{rp} = 0.1448 \text{ m}^2 = 224.44 \text{ in}^2.}$$

oooooooooooooooooooo

CALCULO DE LA ALTURA DE LA COLUMNA.

1) Determinación del número de pisos teóricos.

$$A'_C = \frac{L_{ms}}{G_{mb}} \times \frac{(1 + X'_{ib})}{m_C}$$

$$N_{pt} = \frac{\log [(A'_C - \phi'_C) / (1 - \phi'_C)]}{\log A'_C}$$

$$\frac{L_{ms}}{G_{mb}} = 1.3 \left(\frac{L_{ms}}{G_{mb}} \right)_{\min.}$$

$$\frac{L_{ms}}{G_{mb}} = 1.3(0.64)0.995 = 0.82784$$

$$\text{Eficiencia, } \phi = 0.995$$

$$m_C = 0.64$$

$$A'_C = 0.82784 \times \frac{(1 + 0.0712)}{0.64}$$

$$\underline{A'_C = 1.3856}$$

$$N_{pt} = \frac{\log [(1.3856 - 0.995) / (1 - 0.995)]}{\log 1.3856}$$

Diámetro de la chimenea, d_{ch} ,

$$d_{ch} = 2 \sqrt{\frac{A_{ch}}{\pi}}$$

$$nA_{ch} = 0.6337 \text{ m}^2$$

$$A_{ch} = \frac{0.6337 \text{ m}^2}{64} = 0.0099015 \text{ m}^2$$

$$\underline{A_{ch} = 99.015 \text{ cm}^2}$$

$$d_{ch} = \sqrt{2 \cdot 99.015 / 3.1416}$$

$$d_{ch} = 2 \times 5.62 = 11.24 \text{ cm.}$$

$$d_{ch} = 11.24 \text{ cm} = 4.42519 \text{ in.}$$

$$\underline{A_{ch} = 99.015 \text{ cm}^2 = 15.347355 \text{ in}^2}$$

Para el cálculo del area anular podemos utilizar la ecuación (X.16):

$$a_a = (d_c^2 - d_{ch}^2) / 4$$

$$d_c = 6.75 \text{ in.}$$

$$d_{ch} = 4.42519 \text{ in.}$$

$$a_a = \pi (6.75^2 - 4.42519^2) / 4$$

$$a_a = \pi (45.5 - 19.6) / 4$$

$$a_a = \pi (25.9) / 4$$

$$a_a = 81.3671 / 4$$

$$\underline{a_a = 20.34 \text{ in}^2}$$

d) Altura de la presa, h_{pr} ,

$$h_{pr} = l_c + h_r + h_e$$

para torres de absorción de tamaño medio

$$h_e = 1 \text{ in.}$$

$$h_{pr} = 1.5 \text{ para este tipo de campana}$$

$$l_c = \text{Luz entre el piso y la parte inferior de la campana} = 1 \text{ in.}$$

$$h_{pr} = (1 + 1.5 + 1)$$

$$\underline{h_{pr} = 3.5 \text{ in.} = 8.89 \text{ cm.}}$$

Eficiencia en la base de la torre.

$$m = 1.40, \quad Y_b^* = 0.921$$

$$B = 2(1 + Y_b^*)/m$$

$$B = 2(1 + 0.921)/1.40$$

$$B = 2.744$$

Sustituyendo los valores correspondientes para la ecuación (XI.12), se tiene:

$$\beta = \frac{11.004}{(4.67 + 11.1/2.744 \times 2.313) 1.45^{0.68} \times 1.905^{0.33}}$$

$$\beta = \frac{11.004}{6.4189 \times 1.286 \times 1.237}$$

$$\beta = \frac{11.004}{10.211}$$

$$\underline{\beta = 1.077}$$

Por lo que la ecuación (XI.11) quedará:

$$EM_g = 1 - e^{-1.415}$$

$$EM_g = 1 - e^{-1.077}$$

$$EM_g = 1 - 0.344$$

$$\underline{EM_g = 0.656}$$

Eficiencia en el domo de la torre;

$$m = 0, \quad \text{por lo tanto: } H = 0$$

$$\beta = \frac{11.004}{(4.67 + 11.1/0 \times 2.313) 1.45^{0.68} \times 1.905^{0.33}}$$

$$N_{pt} = \frac{\log 78}{\log 1.3856} - 1$$

$$N_{pt} = 13.46 - 1 = 12.46$$

$$\underline{N_{pt} = 12.5 \text{ platos}}$$

ooOOOOO00000oo

DETERMINACION DE LA EFICIENCIA POR PISO

1.) ECUACION DE WALTER Y SHERWOOD.

$$EM_G = 1 - e^{-\beta} \quad (\text{XI.11})$$

donde EM_G es la eficiencia de piso de Murphree,

$$\beta = \frac{h}{(4.67 + 1.11/B'P) \mu_L^{0.68} w_r^{0.33}} \quad (\text{XI.12})$$

$$h = h_o + h_e + h_r/2.$$

$$h_o = 4.019 \text{ cm. (dato de la torre; altura del líquido sobre el rebosadero)}$$

$$h_e = 2 \text{ in.} = 5.08 \text{ cm. (cierre hidráulico)}$$

$$h_r = 1.5 \text{ in.} = 3.81 \text{ cm. (Altura ranuras)}$$

Presión de trabajo = 34 psig

$$P = 34 \times 0.068046 = 2.313 \text{ atm.}$$

$$\mu_L = 1.45 \text{ cp.}$$

$$w_r = 0.75 \times 2.54 = 1.905 \text{ cm.}$$

$$h = 4.019 + 5.08 + 3.81/2$$

$$h = 4.019 + 5.08 + 1.905$$

$$\underline{h = 11.004 \text{ cm.}}$$

Tomando como componente clave el H_2S , la pendiente de la línea de equilibrio para la parte superior de la columna es igual a cero.

Eficiencia en el domo de la torre,

$$\beta = \frac{11.004}{(5.92 + 0) 1.45^{0.68} \times 3.90^{0.2} \times 1.905^{0.33}}$$

$$\beta = \frac{11.004}{(5.92) (1.288) (1.313) (1.248)}$$

$$\beta = \frac{11.004}{12.5}$$

$$\underline{\beta = 0.88}$$

Y la eficiencia es:

$$E_{Mg} = 1 - e^{-0.88}$$

$$E_{Mg} = 1 - 0.415$$

$$\underline{E_{Mg} = 0.585}$$

oo00000oo

3.) METODO DE O'CONNELL.

Eficiencia en la base de la torre,

En el Método de O'Connell, las eficiencias pueden obtenerse directamente por medio de la utilización de una gráfica que relaciona $B'P/\mu_L$ con la eficiencia. (Ver parte teórica de este trabajo). Así:

$$\frac{B'P}{\mu_L} = \frac{2.744 \times 2.313}{1.45} = 4.377$$

$$\underline{E_{Mg} = 0.29}$$

$$\beta = \frac{11.004}{(4.67 + 0) \times 1.286 \times 1.237}$$

$$\beta = \frac{11.004}{7.4289}$$

$$\underline{\beta = 1.4812}$$

Con lo cual, la eficiencia estará dada por:

$$E_{Mg} = 1 - e^{-1.4812}$$

$$E_{Mg} = 1 - 0.226$$

$$\underline{E_{Mg} = 0.774}$$

ooOOO0000oo

2.) ECUACION DE GILLILAND.

Eficiencia en la base de la torre.

$$\beta = \frac{h}{(5.92 + 14.1/B'P) \mu_L^{0.68} w_r^{0.33} u_r^{0.2}}$$

$$\beta = \frac{11.004}{(5.92 + 14.1/2.744 \cdot 2.313) 1.288 \times 1.313 \times 1.248}$$

$$\underline{\beta = 0.64}$$

Por lo cual, la eficiencia es;

$$E_{Mg} = 1 - e^{-0.64}$$

$$E_{Mg} = 1 - 0.528$$

$$\underline{E_{Mg} = 0.472}$$

$$N_p = \frac{12.5}{0.5285}$$

$$N_p = 23.7 = \underline{\underline{24 \text{ platos.}}}$$

3.) O'CONNELL

$$E_{Mg} = \frac{1.00 + 0.29}{2}$$

$$E_{Mg} = 0.645$$

Y el número de platos reales es:

$$N_p = \frac{12.5}{0.645}$$

$$N_p = 19.4 = \underline{\underline{20 \text{ platos.}}}$$

ALTURA DE LA COLUMNA.

La altura total de la columna se determina mediante la ecuación:

$$Z_o = (N_p - 1) Z + 3$$

1.) WALTER Y SHERWOOD

$$\begin{aligned} Z_o &= (18 - 1)Z + 3 \\ &= (18 - 1)2 + 3 \\ &= 48.83 \text{ ft.} \end{aligned}$$

Segun la correlación para el método de O'Connell la eficiencia tiende al 100% en la parte superior de la columna donde $B'P/L$ tiende a un valor infinito.

Los valores de la eficiencia de Murphree no tienen una precisión superior al 80% por lo cual se considera justo utilizar un valor medio de la eficiencia de piso global.

VALORES MEDIOS DE EFICIENCIAS PARA LOS DIFERENTES METODOS Y NUMERO DE PLATOS REALES PARA CADA CASO.

1.) WALTER Y SHERWOOD.

$$E_{Mg} = \frac{0.656 + 0.774}{2}$$

$$E_{Mg} = 0.715$$

Por lo que el número de platos reales será;

$$N_p = \frac{12.5}{0.715}$$

$$N_p = 17.5 = \underline{\underline{18 \text{ platos}}}$$

2.) GILLILAND

$$E_{Mg} = \frac{0.472 + 0.585}{2}$$

$$E_{Mg} = 0.5285$$

Siendo el número de platos reales igual a:

PERDIDA DE PRESION.

$$\Delta P = \rho_L (\Delta h_c + h_o + h_e + h_r/2)$$

$$h_c = h_1 + h_2 + h_3 + h_4 + h_5$$

$$A_{ch} = 15.34 \text{ in.}$$

$$h_1 = \frac{u_{ch}^2}{2g} \times \frac{\rho_g}{\rho_L}$$

$$u_{ch} = V/A_{ch} = V/Na_{ch} =$$

$$= 1.787/64 \times 15.34 =$$

$$= 0.00182 \times 10^4$$

$$= 18.2 \text{ m/seg.}$$

$$h_1 = (18.2^2/2 \times 9.81) (1.036 \times 10^2/1807)$$

$$h_1 = 0.968 \text{ cm.}$$

$$h_1 + h_2 + h_3 + h_4 = 7h_1 = 7 \times 0.968 = 6.7755$$

$$h_2 = 1.16 \frac{d_{ch}}{\rho_L} (V \rho_g^{0.5}/A_{ch})^{2.09}$$

$$h_2 = 1.16 (4.44/1807.1) \left[(1.787 (1.036))^{0.5} \times \frac{1}{15.34} \right]^{2.09}$$

$$h_2 = 0.00285 (0.1188)^{2.09} = 0.01555$$

$$h_3 + h_4 = 19.7/L (2A_{ch}^2/A_a A_c) (V \rho_g^{0.5}/A_{ch})^{1.71}$$

$$h_5 = 2.1/\rho_L (d_c^{0.5} V \rho_g^{0.5}/A_r)^{1.73}$$

$$h_5 = 0.001162 (2.6 \times 3.6)^{1.73}$$

$$h_5 = 0.055776$$

2.) GILLILAND.

$$\begin{aligned}z_o &= (24 - 1)2 + 9.836 \\ &= 55.83 \text{ ft.}\end{aligned}$$

3.) O'CONNELL.

$$\begin{aligned}z_o &= (20 - 1)2 + 9.836 \\ &= 38 + 9.836 \\ &= 47.831 \text{ ft.}\end{aligned}$$

TORRE DE PLATOS
TABLA DE RESULTADOS

	VALORES OBTENIDOS	DATOS REALES PEMEX
DIAMETRO DE LA COLUMNA	9.3 ft.	9 ft.
TIEMPO DE RESIDENCIA	7.9 seg.	Máximo permisible 5 a 8 seg.
LONGITUD DE LA PRESA	1.629 m.	
DIAMETRO INT. DE LA CAMPANA	5 in.	5 7/8 in.
NUMERO DE CAMPANAS POR PISO	64	66
DIAMETRO DE LA CHIMENEA	4.425 in	4 1/8 in
AREA DE LA CHIMENEA	15.34 in ²	12.37 in ²
AREA ANULAR	20.34 in ²	13.75 in ²
NUMERO DE PLATOS REALES:		
a) Walter y Sherwood	18	23
b) Gilliland	24	
c) O'Connell	20	
ALTURA TOTAL:		
a) Walter y Sherwood	48.83 ft.	44 ft.
b) Gilliland	55.83 ft.	
c) O'Connell	47.83 ft.	

$$h_c = h_c' / ch$$

$$ch = 2.345 \sqrt{V/A_r} \left(\frac{g}{L \times A_r/A_a} \right)^{1/2} - 0.05$$

$$h_c = (7h_1 + h_5) / ch$$

$$ch = 0.812$$

$$h_c = 6.7755 + 0.055776 / 0.812 = \\ = 4.65 \text{ cm.}$$

$$\Delta P = 1.8071(4.65 + 7.1 + 2.54 + \\ 1.25 \times 2.54/2)$$

$$\Delta P = 0.028 \text{ Kg/cm}^2$$

Por lo tanto la pérdida total de presión a través de la columna es:

$$\Delta P = N_p \times P = 23 \times 0.028 =$$

$$\Delta P = 0.644 \text{ Kg/cm}^2$$

ANALISIS DE RESULTADOS

1.) Si observamos la tabla de resultados para la torre de platos, podemos observar rapidamente la gran similitud entre los valores calculados y los datos proporcionados por PEMEX. Lo cual indica que los métodos empleados tienen una gran confiabilidad.

2.) Tomando en cuenta las eficiencias, se calculó el número de platos de acuerdo a los métodos de Walter y Sherwood, Gilliland y O'Connell, siendo el método de Gilliland el más aproximado a la realidad y dando un pequeño margen de seguridad adicional al obtenerse un resultado mayor (un plato más).

3.) Basados en la misma suposición, se cálculo la altura total de la torre de acuerdo al número de platos siendo el valor de O'Connell el más aproximado. Debe hacerse notar que estos valores estan sujetos a variación de acuerdo a la distancia considerada antes y después de los platos.

4.) Los métodos para el cálculo de torres de platos dieron resultados más exactos que los de torres empacadas.

CAPITULO XVI

CONCLUSIONES.

1.) El método más recomendable para el cálculo de la altura de la sección empacada en torres de absorción es el de Shulman y Col. para la Altura de una Unidad de Transferencia en su valor medio logarítmico, y el método gráfico de Baker para el Número de Unidades de Transferencia.

2.) A diferencia de la metodología del cálculo de torres de platos, el cálculo de la sección empacada por los diferentes métodos proporciona una gran gama de resultados sin ninguna semejanza entre sí.

3.) Los métodos de cálculo para torres de platos tienen una gran exactitud comparados con los valores reales, lo cual representa una ventaja sobre el cálculo de torres empacadas.

4.) Es de tomarse en consideración que los resultados obtenidos representan a un sistema en particular para cada caso, lo cual podría conducir a valores diferentes si se consideran otros sistemas.

5.) La discrepancia en los resultados obtenidos, puede deberse a los diferentes rangos de aplicación de los métodos, ya que todas las ecuaciones fueron aplicadas a un solo sistema que se encontraba, en algunas ocasiones, fuera de los rangos de aplicación. Por otro lado puede decirse que dichos rangos de aplicación tienen cierta flexibilidad como lo demuestra el método de Shulman y Colaboradores para la altura de una unidad de transferencia.

NOMENCLATURA.

A continuación se presenta un resumen de la nomenclatura empleada en este trabajo. Características particulares de las mismas pueden encontrarse a través de los capítulos correspondientes.

- A** = Area
- A'** = Factor de absorción
- A_c** = Area mínima de paso del gas a través de las campanas.
- A_{rb}** = Area transversal del rebosadero.
- A'_{rb}** = Area mínima de paso del rebosadero.
- A_{rp}** = Area de sección transversal del rebosadero.
- AUT** = Altura de una unidad de transferencia.
- a** = Superficie interfacial por unidad de volumen de lecho relleno.
- a'** = Area superficial de relleno por unidad de volumen de lecho relleno.
- a_a** = Area anular al rededor de la chimenea.
- a_c** = Area transversal de la campana.
- a_{ch}** = Area de la chimenea
- a_{cil}** = Area cilíndrica de paso de gas entre el borde superior de la chimenea y la parte superior de la campana.
- a_m** = Area mojada
- a_{pr}** = Area total de las campanas por presa.
- a_r** = Area de las ranuras
- a'_o** = Superficie específica de relleno es decir, superficie del relleno por unidad de volumen del mismo.

- B = Pendiente de la línea de equilibrio
 b = Base
 C = Calor específico del líquido
 C = Constante de la mezcla gaseosa
 C' = Calor específico del gas seco
 Ch = Factor de corrección
 Cl = Constante de la fase líquida para absorción a 20°C en agua.
 C_v = Calor específico del vapor de agua
 D = Difusividad del gas; D_g = Difusividad del gas, D_L = Difusividad del líquido.
 D = Diámetro
 D_C = Diámetro de la columna
 D_m = Difusividad molar
 D_v = Difusividad volumétrica
 d = Diámetro
 d_c^i = Diámetro externo de la campana
 d_c = Diámetro de la campana
 d_{ch} = Diámetro de la chimenea
 d_e = Diámetro de una esfera que tuviese la misma área superficial de un elemento de relleno.
 d_r = Diámetro del empaque
 E = Espesor de la pared
 E_{mg} = Eficiencia de Murphree para la fase gaseosa, eficiencia puntual o verdadera.
 E_t = Eficiencia total de la columna
 e = Relación de moles de líquido arrastrados entre moles de gas
 F = Factor de corrección
 F_l = Factor de corrección para relleno irrigado
 F_p = Factor de corrección por efecto de la pared
 F_s = Factor de corrección para anillos Raschig y Lesing.
 f = Función

- f = Número de filas de campanas
 f' = Factor de rozamiento modificado
 f_L^0 = Fugacidad del componente puro en la fase líquida
 f_V^0 = Fugacidad del componente puro en la fase vapor
 G = Caudal total del gas seco
 G'' = Caudal del gas
 G_m' = Caudal molar del gas por unidad de area de la sección transversal de la columna
 G_m'' = Caudal molar del gas por unidad de area
 G_{mb} = Caudal molar total de la corriente gaseosa en la base
 g = Aceleración debida a la gravedad
 H = Entalpia de la corriente gaseosa
 H = Constante de la Ley de Henry
 H = Altura del líquido en el rebosadero
 H_g = Altura de una unidad de transferencia en la fase gaseosa
 H_L = Altura de una unidad de transferencia en la fase líquida
 h = Humedad de la corriente gaseosa
 h^* = Gas saturado
 h_c = Caída libre en el rebosadero; altura libre de la campana
 h_{cil} = Altura entre el borde superior de la chimenea y la parte superior de la campana
 h_{ch} = Altura de la chimenea
 h_e = Cierre hidraulico estático
 h_g = Gradiente del líquido por plato
 h_o = Altura del líquido sobre la presa de desague

Esta Tesis se Imprimió en Mayo de 1974
empleando el sistema de reproducción Foto Offset,
en los Talleres de Impresos Offsali-G, S. A., Av.
Colonia del Valle No. 531 (Esq. Adolfo Prieto),
Tels. 523-21-05 y 523-03-33 México 12, D. F.

- h_{pr} = Altura de la presa
 h_r = Altura de las ranuras
 h_{rp} = Altura entre el borde inferior del rebosadero y el piso
 Δh = Altura del líquido en el rebosadero
 Δh_c = Pérdida de presión a través de la campana
 Δh_g = Pérdida de carga del gas portador a través del piso superior
 Δh_1 = Pérdida de presión del líquido al pasar por el rebosadero
 h_1 = Pérdida de presión a la entrada de la chimenea
 h_2 = Pérdida de presión por rozamiento en la chimenea
 h_3 = Pérdida de presión en el espacio cilíndrico
 h_4 = Pérdida de presión por rozamiento en el anillo pasador
 h_5 = Pérdida de presión al atravesar las ranuras
 h_5' = Pérdida de presión al atravesar las ranuras secas.
 K = Coeficiente de transferencia de materia
 K_c = Constante para el método Bolles
 K_i = Coeficiente de distribución = Constante de equilibrio.
 (K_{gT}) = Coeficiente global de transferencia de masa - fase gaseosa.
 k_g = Coeficiente individual de transferencia de masa fase gaseosa
 k_L = Coeficiente individual de transferencia de materia fase líquida
 L = Velocidad de flujo molar del líquido
 L' = Velocidad de flujo molar del líquido libre de soluto.

- L'' = Caudal del líquido por unidad de area de sección transversal de la columna
 L^* = Caudal total de la fase líquida
 L_c = Distancia entre piso y borde superior de la campana
 L_e = Velocidad másica del líquido arrastrado
 L_h = Caudal de humectación
 L_m^i = Caudal molar del disolvente puro
 L_m^n = Caudal molar del líquido por unidad de area
 L_{ms} = Caudal molar total del gas en el domo
 L_o = Anchura media total
 L_{pr} = Longitud de la presa
 l_1 = Retención del líquido por unidad de volumen del lecho
 l_{chc} = Suma de las distancias entre las chimeneas en una fila
 l_{nc} = Suma de las distancias entre las campanas en una fila central
 l_p = Espesor de la película líquida
 M = Peso molecular; M_L = Peso molecular del líquido; M_g = Peso molecular del gas
 m_a = Media armónica
 m_{yx} = Pendiente de la línea de equilibrio para un -- diagrama x-y.
 N = Fracción de huecos neta
 N_p = Número de paltos reales
 N_{pt} = Número de platos teóricos
 N_{UT} = Número de unidades de transferencia
 n = Número de átomos por molécula
 n = Número de campanas por piso
 n = Número de pisos teóricos
 P = Presión total
 P_A^i = Presión de vapor del componente A puro, (también para B)
 P_s = Pérdida de presión total

- P'_S = Pérdida de presión a través de relleno seco
 \bar{p} = Presión parcial
 p° = Presión de vapor
 ΔP_b = Pérdida de presión a través de relleno irrigado
 ΔP_s = Pérdida de presión a través de relleno seco
 Δp = Pérdida de presión por piso
 Q = Caudal volumétrico
 Q_o = Pérdidas de calor
 Q_s = Calor de solución y de reacción
 R = Caudal de absorción
 R' = Componente de la fuerza de rozamiento por unidad de superficie de partícula en la dirección del movimiento
 Re = Número de Reynolds
 Re'_g = Número de Reynolds modificado
 R_g = Factor de relleno fase gaseosa
 R_L = Factor de relleno para la fase líquida
 S = Calor húmedo, calor específico del gas húmedo por unidad de masa del gas seco
 S_c = Número de Schmidt
 S_h = Número de Sherwood
 s = Parte superior
 T = Temperatura absoluta
 T = Temperatura de la fase líquida en °C.
 T_b = Temperatura normal de ebullición en grados K
 T_g = Temperatura absoluta del gas °K
 t = Temperatura de la fase gaseosa °C.
 t_o = Temperatura de referencia
 u = Velocidad del gas
 u' = Velocidad media del gas en los poros
 u_g = Velocidad del gas
 u_r = Velocidad del gas a través de las ranuras

- u_{rb} = Velocidad del líquido en el rebosadero
 V = Volumen molecular es decir, el volumen molecular específico del líquido a su temperatura de ebullición
 V = Velocidad de flujo molar en fase gaseosa
 V' = Velocidad de flujo molar en fase gaseosa libre de soluto
 V'' = Gasto del gas
 V_c = Volumen crítico
 V_g = Caudal volumétrico del gas por unidad de area de sección transversal de la columna
 V_L = Volumen de la superficie líquida
 v_g = Velocidad del gas a través de l relleno
 X = Relación mol del líquido
 x = Espesor de la pared del anillo
 x = Fracción mol del líquido
 x^*_i = Fracción mol del líquido en equilibrio
 Y = Razón molar fase gaseosa
 y = Fracción molar del gas
 y^*_i = Fracción molar del gas en equilibrio
 Z = Altura de una sección empacada
 z = Distancia entre pisos
 \emptyset = Calor de reacción
 \emptyset = Factor de velocidad relativa
 \emptyset' = Eficiencia de absorción
 ρ = Densidad
 μ = Viscosidad
 θ = Angulo central en radianes
 ρ_m = Densidad molar
 σ = Tensión superficial del líquido
 σ_A = Tensión superficial del agua a 15°C
 λ_o = Calor latente de vaporización del agua a la temperatura de referencia

- ϵ = Fracción de huecos
 β = Constante para empaques
 Δ = Incrementos
 Ψ = Esfericidad de las partículas
 π = 3.1416
 π = Grupo adimensional llamado número de irrigación

SUBINDICES

- b = Base
i = Interfase
L = Líquido
g = Gas
s = Superior
* = Equilibrio

REFERENCIAS BIBLIOGRAFICAS.

- 1- SHERWOOD, T. K., y HOLLOWAY, F. A. L.: "Performance of packed towers-Experimental studies of absorption and desorption", Trans. Am. Inst. Chemical Engineers, 1940, **36**, 21.
- 2- GILLILAND, E. R.: "Diffusion coefficients in gaseous systems", Industrial Engineering Chemistry., 1934, - **26**, 681.
- 3- Estimating Thermophysical Properties of Liquids. --- Part-3, Density, Molar Volume, Thermal Expansion, -- Philip I. Gold, and Gilbert J Ogle, Chemical Engineering, Nov. 4, 1968.
- 4, 5, 6, 7, 8- Estimating Thermophysical Properties of Liquids. Part-2, Critical Properties. Philip I. Gold and Gilbert J. Ogle. Chemical Engineering, Nov. 4, - 1968.
- 9- Vivian, J.E., y Whitney, R.P.: "Absorption of Chlorine in water", Chemical Engineering Progress, 1947, **43**, 691.
- 10, 11- Perry, John H., "Chemical Engineer's Handbook, 4a. Ed. McGraw-Hill Book Co. New York (1950).
- 12- MORRIS, G. A., y JACKSON, J.,: Absorption Towers, Butterworths, Londres 1953. Tomado de: SAWISTOWSKI, H. y SMITH W. "Métodos de Cálculo en los procesos - de transferencia de materia". 1a. Edición. Ed, Alambra 1967.
- 13-VAN KREVELEN, D. W. & HOFTIJZER, P. J.: "Kinetics of simultaneous absorption and Chemical Reaction", Chemical Engineering Progress, 1948, **44**, 529.

- 14- SHULMAN, H. L., ULLRICH, C. F.; Proulx, C. Z., y ZIMMERMAN, J. O.: "Performance of Packed Columns. II. Wetted and effective interfacial areas, gas - and liquid phase mass transfer rates", A.I.Ch.E. Journal, 1955, **1**, 253. Tomado de SAWISTOWSKI, H & SMITH, W., referencia previamente enunciada.
- 15- FOUST, ALAN S., y Colaboradores, Principios de operaciones unitarias" Cia. Ed. Continental, S.A., Méx. 3a. Edición (1969).
- 16- Ver referencias 10 y 11.
- 17- MC CABE, W. L. & SMITH, JULIAN C. " Operaciones - básicas de Ingeniería Química", Vol. II, Ed. Reverté, S.A., México (1968).
- 18- CARMAN, P. C.: "Fluid flow through granular beds", Trans. Inst. Chem. Engineers, 1937, **23**, 150. Tomado de Sherwood y Pigford, "Absorption and Extraction", Pag. 161., 2nd. Ed. (1952), Mc Graw-Hill - Book Co. New York, N. Y. (1955).
- 19- CHILTON, T. H., y COLBURN, A. P.: "Pressure drop - in packed tubes", Ind. Eng. Chemistry, 1931, **23**, - 913. Tomado de: LUDWIG. E. E., "Applied process design for Chemical and petrochemical plants", Ver bibliografía.
- 20- BROWNELL, T. H.; DOMBROWSKI, H. S., y DICKEY, C.A.: "Flow of fluids through porous media", "IV. New data and revised correlation", Chem. Eng. Progr., 1950, - **46**, 415. Tomado de: SAWISTOWSKI, H. & SMITH, W. referencia previamente establecida.
- 21- ZHAVORONKOV, N. M.; AEROV, M. E., y UMNİK, N. N.: Hydraulic resistance of irrigated random packed beds" (en Rusia), Khim. Prom., 1948, 294. Tomado de SAWISTOWSKI, H., referencia previamente enunciada.

- 22- LEVA, M. "Towers Packings and Packed tower Design", 2nd. Ed. U.S. Stonware Co. Akron Ohio, 1953. Tomado de: Foust, Alan S. Referencia presentada en la bibliografía.
- 23- Ver referencias 10 y 11.
- 24- SOUDERS, M. y BROWN, G. G.: "Design of Fractionating Columns. Entrainment and Capacity", Ind. Eng. Chem. 1934, **26**, 98. Tomado de: LUDWIG, E. E., referencia previamente enunciada.
- 25- DAVIES, J. A. : "Bubble trays-design and layout", - Petrol. Refiner, 1950 (8), 93; 1950 (9), 121. Tomado de: LUDWIG, E. E., referencia previamente enunciada.
- 26- Ver referencia 7 en BIBLIOGRAFIA.
- 27- WALTER, J. F. & SHERWOOD, T. K.: "Gas absorption in bubble-cap columns", Industrial Eng. Chem. 1941, **33**, 493.
- 28- GILLILAND, E. R. "Lectures in Destillation", Mass. Inst. Tech. (MIT), 1946. Tomado de: SAWISTOWSKI, H & SMITH, W., referencia previamente citada.
- 29- O' CONNELL, H. E.: "Plate Efficiency of Fractionating Columns and Absorbers" Trans. Am. Inst. Chem. Engrs. 1946, **42**, 741. Tomado de LUDWIG, E. E., referencia previamente citada.
- 30- GEDDES, R. L.: "Local efficiencies of bubble plate fractionators", Trans. Am. Inst. Chem. Engrs. 1946, **42**, 79. (1946). Tomado de: Sherwood y Pigford, referencia citada con anterioridad.
- 31- GERSTER, J. A.; HILL, A. B.; HOCHGRAF, N. N. y ROBINSON, D. G.: "Tray efficiencies in distillation columns" Final report from the University of Delaware. Am. Inst. Chem. Engrs., N. Y. 1958.

- 32- KOHL, A. L., y RIESENFELD, F. C.: Gas Purifications, Mc Graw-Hill, New York, 1960.
- 33- DAUPHINE, T. C.: Pressure drops in bubble trays, Sc.D. Thesis, Mass. Inst. Tech. 1939. Tomado de: LUDWIG, E. E., referencia citada anteriormente.
- 34- HORTON, G. & W. B. FRANKLIN, Ind. Eng. Chem., **32**,1384, (1940).

BIBLIOGRAFIA

1. Coulson, J. M. and Richardson, J. F., "Chemical Engineering", Vol. II 719 (1955) McGraw - Hill Book Co. New York, N. Y.
2. Chemical Engineering Reprints:
 - Estimating Engineering Properties
 - Properties of Liquids (Thermo-Physical)
3. Engineering Data Book (NPGSA), "Natural Gas - Processors Supplier Association", Tulsa, --- Oklahoma U.S.A. 1972.
4. Foust, Alan S. , Wenzel Leonard A., Curtis W. Clump, Maus Louis, Andersen L. Bryce. "Principios de Operaciones Unitarias". Compañía -- Ed. Continental, S. A. México, 3a. Ed. (1969).
5. Handbook of Chemistry and Physics. 42nd. Edition 1960-1961. Chemical Rubber Publishing Co. Cleveland Ohio.
6. Leva, M. "Tower Packings and Packed Tower Design" 2nd. Ed. U.S. Stoneware Co. Akron Ohio (1953).
7. Ludwig, E. E., "Applied Process Design for -- Chemical and Petrochemical Plants", Vol. 2 -- Gulf Publishing Co. Houston, Texas (1964).
8. McCabe, W. L. Y Smith, Julian C. "Operaciones básicas de Ingeniería Química" Vol. II Editorial Reverté, S. A., México 1968.
9. Namnun, Virgilio Yusif. Tesis. "Estudio técnico Económico de torres de absorción. Universidad IberoAmericana. Mex. (1969).

10. Perry, John H. "Chemical Engineer's Handbook, 4a. Ed. McGraw-Hill Book Co. New York (1950)
11. Reyes Rodriguez, Pedro, Tesis "Absorción de Sulfuro de Hidrógeno desprendido de un secador" UNAM, Mex. 1962.
12. Sawistowski, H. y Smith W. "Métodos de Cálculo en los procesos de transferencia de materia". 1a. Edición. Ed, Alambra 1967.
13. Sherwood, T. K. & Pigford, "Absorption and Extracción". Pag. 161. 2nd. Ed. (1952), McGraw-Hill Book Co. Inc. New York, N. Y.
14. Treyball, R. E. "Mass Transfer Operations" - McGraw-Hill Book Co. New York, N. Y. (1955).

REFERENCIAS A LAS FIGURAS.

- Fig. (1). Torre de platos. Diagrama general.
- Fig. (2). Fig. 17-6. McCabe & Smith. Operaciones básicas de Ingeniería Química.
- Fig. (3). Fig. 17-7. Mc.Cabe & Smith.
- Fig. (4). Fig. 21-7. McCabe & Smith. Pag. 673.
- Fig. (5). Fig 5. Pag. 9. Sawistowski H. & Smith W. Métodos de cálculo en los procesos de -- transferencia de materia.
- Fig. (6). Fig. 8.7a. Pag. 229. Treyball R.E. Operaciones de transferencia de masa.
- Fig. (7). Fig. 8.7.b. Pag. 229. Treyball R.E.
- Fig. (8). Fig. 8.8. Pag. 230. Treyball, R.E.
- Fig. (9). Fig. 8.9. Pag. 230. Treyball, R.E.
- Fig. (10). Fig. 9.1. Pag. 117. Ludwig, Ernest E. Applied Process Design for Chemical - and Petrochemical Plants.
- Fig. (11). Fig. 16.2. Pag. 344 Foust, Alan S. y Col. Principios de Operaciones Unitarias.
- Fig. (12). Fig. 6.21 Pag. 156 Treyball, R. E.
- Fig. (13). Fig. 6.19 Pag. 154 Treyball, R. E.
- Fig. (14). Fig. 6.22 Pag. 157 Treyball, R.E.
- Fig. (15). Fig. 6.23 Pag. 158 Treyball, R. E.
- Fig. (16). Fig. 6.24 Pag. 158 Treyball, R. E.
- Fig. (17). Fig. 7 Pag 16 Sawistowski, H. & Smith W.
- Fig. (18). Fig. 11 Pag. 22. Sawistowski, H & Smith
- Fig. (19). Fig. 15 Pag. 41. Sawistowski, H & Smith

- Fig. (20). Fig. 16 Pag. 43, Sawistowski, H. & Smith W.
Fig. (21). Fig. 17 Pag. 43, Sawistowski, H. & Smith W.
Fig. (22). Fig. 19 Pag. 46, Sawistowski, H. & Smith W.
Fig. (23). Fig. 20 Pag. 47, Sawistowski, H. & Smith W.
Fig. (24). Fig. 24 Pag. 55, Sawistowski, H. & Smith W.
Fig. (25). Fig. 21 Pag. 51, Sawistowski, H. & Smith W.
Fig. (26). Fig. 8.40 Pag. 58 Ludwig, Ernest E.
Fig. (27). Fig. 8.45a Pag. 64 Ludwig, Ernest E.
Fig. (28). Fig. 23 Pag. 54 Sawistowski, H. & Smith W.
Fig. (29). Fig. 25 Pag. 60 Sawistowski, H. & Smith W.
Fig. (30). Fig. 28 Pag. 68 Sawistowski, H. & Smith W.
Fig. (31). Fig. 29 Pag. 72 Sawistowski, H. & Smith W.
Fig. (32). Fig. 31 Pag. 76 Sawistowski, H. & Smith W.
Fig. (33). Fig. 33 Pag. 85 Sawistowski, H. & Smith W.
Fig. (34). Fig. 8.59 Pag. 89 Ludwig, Ernest E.
Fig. (35). Fig. 8.58 Pag. 88 Ludwig, Ernest E.
Fig. (36). Fig. 71 Pag. 195 Sawistowski, H. & Smith W.
Fig. (37). Fig. 37 Pag. 107 Sawistowski, H. & Smith W.
Fig. (A.2). Fig. 8.11 Pag. 15 Ludwig, Ernest E.