

16



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO

FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES
CUAUTITLAN

DISEÑO DE UNA COLUMNA DE PLATOS
PERFORADOS PARA LABORATORIO

T E S I S

QUE PARA OBTENER EL TITULO DE
INGENIERO QUIMICO
P R E S E N T A
NORIEGA CRESPO MANUEL C.

DIRECTOR DE TESIS
ING. ELIGIO PASTOR RIVERO MARTINEZ



CUAUTITLAN IZCALLI, ESTADO DE MEXICO 1989

FALLA DE ORIGEN

FALLA DE ORIGEN



Universidad Nacional
Autónoma de México



UNAM – Dirección General de Bibliotecas Tesis Digitales Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS © PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

Todo el material contenido en esta tesis está 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.

TESIS CON FALLA DE ORIGEN

DIAGNÓSTICO DE LA MENTE DE LOS NIÑOS
PADA LINDA LINDO.

CONTENIDO:

- INT. MARCO G. C.
- CAP. I. GENERALIDADES DE TIPOS DE TIPOS
- CAP. II. CLASIFICACIONES
- CAP. III. CLASIFICACIONES DE TIPOS
- CAP. IV. TIPOS DE TIPOS
- CAP. V. TIPOS DE TIPOS
- CAP. VI. TIPOS DE TIPOS
- CAP. VII. TIPOS DE TIPOS
- CONCLUSIONES

INTRODUCCION: (Objetivos).

El diseño de una torre de platos perforados, para realizar una serie de estudios a nivel experimental, acerca de algunas operaciones de transferencia de masa, como humidificación, dehumidificación, absorción y desorción, ha sido el motivo central de éste trabajo.

Se pretende así mismo, que la torre, sirva para obtener algunos parámetros importantes dentro de la transferencia de masa, como por ejemplo, la evolución de los cabezales hidráulicos (h_L, h_D, h_A, h_1, h_2 , etc.), así como los coeficientes de transferencia de masa (K_y). Otros parámetros cuya evaluación resulta por demás importante, son las eficiencias global y de etapas, esperando hacer una comparación con el comportamiento que debe presentarse según las correlaciones correspondientes.

Habiendo sido hecho también para servir como apoyo didáctico a la docencia, el cuerpo de la torre fue concebido a base de material transparente, lo que

permitirá hacer observaciones directas dentro de la misma.

Fueron escogidos los platos perforados, a pesar de - que se conocen casi desde el mismo tiempo que los platos de cañucha, por resultar más aceptados en la actualidad, debido a su bajo costo y a la facilidad en su mantenimiento.

Se incluyen además el diseño del equipo necesario, así como algunos métodos y sugerencias a fin de obtener los parámetros correspondientes.

Siendo los métodos en su totalidad, sugerencias propias del autor, resultan perfectibles, dejando el - campo abierto a sugerencias y nuevos métodos.

- CAP. I . GENERALIDADES DE TORRES DE PLATOS.

Estas se construyen por lo general de forma cilíndrica vertical; en ellas el líquido y el gas se ponen en contacto en forma de pasos, sobre platos ó charolas como se puede observar en la fig. 1.

Por la parte superior entra el líquido, fluyendo en forma descendente a través de cada uno de los platos, hasta llegar al plato inferior por medio de los conductos correspondientes. Mientras tanto, el gas fluye hacia arriba, a través de orificios en los platos; es aquí donde burbujea a través del líquido, formando una espuma, de la que se separa posteriormente para pasar al plato superior. El efecto neto resulta ser un contacto íntimo u conveccional entre el gas y el líquido; aunque cada plato se caracteriza por el flujo transversal de los dos. A cada plato de la torre se le conoce como etapa, puesto que sobre ésta se ponen los fluidos en contacto íntimo, ocurriendo la difusión interfacial y posteriormente los fluidos se separan.

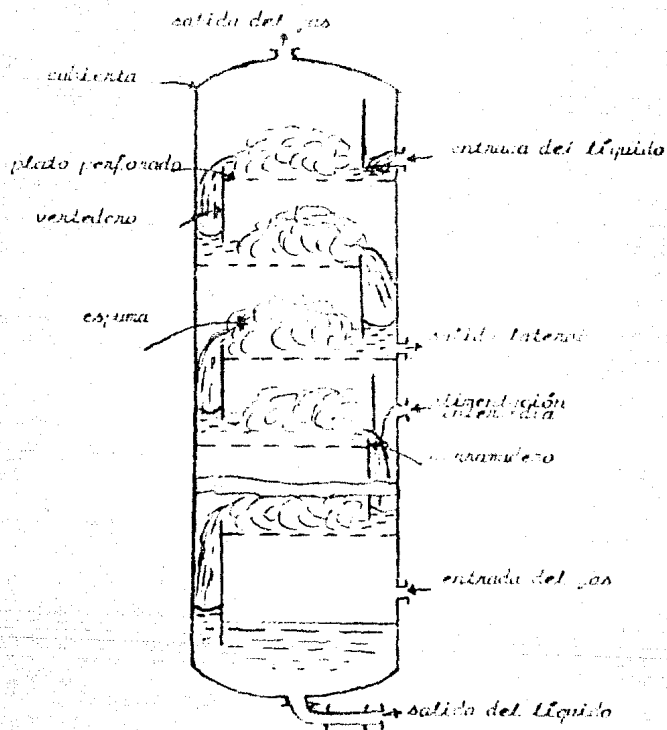


FIG. 1. TUBO DE PLACAS PERFORADAS.

El número de etapas en el equilibrio en una columna depende de lo complicado de la separación que se va a llevar a cabo y está determinado por las relaciones de equilibrio entre el líquido y el vapor, por lo tanto, el número de platos reales se determinará por medio del diseño detallado del plato y por las condiciones de operación.

Una vez determinado el número de etapas en el equilibrio, el problema principal en el diseño de la torre será el de escoger las dimensiones y arreglos que van a representar la mejor combinación.

Por lo general las condiciones que llevan a obtener eficiencias elevadas, conducen también a dificultades en la operación.

1.1. CUBIERTAS Y PLATOS.

Según las condiciones de corrosión encontradas, la torre se podrá fabricar de distintos materiales. Se pueden utilizar vidrio, metales vitriados, carbón de tipo impermeable, plásticos y hasta madera, aunque más frecuentemente se utilizan metales.

Debido a su costo las cubiertas metálicas son generalmente cilíndricas. Las torres de diámetros pequeños tienen orificios para las manos con el fin de facilitar la limpieza; las de diámetros más grandes tienen entradas para una persona, cada diez platos aproximadamente.

Generalmente los platos están hechos de hojas metálicas y, si es necesario, de aleaciones especiales, y el espesor dependerá de la rapidez de corrosión prevista.

Los platos deben ensucarse y sujetarse como se puede apreciar en la fig. 2.

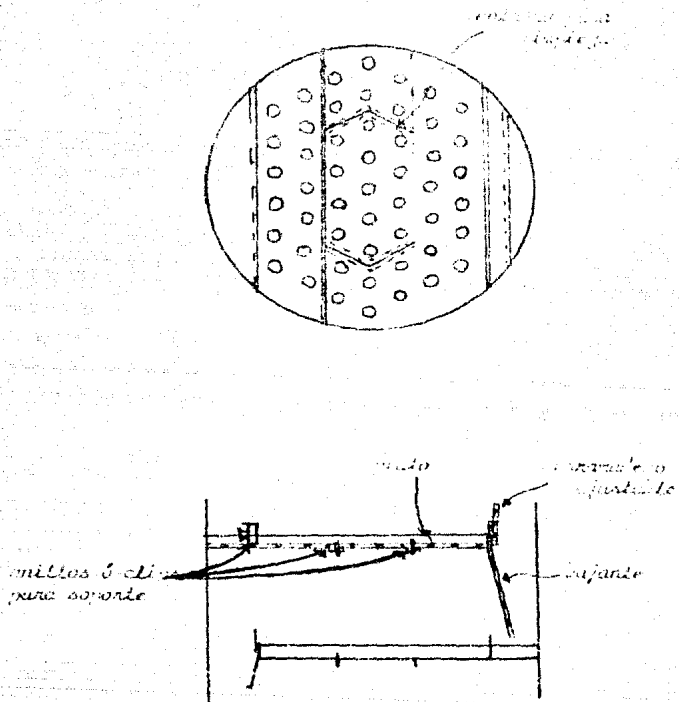


Fig. 2. Sujeción de un plato perforado
 (vista lateral).

El arreglo más utilizado en estos perforados es el arreglo en forma de triángulo equilátero.

Dentro de un plato perforado existen diferentes áreas, entre las que caben mencionar, el área activa que es el área que se encuentra perforada; existe también el área de distribución, así como un área de separación. También un área para los vertederos, como se puede apreciar en la fig. 3.

En capítulos posteriores se mencionan los criterios para calcular el espacio entre perforaciones así - como las áreas correspondientes antes mencionadas.

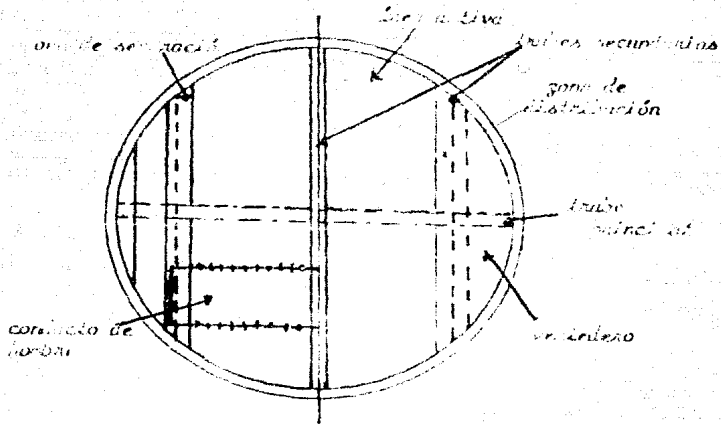


Fig. 2. Sección vertical de un plato (análisis)

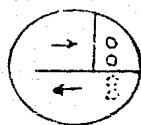
1.3. DERIVADORES.

El derivadero mantiene la profundidad requerida del líquido sobre el plato para que entre en contacto con el gas; el derivadero puede ser una continuación del plato de descenso.

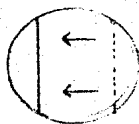
Los más usuales son los derivaderos rectos, aunque existen de otros tipos, como por ejemplo, los de ranuras múltiples en V que mantienen una profundidad del líquido que es menos sensible a las variaciones en el flujo del líquido, y en consecuencia, también alejamiento del plato de la posición nivelada.

1.3. FLUJO DEL LÍQUIDO.

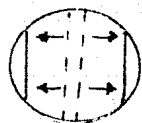
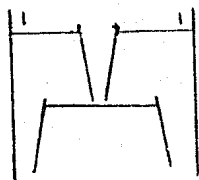
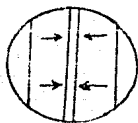
En la Fig. 4. se muestran varios tipos de arreglos utilizados para dirigir el flujo del líquido sobre los platos. Así tenemos el flujo inverso, utilizado en torres de diámetro pequeña, el de flujo transversal de un sólo paso que es actualmente el más común (b), y para torres con diámetro grande existe la opción de utilizar el flujo radial ó dividido (c y d), aunque por ser de menor costo es más recomendable usar n platos de flujo cruzado.



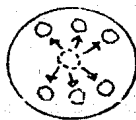
(a) *invertido*



(b) *transversal*



(d) *dividido*



(c) *radial.*

Fig. 4. *Conceptos de platos.*

1.º. VENTILADORES.

La función de un ventedero es la de llevar el líquido de un plato a otro. Pueden ser tuberas circulares, ó partes de la sección transversal de la torre eliminadas para que el líquido fluya por los platos verticales. Ya que el líquido es agitado - hasta formar espuma es necesario que permanezca el tiempo suficiente para poder separar el gas - del líquido y al plato inferior sólo imprese líquido claro. El ventedero debe ser colocado lo suficientemente cerca del plato inferior, para que el líquido se una al plato, evitando que el gas ascienda por el ventedero acortando el camino hacia el plato superior. en la figura 3, podemos observar a detalle un arreglo de envase sellado donde se muestran los derivadores de entrada y de salida.

denominación de entrada

de manómetro de salida

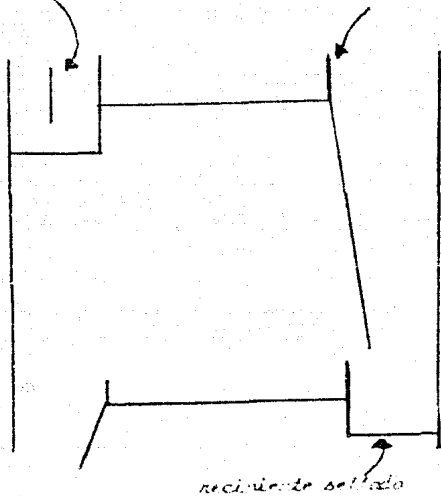


Fig. 5. Aneglo de un envase sellado.

1.5. ESPACIAMIENTO ENTRE PLATOS.

El espaciamiento entre platos se escoge, e por lo general tomando en cuenta la facilidad de construcción, el costo y el mantenimiento; posteriormente este espaciamiento es verificado para evitar arrastre excesivo e inundación.

Se ha encontrado que para la mayoría de los diámetros (excepto los más pequeños) 20 in es un mínimo aceptable, desde el punto de vista de la limpieza de los platos.

1.6. DIÁMETRO DE LA TORRE

Para escoger el diámetro de la torre, es necesario que el área transversal sea lo suficientemente grande para manejar los flujos de líquido y de gas dentro de la región de operación satisfactoria como se muestra en la fig.6.

Así vemos que cuando la velocidad del líquido es muy elevada en comparación con la del gas habrá inundación; por el contrario, si la velocidad del gas es mucho mayor que la del líquido esto provocará que exista un arrasamiento excesivo. Si la velocidad del líquido es alta y el flujo de gas muy bajo, habrá llovizqueo, por lo cual es necesario escoger el diámetro que nos permita estar en la región óptima, que es la zona sombreada en la fig.6.

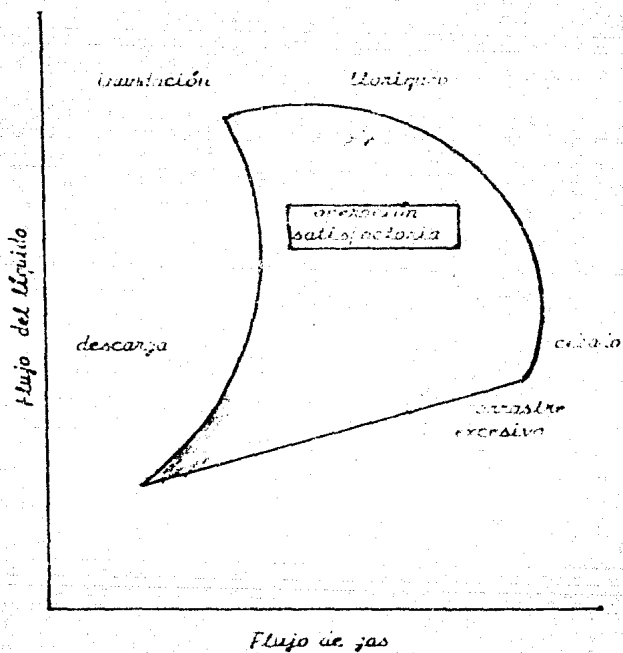


Fig. 6. Características de operación de platos perforados.

- Cál. H. PLATOS INFORMATOS.

Dentro del diseño de los platos informatos, se encuentra integrado como parte fundamental, el cálculo hidráulico; ya que, con base en éste, podremos escoger un diámetro de torre, que nos permita garantizar que no habrá un llenado excesivo, ni un arrastre exagerado del líquido en el gas.

- Profundidad del líquido.

Para asegurar una buena formación de espuma es recomendable que las profundidades del líquido no sean menores de $2i_n$; refiriendo estos límites a las alturas $h_n + h$, calculada como líquido claro.

- Derramaderos.

Para calcular la cresta del líquido sobre una represa rectangular recta podemos utilizar la conocida fórmula de Francis

$$qW_{ef} = 1.83 i_n^{2/3}$$

en donde q = flujo de líquido m³/s

W_{ef} = longitud efectiva de derramadero m

i_n = cresta del líq. sobre el derramadero m

En la figura 1. podemos ver una representación esquemática de un plato transversal.

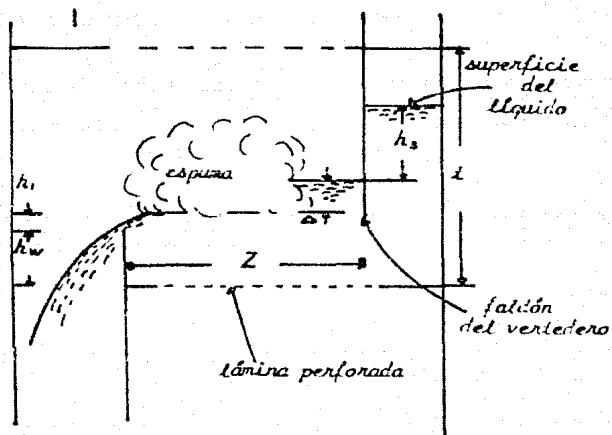


Fig.1. Diagrama esquemático de un plato perforado.

Se recomienda que w_{ef} se represente, como una cuerda del círculo de diámetro T , debido a que la acción del derramadero se encuentra estorbada por los talos curvos de la torre. Como podemos apreciar, en la fig. 2. Entonces la ecuación de Francis se puede reordenar, para darnos lo siguiente:

$$h_t = 0.666 (v/W)^{2/3} \times (W/w_{ef})^{2/3} \quad \text{y};$$

$$(w_{ef}/W)^2 = (T/W)^2 - \left\{ [(T/W)^2 - 1]^{0.5} + 2.44T \times T/W \right\}^2$$

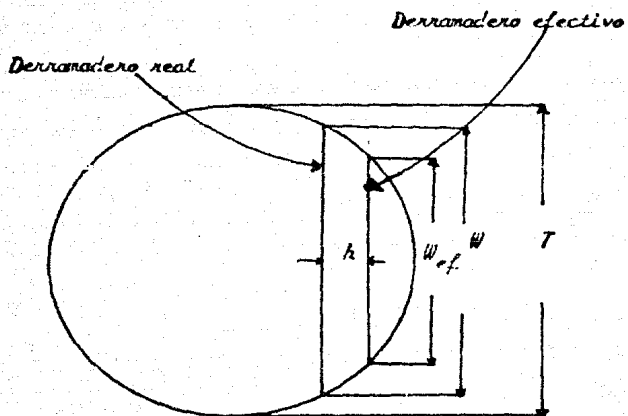


Fig.2. Longitud efectiva del derramadero.

1-Caída de presión para el gas. (h_g).

Es la suma de los efectos para el flujo de gas a través del plato seco, y de los efectos causados por la presencia del líquido.

$$h_g = h_d + h_L + h_R$$

en donde:

h_d = caída de presión en el plato seco.

h_L = caída de presión resultante de la profundidad del líquido en el plato.

h_R = caída de presión residual.

Caída de presión en seco. (h_d).

Esta puede ser estimada por:

$$h_d = 0.003V_o^2 F_o (f_w / \rho_g) (1 - \beta^2) / Co^2$$

Huzarati y O'Connell (1974) presentaron una correlación gráfica de Co para platos perforados; la cual aparece con una tendencia parabólica; sin embargo, a falta de la disponibilidad de los datos, se ha desarrollado la siguiente ecuación empírica:

$Co = 0.85032 - 0.04231(d_o / t_p) + 0.0017951(d_o / t_p)^2$
donde d_o es el diámetro de agujero y t_p el espesor de plato.

Fuente: O'Connell, C. E., *Ind. Eng. Chem. Anal. Ed.*, 46, 1, 7.

-Pérdida de presión en la entrada del líquido (h_2).

Cuando el flujo del líquido debajo del vertedero entra en el plato, provoca una pérdida de presión que puede ser calculada como sigue.

$$h_2 = 3/2g \left(\frac{Ada}{A} \right)^2$$

Donde Ada , es el área menor entre la sección transversal del vertedero y el área libre entre el vertedero y el plato.

-Retroceso en el vertedero. (h_3).

Se considerará como la suma de las pérdidas de presión resultantes del flujo de líquido y del gas en el plato superior:

$$h_3 = h_4 + h_5$$

un diseño seguro nos sugiere que el nivel del líquido claro no deberá ser mayor que un medio del espaciamiento entre platos;

$$h_w + h_1 + h_3 < t/2$$

donde t = espaciamiento entre platos.

-Lloriquero:

Es el ,oleo del liquido a través de las perforaciones del plato a causa de un flujo de gas demasiado pequeño, perdiendo el contacto con el plato para el liquido. Kessler y Warhat###, basándose en el gráfico de Fair, nos dicen que éste no ocurrirá si:

$$h_L + h_{\sigma} > 0.10392 + 0.251194 h_L - 0.121675 h_L^2$$

donde: h_L = altura del liquido claro.

h_{σ} = caída de presión en plato seco

h_{σ} = pérdidas debidas a tensión superficial y se calculan como:

$$h_{\sigma} = 0.040 \sigma / \rho_L d_o$$

donde:

σ = tensión superficial

d_o = diámetro de orificio

###. Flossner y Comstock. Chem. En., 50 2-21 - E. p. 71.

-Inundación.

Es la velocidad de vapor que pone en contacto el líquido en el plato.

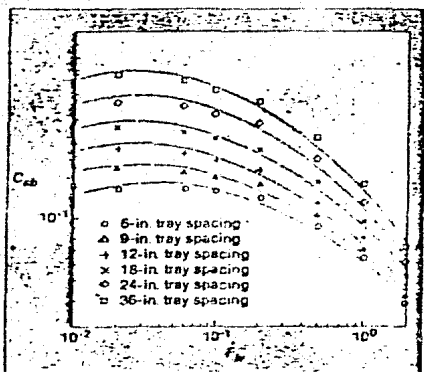
Para platos perforados se calcula vía correlación de Fair.

$$v_f = C_{ob} (\sigma / 20)^{0.2} [(P_1 - P_2) / P_2]^{-0.5}$$

Aquí la tensión superficial está en dina/cm y C_{ob} , es el factor de capacidad, obtenido del gráfico (a), donde podemos observar que este factor depende del espaciamiento entre platos y de la abscisa Flv.

$$Flv = (L/V) (P_2 / P_1)^{0.5}$$

Como no existen valores originales disponibles, se tomaron valores de C_{ob} correspondientes a valores de Flv para cada uno de los 6 espaciamientos entre platos, presentados en la tabla (A), donde están listadas las constantes correspondientes,



Gráficos (a). Datos de irradiación para platos perforados
 mediante el ajuste empírico de la
 ecuación de Fair.

CAPACITY-FACTOR CONSTANTS FOR SIEVE-TRAY-FLOODING CORRELATION

Constants for Eq. (8)

Tray spacing, in.	a	b	c
6	-1.1977	-0.53143	-0.16760
9	-1.1622	-0.56014	-0.16168
12	-1.1175	-0.61567	-0.19510
18	-1.0262	-0.63513	-0.20097
24	-0.84506	-0.70234	-0.22618
36	-0.85984	-0.73980	-0.23795

Constants for Eq. (9)

Tray spacing, in.	a ₁	b ₁	c ₁	d ₁
6	-0.858	-0.0796	-0.146	-0.112
9	-0.744	-0.0596	-0.1	-0.0891
12	-0.646	-0.0906	-0.00179	-0.0509
18	-0.538	-0.0261	0.0319	-0.0681
24	-0.42	-0.0294	0.0636	-0.0918
36	-0.301	-0.0340	0.0385	-0.0751

Constants for Eq. (10)

Tray spacing, in.	a ₂	b ₂	c ₂	d ₂
6	-0.862	-0.0806	-0.169	-0.0515
9	-0.753	-0.127	-0.167	-0.0606
12	-0.796	-0.165	-0.155	-0.0729
18	-0.602	-0.169	-0.172	-0.0673
24	-0.478	-0.178	-0.212	-0.0625
36	-0.371	-0.181	-0.186	-0.0582

Tabla 4). Constantes del factor de capacidad para la correlación de inundación para platos perforados.

-Arrastre del líquido.

Este fenómeno se presenta, cuando el líquido es arrastrado por el gas hacia el plato superior, y el líquido arrastrado es atrapado en el líquido de éste.

En la figura (5). se ofrece un resumen de datos de arrastre para platos perforados.

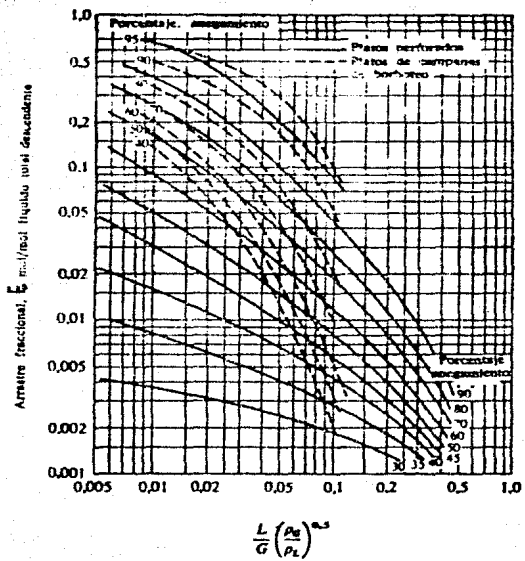


Fig. 16) . Amistre de platos perforados.

-Transferencia de masa.

Sabemos que en todo proceso de separación con equilibrio de las fases, está implicada la transferencia de masa desde una fase a otra.

El grado de equilibrio de estas fases estará controlado por la velocidad de transferencia de masa a través de la superficie interfacial. Para poder ilustrar este fenómeno podemos poner como ejemplo, el proceso en el que una sustancia A es a su vez de una corriente gaseosa por un disolvente líquido.

Para que A pase a través de la interfase de la fase gaseosa a la fase líquida, deberá existir un gradiente de concentración del componente A, en ambas fases adyacentes a la interfase, como se puede observar en la fig. 1.

La presión parcial de A en el gas y la concentración de A en el líquido en la interfase (p_{A1} y C_{A1}), deberán estar en equilibrio una con otra; y como, el componente A pasa del gas al líquido, la presión parcial de A en la masa del gas, p_{A0} , será mayor que p_{A1} , C_{A1} será mayor que la concentración de A en la masa del líquido.

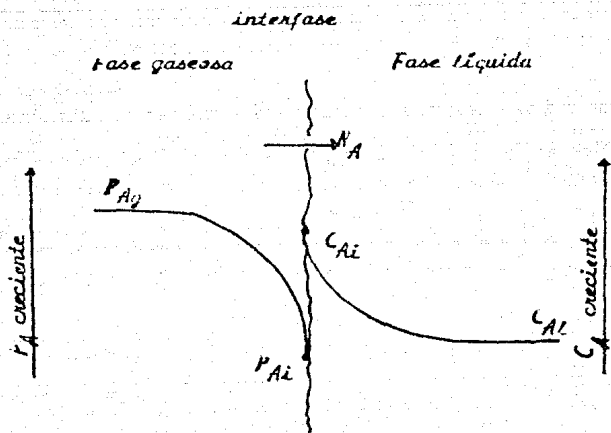


Fig. Gradientes de concentración y presión parcial en la transferencia de masa, en interfase líq-gas.

Hay que recordar que la transferencia difusional de un componente en una mezcla binaria dentro de una fase deberá ocurrir en la dirección de la disminución de concentración o de presión parcial de dicho componente. Dentro de cada fase, las difusividades de soluto se combinan, para darnos ciertos coeficientes de transferencia de masa, dentro de las dos fases, mismos que podemos indicar como, k_g y k_l , para el gas y el líquido respectivamente.

Para definir los coeficientes de transferencia de masa es necesario, referirlos en función de la velocidad de transferencia de n , a través de la interfase, N_A , cuyas dimensiones son. Moles, por unidad de tiempo y por unidad de área.

$$N_A \equiv \text{kg} / (\text{m}^2 \cdot \text{s}) \quad (1)$$

$$N_A \equiv \text{kg} / (\text{m}^2 \cdot \text{s}) \quad (2)$$

Por lo general no es fácil poder medir la presión parcial en la interfase ni la concentración de A , por lo que, generalmente se recomienda trabajar con

coeficientes globales de transferencia de masa:

$$NA = k_G (p_{iG} - m_i E) \quad (3)$$

$$NA = k_L (C_{iL} - C_i) \quad (4)$$

en donde, p_{iE} , representa la presión parcial de A en la fase gaseosa, que estaría en equilibrio con la concentración predominante de A en la masa líquida (C_{iL}), y C_{iE} representará la concentración de A en la fase líquida, que estaría en equilibrio con la presión parcial predominante de A en la masa gaseosa (p_{iG}).

Sin embargo, es para los coeficientes individuales, para los que existen mejores correlaciones frente a las condiciones hidrodinámicas, por lo que se hace necesario obtener ecuaciones que predigan k_G y k_L , y a partir de éstas poder obtener los valores de k_G y de k_L .

Estas ecuaciones se pueden obtener mediante la linealización de la relación de equilibrio en la forma:

$$p_i = H C_i + \delta \quad (5)$$

y combinando las ecuaciones 1 y 5 obtenemos:

$$1/K_g = 1/h_g + H/h_l \quad \text{---6}$$

$$1/K_L = 1/HK_g - 1/Hh_g + 1/h_l \quad \text{---7}$$

En donde H es la constante de la ley de Henry, PL³/mol

Se puede ver que una baja solubilidad en la fase líquida (valor de H elevado), tiende a hacer que el proceso de transferencia de masa sea controlado por la fase líquida ($K_L = HK_g = h_l$), mientras que una elevada solubilidad en el líquido tiende a hacer que el proceso sea controlado por la fase gaseosa ($K_g = h_g$). Debido a que el área interfacial en operación, en la mayoría de los equipos de contacto es difícil de medir se acostumbra incluirla en el coeficiente volumétrico de transferencia de masa, K_{ga} y K_{La} , donde a , es el área interfacial por unidad de volumen del equipo, por lo que podemos transformar las ecuaciones

6 y 7 en:

$$1/K_{ga} = 1/K_g a + H/(K_{La}) a \quad \text{---8} \quad y$$

$$1/K_{La} = 1/HK_{ga} a + 1/(K_{La}) a \quad \text{---9}$$

en donde $(h_{ya})^*$ es el producto de h_6 y a obtenido en base a un experimento de transferencia de masa, en donde la resistencia de la fase líquida, se ha suprimido; y $(h_{la})^*$ será el producto de h_4 y a - medio en un experimento en el que la resistencia de la fase gaseosa se ha suprimido.

Sin embargo, para que las ecuaciones 8 y 9, sean válidas, es necesario, observar ciertas restricciones:

- 1.- h deberá ser constante.
- 2.- Además de $(h_{ya})^*$ y $(h_{la})^*$ no deberá existir otra resistencia significativa.
- 3.- Las condiciones hidrodinámicas para el caso en que se han de combinar las resistencias, deberán ser las mismas que para las medidas de las resistencias individuales de las fases.
- 4.- La magnitud de h_1 , no deberá depender de la magnitud de h_2 ni viceversa.
- 5.- La razón h_2/h_1 , deberá ser constante en todos los puntos de la interfase.

-Número de unidades de transferencia de masa:

Como es sabido, el caudal de transferencia de masa, puede ser igualado con la ganancia ó pérdida de soluto en las dos fases que están en contacto.

Trabajando con las composiciones de la fase gaseosa y con N_G , se obtiene:

$$G_m y_1 dx = N_G p (y_1 E - y_1 K_1) dh \quad (10)$$

donde: G_m — densidad del flujo molar de gas mol/txa

y — fracción molar

p — presión

h — longitud de la trayectoria de flujo a lo largo del equipo de contacto.

Si nosotros integramos esta ecuación, podemos obtener una expresión que nos define el número de unidades globales de transferencia de masa en la fase del gas.

$$(NTU)_{Gy} = \int_{y_{a_1}}^{y_{a_2}} dy \frac{y_1 E - y_1 K_1}{y_1 - y_1^*} = F_{Gy} \quad (11)$$

y podemos definir el número de unidades de transferencia de masa, como la razón de la variación de la fracción molar en el seno de la fase con respecto a la fuerza impulsora promedio efectiva, expresada en fracciones molares para la transferencia en el intervalo. En este caso, las denominamos globales de transferencia referidos a la fase gas, porque estamos -

utilizando coeficientes globales, sin embargo, de manera similar podemos definir las siguientes cantidades:

Número de unidades individuales fase gas:

$$(NTU)_g = \int_{Y_{A1}}^{Y_{A2}} dY_A / (Y_{A1} - Y_{A2}) = k_g a \Delta H / G_m \quad \text{--- 12}$$

Número de unidades globales fase líquida:

$$(NTU)_{ol} = \int_{X_{A1}}^{X_{A2}} dX_A / (X_{A2} - X_{A1}) = k_l a \Delta h / L_m \quad \text{--- 13}$$

Número de unidades individuales de la fase líquida:

$$(NTU)_l = \int_{X_{A1}}^{X_{A2}} dX_A / (X_{A1} - X_{A1}) = k_l a \Delta h / L_m \quad \text{--- 14}$$

donde:

P_m — densidad molar del líquido, moles/volumen

L_m — densidad de flujo molar del líquido, moles/ unidades de tiempo x unidad de área, sección transversal.

Para L_m , P_m , k_l , k_g , Δh , ΔH , G_m es necesaria una correlación que sea en forma de como, para poder obtener los $(NTU)_g$ para sistemas binarios, y para sistemas multicomponentes, en función del tiempo de contacto de la fase vapor y del flujo de vapor.

Sustituyendo las ecuaciones 11 y 14 en las ecuaciones 8 y 9 se obtiene;

$$L/(NTU)_{oq} = 1/(NTU)_q + \lambda/(NTU)_L \text{-----} 15 \quad 4;$$

$$1/(NTU)_{at} = 1/\lambda(NTU)_q + 1/(NTU)_L \text{-----} 16$$

donde;

λ —representa el grupo adimensional, H / FLm , y es también igual a, KG/Lm , cuando la expresión de equilibrio se escribe como:

$$Y_a = Kx_a + b .$$

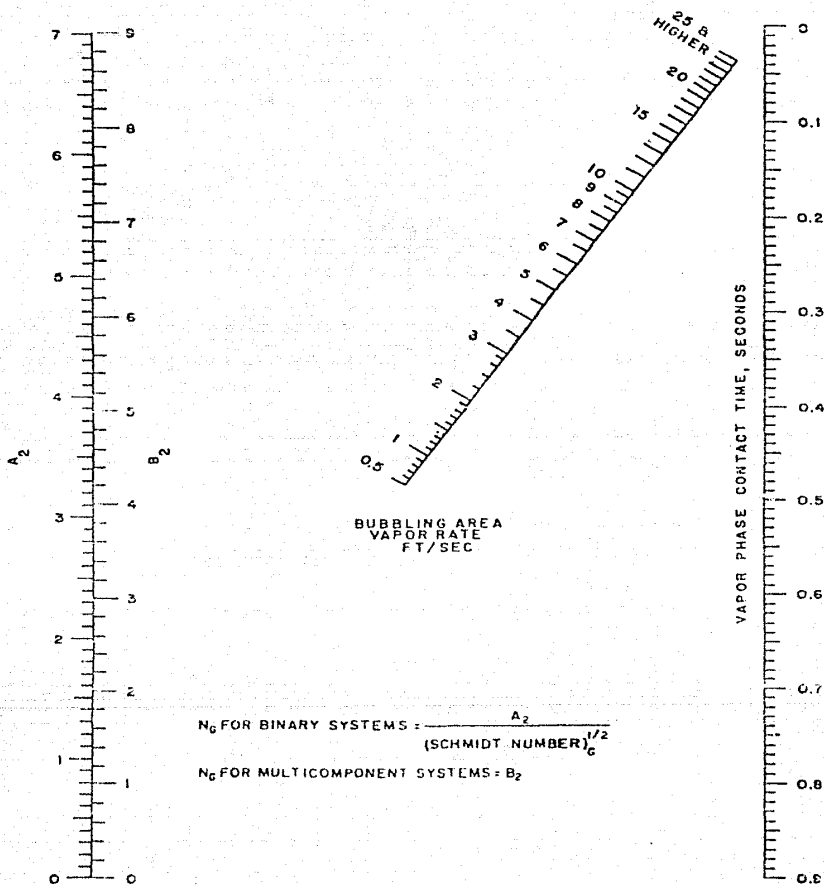


Figure 4. Vapor phase transfer units for sieve trays.

- Eficiencia puntual:

En la fig. 2, podemos observar que el plato n es alimentado, por el plato $n-1$ por líquido de composición X_{n-1} y manda líquido de composición promedio X_n hacia el plato inferior. En el mismo lugar, el gas de composición Y_{n+1} , local se eleva desde la parte inferior y después de la transferencia de masa, la abandona con una concentración Y_n local. En la misma zona se supone que la concentración del líquido X local es constante en dirección vertical. Entonces la eficiencia puntual se define como:

$$E_{p2} = Y_n, \text{local} - Y_{n+1}, \text{local} / Y^*_{\text{local}} - Y_{n+1}, \text{local}$$

donde Y^*_{local} es la concentración en equilibrio con X_{local} lo que nos indica que nuestra ecuación (17) representa el cambio de concentración del gas que ocurre como una fracción de la que ocurriría si se estableciera el equilibrio. Si partimos de la ecuación 11,

$$(NTU)_{p2} = \int_{Y_{n-1}, \text{loc}}^{Y_n, \text{loc}} dY / Y^*_{\text{local}} - Y = \int_0^h k_g a \, dh / G_m$$

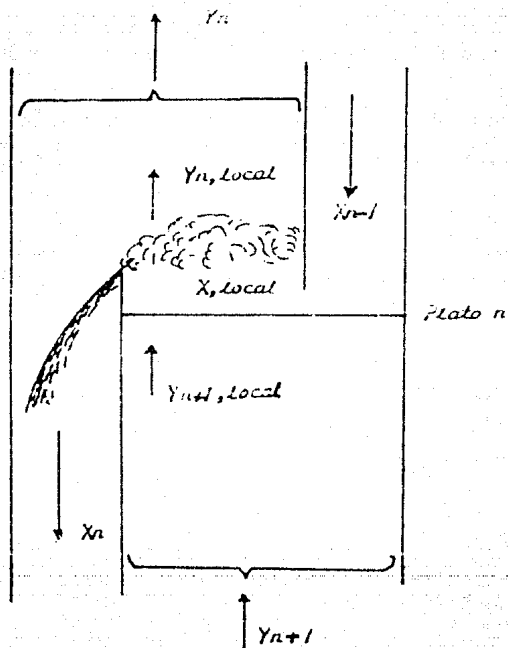


Fig. 2. Eficiencia de los platos.

Puesto que r local, es constante para X local, constan
te.

$$\begin{aligned}
 -\ln \frac{Y^*_{local} - Y_{n,local}}{Y^*_{local} - Y_{n+1,local}} &= -\ln \left(1 - \frac{Y_{n,local} - Y_{n+1,local}}{Y^*_{local} - Y_{n+1,local}} \right) \\
 &= -\ln (1 - \log) = \frac{\log a h}{\log}
 \end{aligned}$$

por lo tanto:

$$E_{og} = 1 - e^{-\log a h / \log} = 1 - e^{-(NTD) \log} \quad ###$$

-Eficiencia de Murphree.

La eficiencia de etapa, está definida como; la aproximación fraccionaria al equilibrio, que produce una etapa real. La expresión utilizada con más frecuencia es la de Murphree, la aproximación fraccionaria de una corriente saliente al equilibrio con la concentración real en la otra corriente saliente.

Si nos referimos a la figura 3, la eficiencia la podemos referir a una u otra fase.

$$E_{ME} = \frac{Y_2 - Y_1}{Y_2^* - Y_1} \quad , \quad E_{MR} = \frac{X_1 - X_2}{X_1 - X_2^*}$$

La más utilizada aplica para E_{og} la proporción E_{MR} .
En el momento de la figura 3, se puede en base al número de unidades del gas; a la relación $N_L/m^2 \Delta L$ donde L , es el número de unidades de transferencia de la fase líquida.

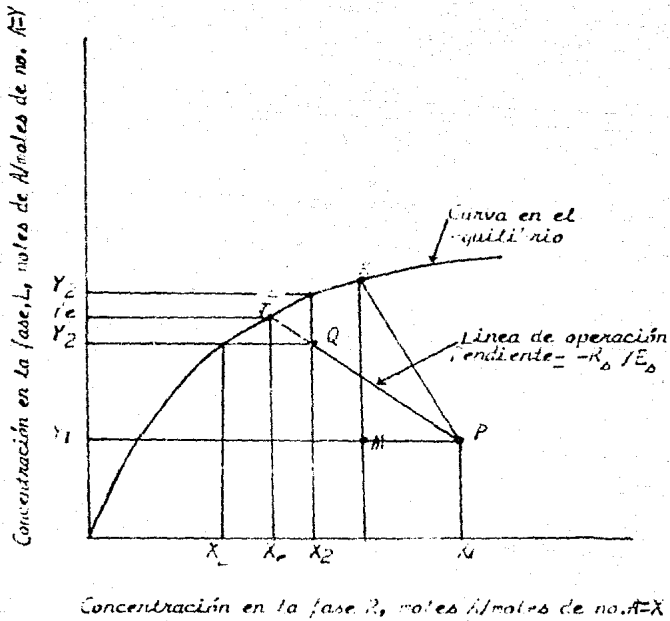


fig. 3. Transferencia del soluto de la fase R a la fase E

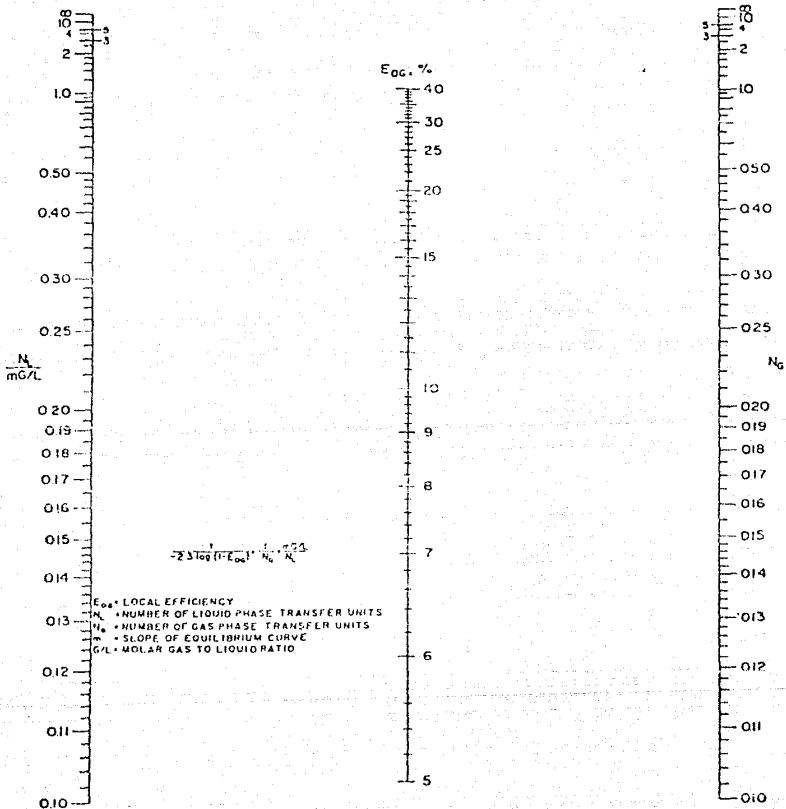


Figure 5. Local efficiency.

Si nos referimos a la figura 2, la eficiencia de Murphree para toda el plato, será:

$$E_{M} = \frac{Y_n - Y_{n+1}}{Y_n^* - Y_{n+1}}$$

en donde Y_n es el valor en el equilibrio con una concentración del líquido saliente, X_{n-1} .

Es de hacer notar que la relación entre NTUs y la eficiencia de etapa, dependerá de la configuración de flujo en la etapa.

Esto es debido a los términos de fracciones molares interfaciales en los denominadores de las integrales de las ecuaciones 11 y 14.

Flujo en paralelo (no hay mezclado axial en las fases).

Podemos observar que en la fig. 4, tenemos un contacto en paralelo en flujo pistón en 2 fases (gas-lig.), para ilustrarlo es necesario suponer los caudales de gas y de líquido constantes. Para cada mol de A que cambia de fase una mol de B cambiará de fase en la dirección opuesta.

Si hacemos un balance de materia para A tenemos:

$$L_m dx_A = - G_m dy_A \quad \text{--- (17)}$$

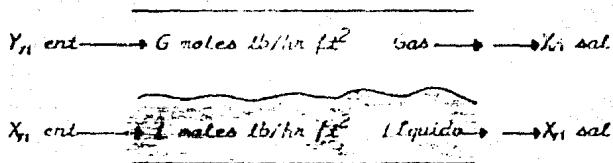


Fig. 4. Contactor gas-líquido para flujo en paralelo.

Para una expresión de equilibrio lineal:

$$Y_{nL} = \frac{H \cdot P_n}{P} X_n \quad \text{--- (18)}$$

Si se integra la ec. 17 respecto a la utilidad

$$X_n - X_{n, \text{sal}} = \frac{G_n}{L_n} (Y_{n, \text{sal}} - Y_n) \quad \text{--- (19)}$$

sustituyendo 18 y 19 en el denominador de 11 tenemos:

$$(NTU)_{\log} = \int_{Y_{n, \text{ent}}}^{Y_{n, \text{sal}}} \frac{dY_n}{\frac{H \cdot P_n}{L_n} \left[\frac{G_n}{L_n} (Y_{n, \text{sal}} - Y_n) + X_n \text{sal} \right] - Y_n} \quad \text{--- (20)}$$

$$(NTU)_{\log} = \frac{1}{\frac{H \cdot P_n G_n}{L_n P_n} - 1} \ln \frac{Y_n, \text{sal}, E - Y_n, \text{sal}}{Y_n, \text{sal}, E - Y_n, \text{ent} + Y_n, \text{sal} E - Y_n, \text{ent}} \quad \text{--- (21)}$$

Y como:

$$E_{n,v} = \frac{Y_n, \text{sal} - Y_n, \text{ent}}{Y_n, \text{sal}, E - Y_n, \text{ent}} \quad \text{--- (22)}$$

Reordenando la ecuación 21 tenemos:

$$(NTU)_{\log} = - \frac{1}{\lambda + 1} \ln \frac{1 - E_{n,v}}{E_{n,v} - 1} \quad \text{--- (23)}$$

sustituyendo:

$$E_{n,v} = \frac{1 - e^{-(NTU)_{\log} (\lambda + 1)}}{1 + e^{-(NTU)_{\log} (\lambda + 1)}} \quad \text{--- (24)}$$

En la fig. 5, tenemos valores de $E_{n,v}$ para diversos valores de λ , en función de las unidades de transferencia.

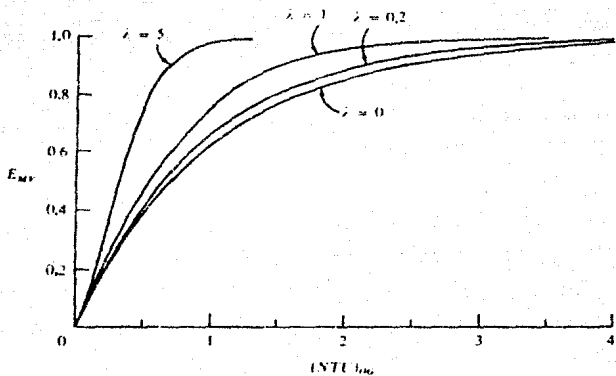


Fig. 5. E_{MV} frente a $(NTU)_{\log 4}$ λ para flujo pistón.

mezclado completo en una fase;

Para explicar este caso nos podemos basar en la Fig. 6 en donde un gas es burboteado a través de una masa líquida en flujo de pistón. Se deberá suponer que el líquido está bien mezclado debido a la agitación debida a las burbujas, lo que implica que la composición del líquido en el punto de entrada del gas es la misma que en la salida del gas.

Para el mezclado completo podemos escribir:

$$Y_{n,L} = \frac{n_i P_m}{P} X_{n,i,ent} \quad \text{--- (25)}$$

como consecuencia la ec. 11 se convierte en:

$$(NTU)_{og} = \int_{Y_{i,ent}}^{Y_{i,sal}} \frac{dY_i}{(H_i m_i / P) X_{i,sal} - Y_i} \quad \text{--- (26)}$$

Si integramos tendremos:

$$(NTU)_{og} = -\ln \frac{(H_i m_i / P) X_{i,sal} - Y_{i,sal}}{(H_i m_i / P) X_{i,sal} - Y_{i,ent}}$$

$$-\ln (Y_{i,sal,c} - Y_{i,ent}) - (Y_{i,sal} - Y_{i,ent}) \quad \text{--- (27)}$$

Introduciendo la ecuación (22) y resolviendo se tendrá:

$$E_{n,i} = 1 - e^{-(NTU)_{og}} \quad \text{--- (28)}$$

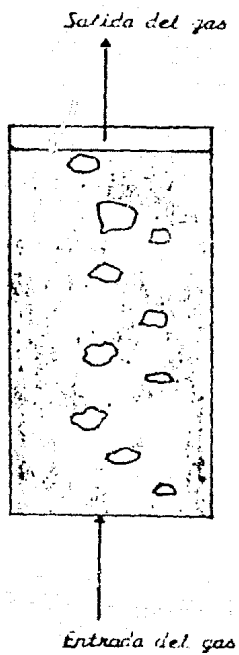


Fig.6. Burbujeo de gas a través de un líquido.

Flujo cruzado.

Para explicarlo podemos ver la fig.7. en donde se puede observar el flujo del líquido y del gas en un plato. Se asumirá que el líquido está totalmente mezclado en la dirección vertical. La composición de salida del gas en cualquier punto de la trayectoria del líquido, estará dada en función de la composición de entrada del gas y de la composición del líquido mediante la siguiente ecuación:

$$\frac{Y_{A,sal} - Y_{A,ent}}{Y_{A,sal,E} - Y_{A,ent}} = E_{og} = 1 - e^{-KtU_{og}}; \quad \dots (29)$$

En lo de E_{og} representa la eficiencia para cada runto a lo largo de la trayectoria del flujo del líquido.

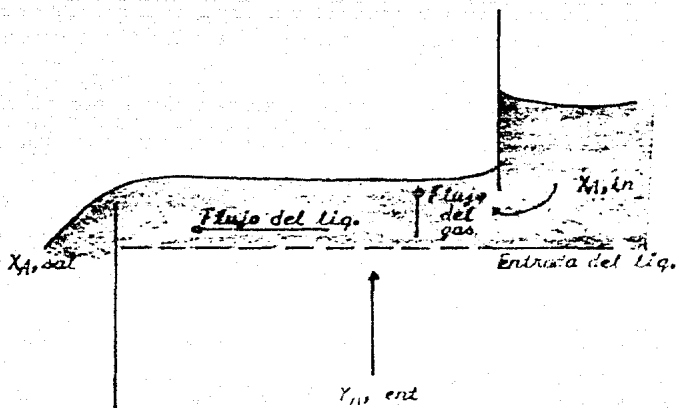


Fig. 1. modelo de flujo cruzado en un plato.

-Flujo cruzado con mezclado completo:

Si consideramos que el líquido se encuentra totalmente mezclado en la dirección del flujo, así como en la dirección vertical, la composición del líquido en todos los puntos deberá ser igual a X_A, sal , esto es, que E deberá ser constante para todos los puntos.

En el caso de un mezclado completo del líquido, en la dirección del flujo Y_A, sal, E , en todos los puntos será igual a $Y_A E, X_{\text{sal}}$, y tendremos que:

$$E_{\text{inv}} = \log = 1 - e^{-\frac{ATD}{\log}}$$

-Flujo cruzado sin mezclado axial en ambas fases.
 Aquí la composición del líquido, variará continuamente desde $Y_{A,ent}$, en la entrada del líquido, hasta en la salida del líquido. La relación entre E_{og} y E_{og} la obtuvo en 1936 Lewis. Considerando una delgada lámina diferencial de líquido en un plato como se puede apreciar en la fig. 3. La trayectoria del flujo del líquido se puede escribir, como:

$$(Y_{A,sal} - Y_{A,ent}) dG = L_{ii} dY_A \quad \text{--- (30)}$$

Supongamos que la mayor parte del componente B atraviesa la interfase, tendremos:

$$(Y_{A,sal} - Y_{A,ent}) dG = \frac{L \cdot F}{H \cdot P \cdot a} dY_A \quad \text{--- (31)}$$

O bien:

$$\frac{\lambda}{G} (Y_{A,sal} - Y_{A,ent}) dG = dY_A \quad \text{--- (32)}$$

Si $Y_{A,ent}$ es uniforme se puede derivar para obtener:

$$E_{og} dY_A = dY_{A,sal} \quad \text{--- (33)}$$

Si combinamos 32 y 33, tenemos.

$$\frac{\lambda E_{og}}{G} dG = \frac{dY_{A,sal}}{Y_{A,sal} - Y_{A,ent}} \quad \text{--- (34)}$$

Integrando:

$$E_{og} \int_0^f df = \int_{Y_{A,solx,sal}}^{Y_{A,sal}} \frac{dY_{A,sal}}{Y_{A,sal} - Y_{A,ent}} \quad \text{--- (35)}$$

donde f es la fracción del caudal de gas que va hacia la salida del líquido, esto se convierte en:

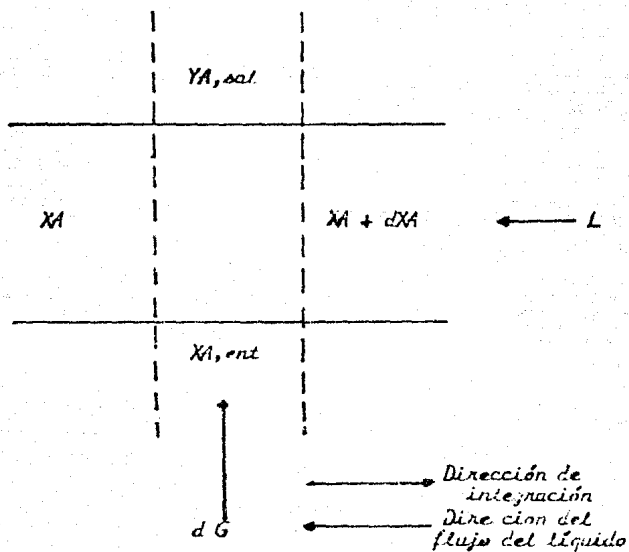


Fig. 8. Transferencia de masa en delgada lámina diferencial de líquido, en un plato.

$$\lambda E_{02} f = \text{Ln} \frac{Y_{A, \text{sal}} - Y_{A, \text{ent}}}{Y_{A, \text{sal}}, X_{\text{sal}} - Y_{A, \text{ent}}} \quad \text{--- (36)}$$

Si resolvemos para $Y_{A, \text{sal}}$ en función de f tenemos:

$$Y_{A, \text{sal}} = Y_{A, \text{ent}} + e^{E_{02}} (Y_{A, \text{sal}}, X_{\text{sal}} - Y_{A, \text{ent}}) \quad \text{--- (37)}$$

La composición promedio del gas de salida es:

$$\begin{aligned} Y_{A, \text{sal}, \text{prom.}} &= \int_0^1 Y_{A, \text{sal}} df \\ &= Y_{A, \text{ent}} - (Y_{A, \text{sal}}, X_{\text{sal}} - Y_{A, \text{ent}}) \frac{e^{\lambda E_{02}} - 1}{\lambda E_{02}} \quad \text{--- (38)} \end{aligned}$$

Aplicando la ecuación de E_{02} al punto de salida se tiene:

$$Y_{A, \text{sal}}, X_{\text{sal}} - Y_{A, \text{ent}} = E_{02} (Y_{A, \text{sal}}, X_{\text{sal}} - Y_{A, \text{ent}}) \quad \text{--- (39)}$$

Sustituyendo la ec 39 en la 38 y sustituyendo en la ecuación para E_{02} se tiene:

$$E_{02} = \frac{e^{\lambda E_{02}} - 1}{\lambda}$$

En la fig. 9. podemos ver la representación de E_{02}/E_{02} frente a λ_0 de acuerdo con esta ecuación.

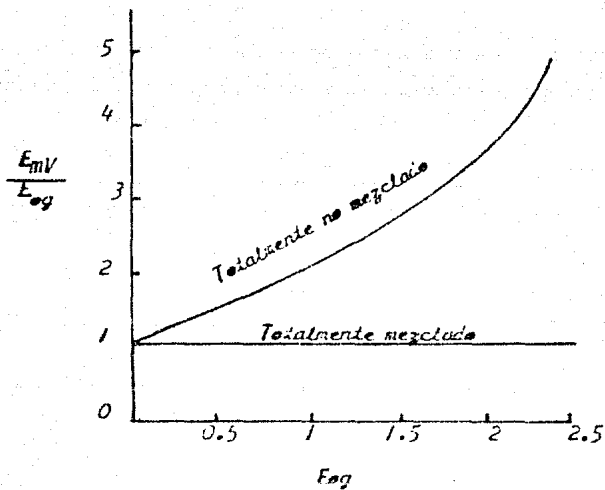


Fig. 9. relación de E_{MV} y E_{Og} para líquido totalmente mezclado y para líquido totalmente no mezclado.

-Flujo en gas con mezclado parcial en una fase.

A.I.C.h.E. en 1953 presenta un modelo de difusión, en el que se supone que una cierta difusividad efectiva D_E es la causa del mezclado en la dirección del flujo del líquido.

Si se considera el mezclado como un mecanismo de difusión debemos entonces, modificar el balance de materia de la fig. 9, y la ecuación (9), y se debe incluir un término que tome en cuenta la ganancia o la pérdida del componente A por difusión.

$$V \frac{dC_A}{dt} - YA, \text{ent} + \frac{dG}{dz} = L \frac{dX_A}{dz} - D_E A \frac{d^2 X_A}{dz^2} \quad \dots (10)$$

donde; z — distancia en la dirección del flujo del líquido
 A — área de la sección transversal del líquido en la dirección del flujo.

En la fig. 10., se muestra la solución de la ec. (10), como E_{int}/E_{ext} frente a $\lambda z a_0$ con N_{pe} como parámetro.

El estudio de eficiencias de A.I.C.h.E. (1958) encontró que para campanas de borboteo de 3in con un orificio triangular de 4.5 in de lado y para platos perforados

D_E se puede correlacionar como:

$$(D_E)^{0.5} = 0.0124 + 0.0171 V_G + 0.00250 L + 0.0150 W \quad \dots (11)$$

V_G = velocidad superficial del gas.

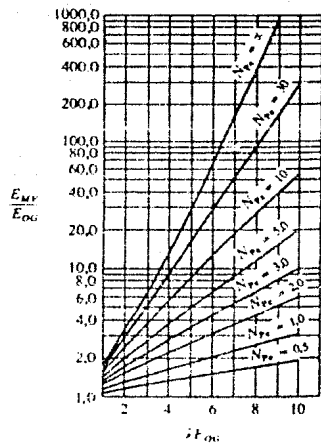
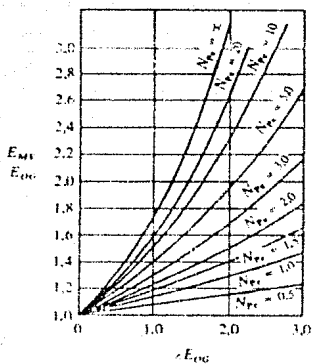


Fig. 10. E_{MV}/E_{OG} en función de λE_{OG} y N_{Pe} , para el modelo de mezclado por difusión.

-Eficiencia total de platos.

Es otro de los métodos para describir el funcionamiento de una torre de platos.

$$E_o = \frac{\text{número de platos ideales requerido}}{\text{número de platos reales requerido}}$$

Al respecto O'Connell presenta todo un estudio de como medirla.###

Nos muestra un gráfico de E_o contra el producto de la volatilidad relativa de los componentes, multiplicada por la viscosidad de líquido en centipoises, evaluada en la composición de alimentación, utilizando todos los puntos de la fig. 11., obteniendo la siguiente ecuación cuadrática.

$$E_o = 0.52782 - 0.27511 \log \alpha \mu + 0.044123 (\log \alpha \mu)^2$$

α = volatilidad relativa.
 μ = viscosidad del líquido.

Y ajustando todos los datos mediante una regresión lineal, obtiene la siguiente ecuación, para la determinación de la eficiencia global.

$$E_o = 0.53234 - 0.29377 \log \alpha \mu$$

###. Chemical engineering, vol. 26, 1957. El artículo se llama Distillation design, en este artículo O'Connell nos presenta correlaciones para determinar eficiencias, inundación, caídas de presión, flooding, etc.

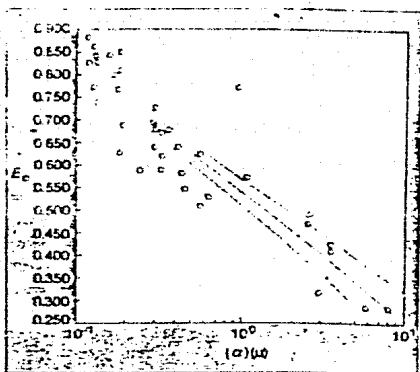


Fig. H. Gráfica de los resultados obtenidos por O'Connell por regresión lineal.

arrastre.

El efecto del arrastre sobre la eficiencia de etapa fué analizado por Colburn (1936) en una cascada de c corrientes discretas.

Encontró que para el caso en que $\lambda=1$, la eficiencia de vapor aparente de Murphree en presencia de arrastre E_a está relacionada con E_{mv} por:

$$E_a = \frac{E_{mv}}{1 - (e^{-E_{mv}}/L)} \quad \text{--- (42)}$$

donde; e — arrastre del líquido hacia arriba moles/tiempo.

L — caudal descendente neto del liq. moles/tiempo.

El arrastre para diversas cargas de vapor lo podemos tomar de la fig. 12, donde vemos que la ordenada es Ψ y si sustituimos en la ecuación 42, tendremos:

$$E_a = \frac{E_{mv}}{1 - [\Psi E_{mv} / (1 - \Psi)]} \quad \text{--- (43)}$$

Colburn supone que el arrastre de una etapa tiene la misma composición del líquido de salida de dicha etapa.

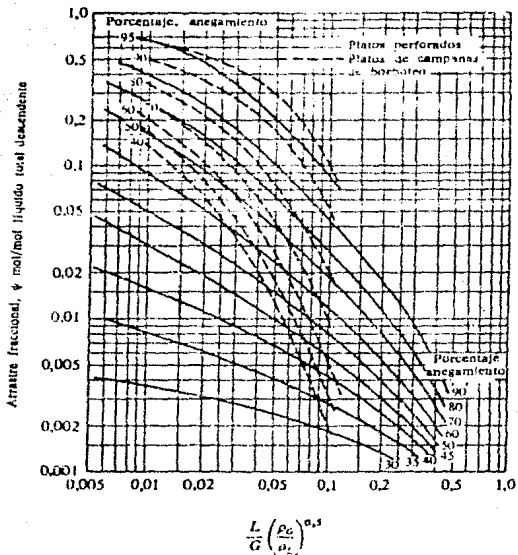


Fig.12. Correlación para arrastre.

CAP. IV. BASES DEL PROTOTIPO.

A continuación se enuncian las características generales que deberá cumplir el prototipo:

Este deberá contar con la instrumentación necesaria para poder realizar estudios a nivel experimental y de apoyo a la docencia; así como pruebas piloto que nos permitan en un momento dado hacer una extrapolación de resultados y de datos obtenidos.

Como es de esperarse, toda la instrumentación escogida para éste diseño, es de bastante precisión, lo que nos permitirá tener una mayor confiabilidad en nuestras conclusiones.

Otra de las características importantes, es el hecho de que el cuerpo de nuestro prototipo, es de material transparente, esto resulta un magnífico apoyo didáctico, en la observación de los fenómenos que ocurren dentro de la lámpara, teniendo así, una visión mucho más realista de éstos.

-Instrumentación.

Dentro de la instrumentación más importante en el diseño de nuestra torre, se encuentra la siguiente: Un manómetro inclinado de agua marca Dinieyer, con escala de 0 a 4" de agua, con divisiones de escala de .2 en .2", con un rango de presiones de 100Fs a 690KP. y un rango de temperatura de 15 a 65°C.

Este manómetro, nos permitirá medir caldas de presión muy pequeñas en nuestros platos, lo que nos será de gran ayuda para complementar de una manera experimental nuestro cálculo hidráulico.

Otro de los instrumentos muy importante dentro de este diseño, es el psicrómetro digital, marca Cal-Palmer, el cual lee humedad relativa de 0-100%, con una precisión de 0.5%, lo que nos permitirá medir pequeñas variaciones de humedad, lo que es muy importante, cuando se trata de hacer estudios de humidificación, que es uno de los objetivos de este diseño. Este aparato, tiene 2 tipos de termocoples,

para poder insertarse en un termopozo en la tubería de salida de aire. Su número de catálogo, es el C-3311-20, y tiene un costo de \$ 493.00 U.S.

Para entrada y salida de tubería de agua, en el intercambiador, se sugieren 2 termómetros bimetalicos, - marca Cole-Palmer, con una carátula de 2" y escala de 0-100°C, con divisiones de 1°C. Este termómetro tiene un precio de catálogo de \$ 18.75 U.S.

Para entrada de vapor al intercambiador, requerimos un manómetro Belltrón de Infra, con carátula de 3" y escala de 0-7 Kg/cm², con división de escala de .5. Esto nos permitirá regular la presión de vapor en nuestro intercambiador.

Estos son los instrumentos más importantes, amén de los vidrios de nivel y las tomas de muestra en los lugares estratégicos escogidos.

-Capacidades ó dimensiones generales:

En cuanto a la capacidad de nuestra torre, ésta ha sido diseñada para manejar un flujo de $.63^{89} \text{ m}^3/\text{s}$ y un flujo de líquido de $5 \times 10^{-4} \text{ m}^3/\text{s}$.

El diámetro escogido es de 2ft, ya que en la mayoría de la literatura consultada, (FRI, Industrial & E, Ch., Hydrocarbon Processing, etc.) se hace mención del uso de torres de 2 a 4ft de diámetro, para un uso puramente experimental.

Esto se justifica, ya que torres más pequeñas en + diámetro, nos darían poca confiabilidad al intentar extrapolar datos obtenidos en éstas; mientras que - torres de mayor diámetro, nos presentarían costos - de manejo y mantenimiento altos y poco justificables ya que no se trata de torres destinadas a la producción.

La altura de la torre será de 80", conteniendo en su interior 3 platos perforados, con un espaciamiento entre ellos de 20".

A continuación presentamos el diagrama de flujo propuesto.

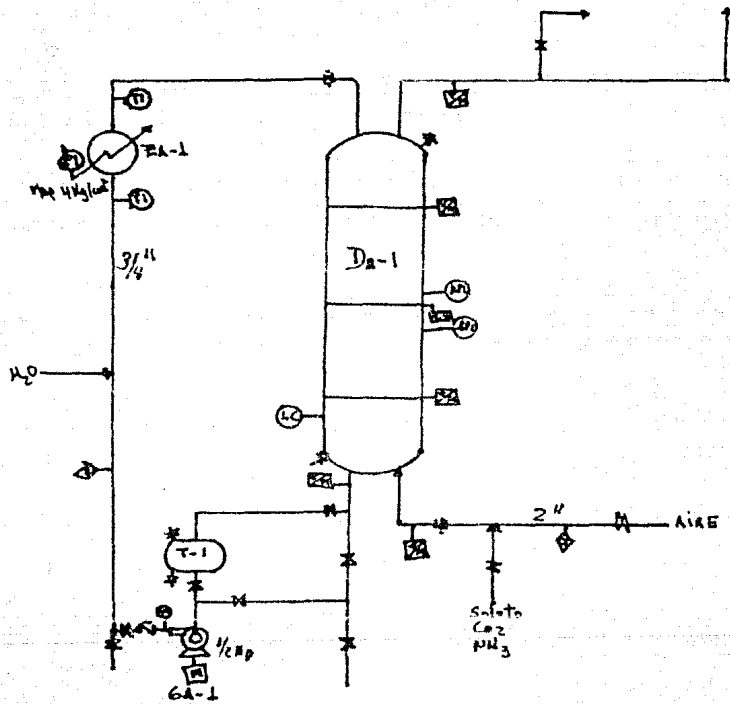


Diagrama de Flujo.

-Diagrama de flujo.

Este diagrama nos muestra los accesorios y conexiones necesarias para poder llevar a cabo una humidificación ó una absorción.

para llevar a cabo una humidificación, es necesario mandar el agua por el rasal 1 alimentando por el domo de la torre, mientras por el rasal 2 alimentamos aire. Hay que hacer notar que en éste caso el tanque T-1, queda fuera de servicio, mediante el juego de válvulas, lo que permite un flujo continuo de agua.

Cuando requerimos de una absorción en lugar de aire mandaremos por la alimentación la mezcla de soluto y la substancia a elección, (CO_2 , NH_3); y en ese momento podemos utilizar el tanque T-1, como abtracenador, para llevar a cabo una posible desorción. En caso de que no se desec, se puede mandar la substancia absorbida, directamente al drenaje - mediante el juego de válvulas.

- Fluidos a manejar:

Los fluidos a manejar, son principalmente aire y agua y en caso de absorciones CO_2 y NH_3 Sol. diluidas.

- Servicios a utilizar:

Los servicios fundamentales, son: vapor 1kg/cm^2 , aire y agua de enfriamiento.

- Materiales de construcción:

Para el cuerpo de la torre se utilizará acrílico - transparente de 5mm de espesor.

Para los platos se utilizará hoja de acero inoxidable de 2mm de espesor, 10.075", 14 gauge std. U.S. 1.

- Temperaturas:

El rango de temperaturas utilizado en nuestra torre será de $20-10^\circ\text{C}$, y se recomienda no usar temperaturas más elevadas, debido al material de construcción de nuestra torre.

- Presión:

La presión de operación de nuestra torre será la atmosférica.

-CAP. V. DISEÑO DEL PROTOTIPO.

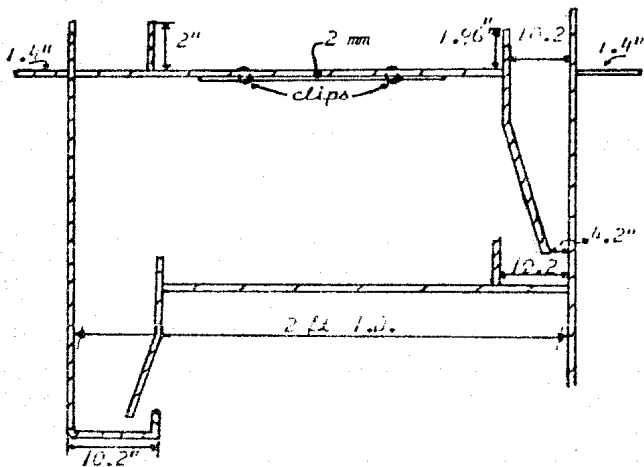
Objetivo del prototipo.

Como ya se discutíó anteriormente, dentro de los objetivos principales de éste diseño, es el de brindar un apoyo didáctico de importancia, a la docencia.

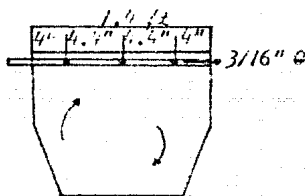
Es decir, el de tener un instrumento que en momento dado nos permita hacer estudios experimentales, así como prácticas en las cuales podamos seguir muy de cerca el comportamiento de los fluidos, dentro de una torre de platos perforados, mediante la observación y la medición directas, de los parámetros de importancia; como pueden ser: la inundación de la torre, el arrastre del líquido en el vapor, el llovizqueo, así como las caídas de presión dentro de la torre, por nombrar algunos de los más importantes.

-Diseño:

Para llevar a cabo el diseño de nuestra torre, tomaremos como base el sistema aire-agua dentro del rango de temperaturas comprendido entre 20 y 40°C. El plato propuesto tendrá las siguientes características:



Detalle del plato



Detalle del bajante

Continuación de la Fig. 1.

El plato deberá tener una distribución en forma de triángulo equilátero, con distancia entre centros de orificio de 12mm y con un diámetro de orificio de 3¹¹/₁₆. El material de construcción será hoja metálica de 2mm de espesor (0.078in, 1¹/₄ gauge std. U.S.) Todo esto se muestra en la fig. 1.

Continuación se procederá a hacer el cálculo de capacidad de la torre y el cálculo hidráulico, haciendo una verificación, sobre inundación, flujo y arrastre.

-Cálculo de la capacidad de la torre.

Sistema aire-aire, 20-40°C, $t = 0.5m$ esp. entre platos.

$$P_{H_2O} = 18 \text{ kg/kmol} \quad P_L = 999.6 \text{ kg/m}^3 \quad G = 70 \text{ din/cm}^2$$

$$P_{H_2} = 29 \text{ kg/kmol} \quad P_G = 1.14 \text{ kg/m}^3$$

$$\text{Para } L/G = 1$$

$$\frac{L'}{G'} \left(\frac{P_G}{P_L} \right)^{0.5} = \frac{1}{G} \frac{P_L}{P_G} \left(\frac{P_G}{P_L} \right)^{0.5} = 1 \times \frac{18}{29} \left(\frac{1.14}{999.6} \right)^{0.5} = 0.021$$

$$\frac{L'}{G'} \left(\frac{P_G}{P_L} \right)^{0.5} = 0.1 \quad \#$$

$$\alpha = 0.0744(0.5) + 0.01173 = 0.0489$$

$$\beta = 0.0304(0.5) + 0.01500 = 0.0302$$

-Cálculo de la constante de inundación C_f .

$$C_f = \left(\alpha \log \frac{1}{(L'/G') (P_G/P_L)^{0.5}} + \beta \right) \left(\frac{G}{G_{cr}} \right)^{0.2}$$

$$C_f = (0.0489 \log \frac{1}{0.1} + 0.0302) \left(\frac{0.70}{0.172} \right)^{0.2} = 0.1016$$

-Cálculo de la velocidad superficial del gas V_f .

$$V_f = C_f \left(\frac{P_L - P_G}{P_G} \right)^{1/2}$$

$$V_f = 0.1016 \left(\frac{999.6 - 1.14}{1.14} \right)^{0.5} = 3 \text{ m/seg} \quad \text{durante la inundación}$$

La velocidad de diseño será 80% de V_f .

$$V = 3 \cdot 0.8 = 2.4 \text{ m/seg}$$

Con un diámetro de 2ft.

$$A_L = \frac{\pi D^2}{4} = \frac{3.14 \times 0.6096^2}{4} = 0.2819 \text{ m}^2$$

$$\# \# A_n = A_L (1 - 0.088) = 0.2662 \text{ m}^2$$

$$Q = A_n V = 0.2662 \times 2.4 = 0.6389 \text{ m}^3/\text{seg}$$

$$q = \frac{Q \times 0.021}{(P_L)^{0.5}} = \frac{0.6389 \times 0.021}{(999.6 - 1.14)^{0.5}} = 0.0005 \text{ m}^3/\text{seg}$$

$$A_d = 0.0088 A_L = 0.0088 \times 0.2662 = 0.0234 \text{ m}^2$$

$$A_a = A_n - 2 A_d = 0.05 A_n = 0.2061 \text{ m}^2$$

de tabla C.2 del Traybal 2a. ed.

de tabla C.1 del Traybal 2a. ed.

Cálculo hidráulico.

Cresta de herradura, h_1 y altura de derramadero h_w ;
Suponiendo $h_1 = 0.06$ m $h_1/T = 0.0076/0.6096 = 0.0125$

$$\left(\frac{w_{eff}}{w}\right)^2 = \left(\frac{T}{w}\right)^2 \left\{ \left[\left(\frac{T}{w}\right)^2 - 1 \right]^{0.5} + \frac{2 h_1}{T} \frac{T}{w} \right\}^2$$

$$\left(\frac{w_{eff}}{w}\right)^2 = \left(\frac{1}{0.7}\right)^2 \left\{ \left[\left(\frac{1}{0.7}\right)^2 - 1 \right]^{0.5} + 2 \times \frac{0.0076}{0.6096} \times \frac{1}{0.7} \right\}^2 = 0.926$$

$$w/w_{eff} = 1.0393 \text{ y } h_1 = 0.66(q/w)(w/w_{eff})^{3/2} = \underline{0.0076 \text{ m}}$$

y $h_w = 0.05$ m por ser el recomendable.

Cálculo de presión en seco h_d ;

$$C_o = 1.04 (d_o/L)^{0.25} = 1.09 (0.0045/0.0021)^{0.25} = 1.33$$

$$A_o/A = 0.9071 (d_o/L)^2 = 0.1275 ; A_o = 0.127 A_a = 0.0263 \text{ m}^2 \text{ area de orificio}$$

Velocidad de orificio V_o ;

$$V_o = Q/A_o = 0.6389/0.0263 = \underline{24.305 \text{ m/seg}}$$

Reynolds de orificio Re_o ;

$$Re_o = d_o V_o \rho / \mu = 0.0045 \times 24.305 \times 1.14 / 1.05 \times 10^{-3} = 6739.71$$

$$h_d = C_o \left[1.40 \left(1.25 \frac{d_o}{h_d} \right) + \frac{4.6}{d_o} + \left(1 - \frac{h_o}{h_d} \right)^2 \right] \frac{V_o \rho G}{2g \gamma L} \quad f = 0.044$$

$$h_d = 1.33 \left[(0.1) 1.25 (0.9871) + 0.078 + (1 - 0.901)^2 \right] (0.0343) = \underline{0.061 \text{ m}}$$

Frente hidráulico h_L ;

$$V_a = Q/a = \frac{0.6389}{3.2061} = 3.1 \text{ m/s} ; \bar{z} = \frac{T h_1}{2} = \frac{0.6096 + 0.71 \cdot 0.091}{2} = \underline{0.518 \text{ m}}$$

$$h_L = 6.1 \times 10 + 0.725 h_w - 0.238 h_w V_a^{0.5} + 1.225 q/\bar{z}$$

$$h_L = 6.1 \times 10 + 0.036 - 0.039 + 1.225 (0.0091) = \underline{0.042 \text{ m}}$$

Cálculo de presión residual h_r ;

$$h_r = \frac{6 \nabla g c}{PL \frac{d_o}{g}} = \frac{6 \times 0.07 \times 1}{999.6 \times 0.0045 \times 9.807} = \underline{0.0095 \text{ m}}$$

$$\underline{h_r = 0.0095 \text{ m}}$$

Tabla n-27 del Cusme

-Caida de presión del gas h_G ;

$$h_G = h_d + h_L + h_{f1}$$

$$h_G = 0.061 + 0.0042 + 0.0015 = 0.0747 \text{ m}$$

- Pérdida a la entrada del gas h_2 :

$$h_2 = \frac{3}{2g} \left(\frac{q}{A_{da}} \right)^2 = \frac{3}{2 \times 9.81} \left(\frac{0.3066}{0.0219} \right)^2 = 0.0001 \text{ m}$$

-Retrceso en el vertedero h_3 :

$$h_3 = h_G + h_2 = 0.0747 + 0.0001 = 0.0748 \text{ m}$$

-Verificación sobre inundación:

$$h_w + h_1 + h_3 \leq L/2 < 0.05/2 < 0.25$$

$$0.05 + 0.0076 + 0.0748 = 0.1324 \text{ m}$$

esto implica que no habrá inundación.

-Velocidad de Möniqueo:

$$V_{w0} = 0.227 \frac{\sqrt{g}}{\sqrt{H}} \left(\frac{H}{g \rho L^3} \right)^{0.377} \left(\frac{\rho_l}{\rho_g} \right)^{0.198} \left(\frac{P_{na}}{P_{at}} \right)^{2.2} \left(\frac{Z}{L} \right)^{0.724}$$

Para $W/T = 0.7$ el derramadero se colocará a 0.3562 m
del centro de la torre. $Z = 210.2171 = 0.4343$

$$V_{w0} = 0.0229 \times 0.07 (8.35)^{0.377} (0.444)^{0.198} (6.14 \times 10^{-1})^{2.2} =$$

$$\underline{V_{w0} = 8.9 \text{ m/s}}$$

Esto quiere decir, que el plato no presentará un Möniqueo excesivo, hasta que la velocidad del gas a través de los orificios, (V_0), se reduzca a este valor.

-Arrastre:

$$W/V_f = 0.8 ; L^3/G^3 (\rho_G/PL)^{0.8} = 0.0216 \quad E = 0.10$$

La realimentación del líquido resultante es tan pequeña que no modifica apreciablemente la hidráulica de del plato. En la tabla (1) se hace un resumen de los datos obtenidos para distintas relaciones de L/G .

Tabla 6.1 del Trowal 2ed.

Tab. 6.17 del Trowbat 2ed.

	L/G 1	L/G 2	L/G 3
γ	12 MM	12 MM	12 MM
ρ_D	3/16	3/16	3/16
A_1	.2310 M ²	.2310 M ²	.2310 M ²
Q_1	.2552 M ³	.2552 M ³	.2552 M ³
Q_A	.225 M ³	.225 M ³	.225 M ³
A_3	.0253 M ²	.0253 M ²	.0253 M ²
Q_3	.0095 M ³	.0095 M ³	.0095 M ³
Q_L	.0095 M ³	.0095 M ³	.0095 M ³
H_1	.0076 M	.0076 M	.0076 M
H_M	.05 M	.05 M	.05 M
H_D	.041 M	.041 M	.041 M
V_D	24.3 M ³ /S	24.3 M ³ /S	24.3 M ³ /S
V_W	8.9 M ³ /S	8.9 M ³ /S	8.9 M ³ /S
H_L	.0042 M	.0042 M	.0042 M
H_3	.0095 M	.0095 M	.0095 M
H_5	.0040 M	.0040 M	.0040 M
H_2	.0081 M	.0081 M	.0081 M
H_4	.0045 M	.0045 M	.0045 M
Z	.021	.041	.085
I	0.10	0.05	0.22

TABLA 1. TABULACION DE RESULTADOS OBTENIDOS
PARA DISTINTAS RELACIONES L/G

-Cálculo de la bomba:

Con $q = 0.0005 \text{ m}^3/\text{s}$ y una velocidad recomendable de 5 ft/s obtenemos un diámetro recomendable para tubería de acero Led. 40, de 3/4". Desarrollando ahora nuestro balance de Bernoulli se tiene lo siguiente:

$$\frac{144}{\rho} (P_1 - P_2) = (Z_2 - Z_1) + H_L \quad ; \quad H_L = \frac{0.00259 \text{ Kg}^2}{d^5}$$

-Calculando los sucesivos.

Con'o de 90°	$K_1 = 30 \text{ ft}$	$d = 3/4" = 0.824 \text{ in}$
Val comp.	$K_2 = 8 \text{ ft}$	$Re = \frac{123.9 \times 0.824 \times 5 \times 62.30}{0.95} = 33,478.6$
Tubería	$K_3 = f L/D$	$f = 0.029$
Salida	$K_4 = 1$	

#ft = 0.025

Val Check $K_5 = \frac{600 \times 0.025 + 7519 [(0.5(1 - 0.56) + (1 - 0.56)^2)]}{0.324^2} = 15.31$

$K_1 = 30 \times 0.025 \times 4 = 3$

$K_2 = 8 \times 0.025 \times 2 = 0.4$

$K_3 = 1 \times 2 = 2$

$K_4 = \frac{0.029 \times 10 \times 1^2}{0.324} = 4.22$

Placas de orificio
 $B = \frac{d_1}{d_2} = \frac{0.622}{0.824} = 0.7519, C = 68$

$K = \frac{1 - 0.7519^2}{0.68 - 0.75} = 2.9 \times 2 = 5.99$

$K_{\text{total}} = 3 + 0.4 + 2 + 4.22 + 15.31 + 5.99 = 30.92$

$q = 0.0005 \text{ m}^3/\text{seg} = 7.92 \text{ gal/min}$

$H_L = \frac{0.00259 \text{ Kg}^2}{d^5} = \frac{0.00259 \times 30.92 \times 7.92^2}{0.824^4} = 10.89 \text{ ft}$

$H = 10 \text{ ft} - 10.89 \text{ ft} = 20.89 \text{ ft}$

$b \text{ Hp} = \frac{q \times H \times \rho}{247000 \times h}$

$b \text{ Hp} = \frac{7.92 \times 20.89 \times 62.305}{247000 \times 0.70} = 0.05 \text{ Hp}$

Lo que nos indica que se requerirá de una bomba de 0.05 Hp.

Crave 1-2

-Diseño del tanque T - 1

Este tanque es opcional, y se puede utilizar en el caso de que se desee trabajar con una desorción.

Como el sistema va a manejar un flujo de líquido de $0.0005 \text{ m}^3/\text{s}$ y necesito tener un tiempo de residencia que permita la estabilización de las condiciones del proceso, lo calcularemos para un tiempo de 30 min.

$$0.0005 \text{ m}^3/\text{s} \times 60 \text{ s/min} \times 30 \text{ min} \times 1.2 \text{ diseño} = \underline{1.08 \text{ m}^3}$$

Si propongo una altura de 1.4 m.

$$V = \pi R^2 h ; R = \sqrt{\frac{V}{\pi h}} = \sqrt{\frac{1.08}{\pi \times 1.4}} = 0.4955 \text{ m}$$

$$D = 1 \text{ m}$$

Por lo que las dimensiones de nuestro tanque serán:

$$V = 1.08 \text{ m}^3$$

$$h = 1.4 \text{ m}$$

$$D = 1 \text{ m}$$

Como se puede ver en la fig. 1.

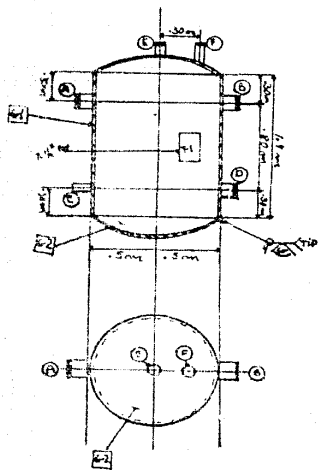


DIAGRAMA TANQUE T-1.

TABLA DE BOQUILLAS.

BOQUILLA	LARGO	ESP.	MAT.	DESCR.	DESCRIPCION
A	1	40	AL	2.7	INDICADOR DE NIVEL
B	1	40	AL	2.7	INDICADOR DE NIVEL
C	1	40	AL	2.7	INDICADOR DE NIVEL
D	1	40	AL	2.7	INDICADOR DE NIVEL
E	1	40	AL	2.7	INDICADOR DE NIVEL
F	1	40	AL	2.7	INDICADOR DE NIVEL

TABLA DE MATERIALES

BOQUILLA	LARGO	ESP.	MAT.	MATERIAL	DESCRIPCION
A-1	1	40	AL	1/4" ESP. 2.7	ANILLO
A-2	1	40	AL	1/4" ESP. 2.7	ANILLO
A-3	1	40	AL	1/4" ESP. 2.7	ANILLO
A-4	1	40	AL	1/4" ESP. 2.7	ANILLO
A-5	1	40	AL	1/4" ESP. 2.7	ANILLO
A-6	1	40	AL	1/4" ESP. 2.7	ANILLO
A-7	1	40	AL	1/4" ESP. 2.7	ANILLO
A-8	1	40	AL	1/4" ESP. 2.7	ANILLO
A-9	1	40	AL	1/4" ESP. 2.7	ANILLO
A-10	1	40	AL	1/4" ESP. 2.7	ANILLO
A-11	1	40	AL	1/4" ESP. 2.7	ANILLO

FIG. 1.

ESTA TESIS NO DEBE
SALIR DE LA BIBLIOTECA

-Tubería de aire:

Se propone un diámetro de tubería de 2.5", y se checa con el nomograma 3-19 del Crane donde tenemos el flujo másico contra la viscosidad y el diámetro;

$$1.95 \frac{\text{ft}^3}{\text{s}} = 1.14 \text{ kg/m}^3 / 1.26 \times 10^{-4} = 17,619 \text{ lb/hr}$$

$$\mu = 0.0185 \text{ cp}$$

Con estos datos vemos en el nomograma que efectivamente el diámetro de tubería recomendado es de 2.5" de diámetro cédula 40.

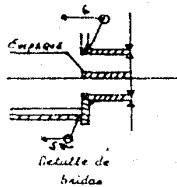
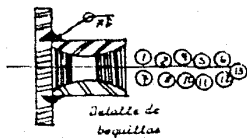
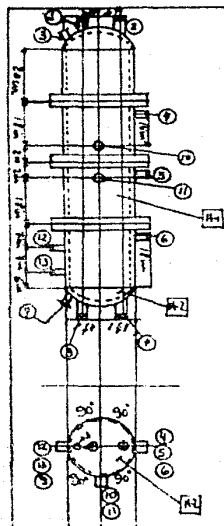


TABLA DE BOQUILLAS.

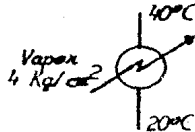
MARCA	CANT.	CEL.	MAT.	DIAM.	SERVICIO
1	1	44	AL	3/4"	ENTRADA DE LIQUIDO
2	1	44	AL	3/4"	VALVULA DE AIRE
3	1	44	AL	1/2"	VALVULA DE SEGURIDAD
4	1	44	AL	1/2"	TOMA DE MUESTRA
5	1	44	AL	1/2"	TOMA DE MUESTRA
6	1	44	AL	1/2"	TOMA DE MUESTRA
7	1	44	AL	3/4"	ENTRADA DE AIRE
8	1	44	AL	3/4"	VALVULA DE LIQUIDO
9	1	44	AL	1/2"	VENTANA
10	1	44	AL	1/2"	INT. MANOMETRO DIFERENCIAL
11	1	44	AL	1/2"	INT. MANOMETRO DIFERENCIAL
12	1	44	AL	1/2"	VISOR DE NIVEL
13	1	44	AL	1/2"	VISOR DE NIVEL
14	1	44	AL	1/2"	VISOR DE NIVEL

TABLA DE MATERIALES

MARCA	MATERIAS	ESPECIFICACIONES
#1	ACERADO SIN EST.	ANCLAJENTE DE TORRE
#2	ESTRUC. AL. EST. 12.	BONDO DE TORRE

DIAGRAMA TORRE DA-1

-Diseño del intercambiador E.A - 1.



$$T1 = 68^{\circ}\text{F}, T2 = 104^{\circ}\text{F}, q = 0.0005 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$\bar{T} = \frac{104 + 68}{2} = 86^{\circ}\text{F}$$

$$W_{H_2O} = 5 \times 10^{-4} \times 999.6 \times 111.26 \times 10^{-4}$$

$$W_{H_2O} = 3966.66 \text{ lb/hr}$$

-Balance de Energía:

$$Q = \dot{m} c_p \Delta T = 3,966.66 \times 1 \times (104 - 68) = 142,799.76 \text{ Btu/hr}$$

-Vapores:

$$P_{\text{vap}} = 4 \text{ Kg/cm}^2 = 57 \text{ lb/in}^2, c_p \text{ vapor } 289.16 \text{ Btu/lb}^{\circ}\text{F} = 1.1 \frac{\text{Btu}}{\text{lb}^{\circ}\text{F}}$$

$$w = \frac{Q}{c_p \Delta T} = \frac{142,799.76}{1.1 \times 289.16} = 448.94 \text{ lb/in}$$

-Dentro del tubo (Aguá):

$$v = 5 \text{ ft/s}, \rho = 62.4 \text{ lb/ft}^3, \mu = 1.57 \text{ lb-ft/hr}, k = 0.356$$

$$A_f = W/Pv = 3966.66 / (62.4 \times 5 \times 3600) = 3.5 \times 10^{-3} \text{ in}^2$$

de tabla 1 Kern

$$1/8'' \begin{cases} D_i = 0.269 \text{ in} \\ A_f = 0.058 \text{ in}^2 \\ A_o = 0.106 \text{ in}^2 \\ D_E = 0.405 \text{ in} \end{cases} \begin{cases} A_{Ext} = \frac{\pi D_E^2}{4} \\ A_{Ext} = \frac{\pi \times (0.405)^2}{4} = 0.128 \text{ in}^2 \end{cases}$$

$$G = w/A_f = 3966.66 / 0.0035 = 1.133 \times 10^6 \text{ lb/ft}^2\text{hr}$$

$$Re = \frac{D_i G}{\mu} = \frac{0.0224 \times 1.133 \times 10^6}{1.57} = 141,391.08$$

$$h_i = \frac{k}{D_i} (0.0271 Re)^{0.4} (c_p \mu / k)^{0.5}$$

$$h_i = \frac{0.356}{0.0224} \times 0.027 \times 141,391.08^{0.4} \times 11.57412^{0.5} = 2,047.68$$

$$h_o = \frac{F}{T} = 56.8 = 1177$$

$T = 289.16$

$$h_{io} = \frac{h_i \cdot U_i}{D_o} = \frac{2047.66 \times 0.209}{0.205} = 1300.64$$

$$U_o = \frac{h_{io} \times h_o}{h_o + h_{io}} = \frac{1300.64 \times 1177}{1300.64 + 1177} = 630.6, \quad R_D = 0.001$$

$$U_D = \frac{1}{1177(0.001) + R_D} = \frac{1}{1177(0.001) + 0.001} = 386.72$$

El U_D recomendable para este caso oscila entre 200 y 700, por lo que podemos decir que nuestro U_D corresponde al sistema.

-Cálculo de LMTD y L i.

$$LMTD = \frac{T_2 - T_1}{\ln \left(\frac{221.6 - 185.66}{221.6 - 105} \right)} = \frac{221.6 - 185.66}{\ln \left(\frac{221.6 - 185.66}{221.6 - 105} \right)} = 203.1 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$A = \frac{Q}{U_D LMTD} = \frac{142,799.76}{386.72 \times 203.1} = 1.818 \text{ ft}^2$$

$$L = A / A_o = 1.818 / 0.106 = \underline{17.15 \text{ ft}}$$

Como cada horquilla se fabrica con 20 ft de tubería requeriremos entonces, de una sola horquilla de 20 ft de largo con 1.8" de diámetro, como se puede apreciar en la fig. una 2.

R_D , de la tabla 8 del Kern.

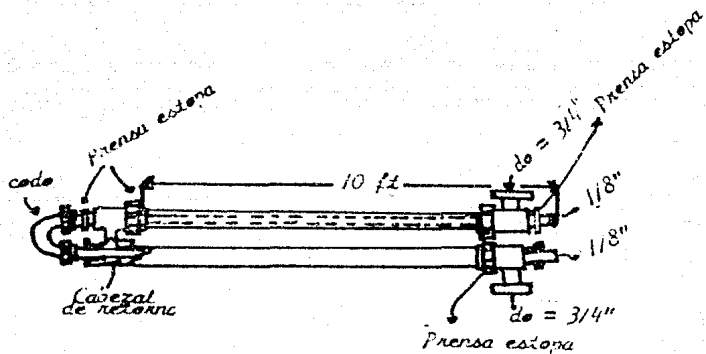


Fig. 2. Dimensionamiento del int. recambiator.

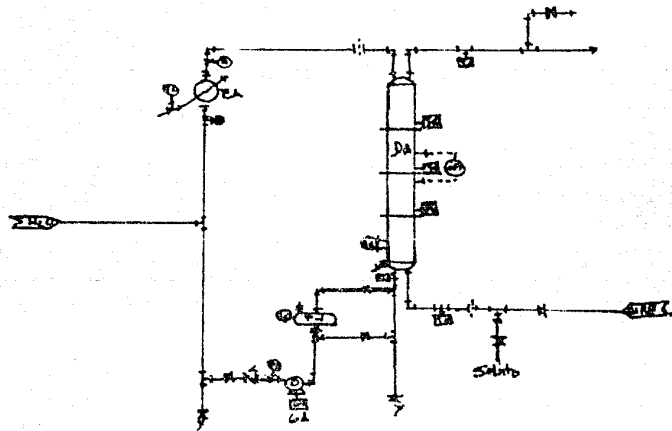


DIAGRAMA DE TURBINA
Y ASISTENTES

DA- Columna de Platos, TI - Tanque
CA- Bomba, EA- Intercambiador

Lista de materiales.

-Cuerpo de la torre.

8.5 ft. acrílico de 2ft D.1. 5mm de espesor.

2 domos de acrílico 2ft D.1. 5mm de espesor altura 10cm.

5" tubo de acrílico 3/4" para boquillas.

5" tubo de acrílico 2" para boquillas.

10" tubo de acrílico 1/2" para boquillas.

5" tubo de acrílico 1/4" para boquillas.

1 placa de acero inoxidable 14 gauge Std. U.S. de .078"

de espesor de 8" X 3" de ancho para cuerpo de platos.

25 tornillos con tuercas de 1/4" para las bridas, de
acero inoxidable.

1/2 Litro de pegamento epóxico especial para acrílico.

-Tubería.

30 Ft de tubería 3/4" STD. CED. 10. acero inoxidable.

30 Ft de tubería 2.5" STD. CED. 40. acero inoxidable.

4 codos de 90° de 3/4" acero inoxidable.

6 T de 3/4" acero inoxidable.

4 tuercas unión de 3/4" acero inoxidable.

1 válvula de globo oaierto plano 3/4"

7 válvulas de compuerta 3/4"

3 codos de 90° de 2.5" acero inoxidable.

4 T de 2.5" de acero inoxidable.

3 válvulas de compuerta 2.5".

20ft de tubería STD. L.E.D 40. acero inoxidable de 1/8".

20ft de chaqueta de 1/8" de fibra de vidrio.

3 juegos de bridas de collar acero inoxidable de 2ft de diámetro interior.

Un tanque ó tinaco de acero inoxidable con capacidad de 1200 lts.

-Bomba.

Una bomba para agua de 1/16 Hp marca murora, con pedestal mounted G.P.F. modelo 324 A, Motor frame 48, de 1750 RPM, con voltaje 220/220 v amperaje 311.5 ± 40°C.

-Instrumentación.

2 termómetros bimetalicos Cole-Palmer, carátula 2" escala de 0-100°C y divisiones de un grado. \$ 18.75 U.S.

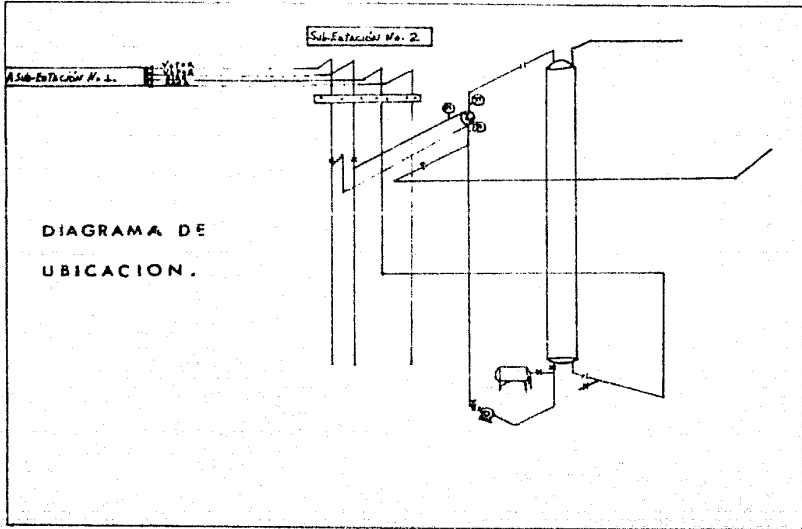
1 manómetro heiron de Infra, carátula de 3", escala de 0-7 kg/cm², división de escala de .5 en .5.

1 manómetro inclinado marca Dineyer, escala de 0-4" de agua, división de escala .2, la presión máxima es de

690 KPa y temperatura máxima 65°C .

1 Psicrómetro digital Cole-Palmer, lee humedad relativa de 0-100% con una precisión de más menos .5%

Su número de catálogo es C-3311-20 . \$ 473.00 U.S.



- GAF VI. APLICACIONES EXPERIMENTALES.

Dentro de las aplicaciones de este diseño, se proponen las siguientes prácticas experimentales, con el objeto de tener una visión más amplia de las cualidades funcionales de éste y tener un panorama más amplio en cuanto a fenómenos de transferencia de masa se refiere.

1.- Determinación del coeficiente individual de transferencia de masa a través de la fase gaseosa en una columna de platos perforados.

-Descripción:

Se utiliza una columna de platos perforados, para determinar el coeficiente de transferencia de masa (individual), a través de la fase gaseosa, para el sistema aire-agua.

-Equipo necesario:

Para la determinación de K_y se necesita;

- a) Compresor de aire.
- b) Manómetro diferencial inclinado.
- c) Sícronómetro.
- d) Termómetros bimetalicos para entrada y salida de agua.
- e) Cronómetro.

-Teoría :

Cuando ponemos en contacto un caudal dado de aire, de humedad conocida, con una película de agua a cierta temperatura, (por consiguiente a una presión de saturación conocida), se produce el paso de agua en forma de vapor hacia el aire; el caudal transferido puede determinarse midiendo la humedad del aire a la salida. El caudal de vapor que se difunde através de la película gaseosa viene dado por:

$$NA \text{ (mol.Kg/hr)} = K_g \cdot A \cdot (\Delta p_m)$$

donde K_g = coeficiente individual del gas, moles Kg de vapor transferido (hr m^2 atm).

-Procedimiento:

Se comienza a alimentar agua por la parte superior de la columna a un flujo conocido.

Se inicia el primer experimento con el caudal mínimo de aire, esperando 15 minutos, para que nuestro régimen se vuelva estable; en ese momento se mide la humedad del aire a la entrada y a la salida.

Se repite el experimento otras tres veces, variarlo

Los flujos de gas; a partir de éstos datos, se leen presiones parciales en el diagrama psicrométrico. Análogamente se leen las temperaturas a la entrada y salida de agua y su caudal. Las presiones de saturación del vapor de agua se calculan a éstas temperaturas en tablas de presión de vapor.

Con todos estos datos, podemos irnos directamente a la ecuación 11, del cap. 3

$$G(N_2)_0 \int_{Y_{N_2}}^{Y_{N_2}^*} dY_{N_2} / (Y_{N_2} - Y_{N_2}^*) = K_g a P \Delta T_m \quad (11)$$
 para definir el número de unidades de transferencia de masa.

2.- Determinación de coeficientes de transferencia de masa a través de la fase líquida en procesos de absorción controlados en dicha fase.

Procedimiento:

En primer lugar se determinó el coeficiente de absorción de CO_2 en agua. En éste caso la fase ascendente estará constituida por la mezcla aire- O_2 .

A la salida del gas obtendremos una muestra del gas para ser analizado en un aparato Orsat. La disolución agua- CO_2 se recogerá en el tanque T-1 de—

donde se toma una muestra, para ser analizada en un refractómetro.

Una vez que el sistema ha alcanzado el estado estable se procederá a hacer el cálculo del coeficiente individual de transferencia de masa a través de la fase líquida, haciendo la suposición que la fase líquida se encuentra perfectamente mezclada, por lo que podremos utilizar la ecuación 7 del capítulo 3.

$$1/K_L = 1/HK_g = 1/Hk_y + 1/k_L \quad \text{--- (7)} \quad \text{y:}$$

$$1/K_g = 1/h_g + H/k_L \quad \text{--- (6)}$$

- CAP. VII. CONCLUSIONES.

Según los datos obtenidos en el cálculo hidráulico de la torre, así como las demás consideraciones, se puede concluir que la torre deberá obedecer al diseño, es decir que tendrá que funcionar perfectamente bajo las condiciones de operación para las que fue creada.

Por otro lado se concluye que cumplirá con el objetivo de ser un apoyo de gran fuerza en la enseñanza de sips dialéctico, debido a las características especiales de construcción.

En el capítulo anterior, se hace mención a algunas aplicaciones experimentales, esto no quiere decir que sean las únicas, dada la facilidad en el manejo y operación, se pueden encontrar muchísimas aplicaciones más; sobre todo cuando se intenta hacer algún estudio a nivel laboratorio, que es una de las razones principales de este trabajo.

En cuanto a mantenimiento se refiere, éste será muy bajo, ya que el equipo no tiene requerimientos es-

peciales, ni manejará sustancias corrosivas; además se manejará en condiciones de presión y temperatura estándar.

En lo referente a costo de construcción, éste es muy bajo, ya que para llevarlo a cabo la mayoría de materiales son de fácil acceso.

Todo lo anterior nos lleva a concluir que se cumplen todos los objetivos expresos al inicio de este trabajo.

-bibliografía ;

- 1.- CRANE.
Flow of fluids.
Technical Paper # 410
1976.
- 2.- A.E. FOIST.
Principios de operaciones unitarias.
C.E.C.S.A.
Méx. 1982.
- 3.- DONALD R. KERN.
Procesos de transferencia de calor.
C.E.C.S.A.
Méx. 1979.
- 4.- C.J. KING.
Procesos de separación.
Ed. Reverté.
Madrid. 1980.
- 5.- E. L. LUG.
Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants.
Baton Rouge.
Louisiana. 1979.
- 6.- McCabe
Unit Operations of Chemical Engineering.
3a Ed. McGraw Hill.
U.S.A. 1976.
- 7.- F. MCYNEIK.
Ejercicios de laboratorio de Ing. Química.
Ed. Blume.
Madrid. 1964.
- 8.- PERRY & CHITON.
Chemical Engineers Handbook.
McGraw Hill. 3a Ed.
U.S.A. 1978.

9.- RASE & BARROW.
Ingeniería de proyecto para plantas de proceso.
C.E.C.S.A.
Méx. 1961.

10.- R.E. TREYSAL.
Operaciones de transferencia de masa.
McGraw Hill. 2a. ed.
Méx. 1960.

11.- WILTY W. WILSON.
Fundamentals of momentum heat & mass transfer.
Wiley Int. editions. 2a. ed.
U.S.A. 1976.

-Artículos consultados:

1.- Dr. Ing. R. BILLET.
Some aspects of the choice of distillation Eq.
Symposium series. # 32
LONDON. 1969.

2.- J.K. CARPENTER.
Continuous fractionating Columns for pilot plants.
Industrial and Engineering Ch.
U.S.A. 1950.

3.- H.B. FLEATSKH.
Distillation distributor design.
Hydrocarbon Processing.
U.S.A. Oct. 1977.

4.- U.P. KESSLER.
Distillation Design.
Chemical Engineering.
sept. 76. 1968.

5.- H.Z. KISTER.
Mechanical requirements for sieve & valve trays.
C.E. Refresher.
Sept. 1967.

6.- A. SCHUBTLE.
Gas liquid Mass Transfer in Bubble Column.
AIChE J.
Nov. 1987.

7.- H. J. THOMAS.
Hydraulic Studies in Sieve Trays Columns.
Ind. Eng. Chem. Process. DES.
1978.

8.- F. R. I.
Sieve Tray Experimental Data.
vols. 1 y 2.