

300618

16  
29



**UNIVERSIDAD LA SALLE**

**ESCUELA DE QUIMICA**

**INCORPORADA A LA U.N.A.M.**

**CONSTRUCCION DE UNA TORRE DE PAREDES MOJADAS  
PARA EL LABORATORIO DE TRANSFERENCIA DE MASA**

**TESIS PROFESIONAL**

**QUE PARA OBTENER EL TITULO DE  
INGENIERO QUIMICO**

**P R E S E N T A**

**MAURA NORMA MARGARITA PRIETO ROMERO**

**DIRECTOR DE TESIS:**

**M. C. ANTONIO VALIENTE BARDERAS**



**MEXICO, D. F.**

**1990**



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.

# C O N T E N I D O

Capítulo I	Pags.
1. INTRODUCCION	4
<b>Capítulo II</b>	<b>Pags.</b>
2. GENERALIDADES SOBRE TORRES DE PARED MOJADA.	6
2.1. Transferencia de masa o difusión para mezclas.	7
2.2. Coeficientes de difusión para gases y líquidos.	8
2.3. Transferencia de masa en una interfase.	14
2.4. Transferencia convectiva de masa.	17
2.5. Análisis dimensional de transferencia convectiva de masa.	18
2.6. Capa límite.	19
2.7. Analogías de transferencia de masa, energía y momentum.	20
2.8. Analogía de Reynolds.	20
2.9. Analogía de Chilton Colburn.	21
<b>Capítulo III</b>	<b>Pags.</b>
3. DISEÑO DE LA TORRE.	24
3.1. Generalidades sobre torres de pared mojada.	24
3.2. Trabajos realizados sobre torres de pared mojada.	25
3.2.1. Guillard and Sherwood.	25
3.2.2. Chilton & Colburn.	26
3.2.3. Cairns & Roper.	27
3.3. Datos y criterios sobre el diseño de la Torre.	29
3.4. Descripción de la Torre de paredes húmedas.	33
3.5. Costo de la Torre de paredes húmedas.	36
<b>Capítulo IV</b>	<b>Pags.</b>
4. EXPERIMENTACION EN LA TORRE DE PARED HUMEDA.	38
4.1. Experimentación.	38
4.2. Técnica de operación y toma de datos.	41
4.3. Datos requeridos para el procedimiento de cálculo.	42
4.4. Resultados obtenidos.	44
4.5. Tratamiento de los datos.	44
4.6. Lista de variables empleadas en la secuencia de cálculo.	44
4.7. Listado de la secuencia de cálculo.	46
4.8. Desglose del procedimiento de cálculo.	47
4.8.1. Datos experimentales que pertenecen a la corrida No. 10.	47
4.8.2. Datos constantes.	47
4.8.3. Datos leídos de la Carta Psicrométrica Apéndice 1.	47
4.8.4. Presión parcial en la interfase.	47
4.8.5. Presión parcial del agua en el aire a la entrada (1) y salida (2) de la Torre.	48
4.8.6. Promedio logarítmico de la fuerza impulsora a la entrada y salida de la Torre.	48

Continuación	Pags.
4.8.7. Flujo volumétrico del aire entrante $G_1$ , ( $m^3/hr$ ).	48
4.8.8. Volúmen húmedo que ocupa un kilogramo de aire seco, más la humedad que lo acompaña.	49
4.8.9. Flujo másico, $N_1$ ( $kg\ mol\ H_2O/hr$ ).	49
4.8.10. Espesor de película.	49
4.8.11. Area de interfase.	50
4.8.12. Coeficiente individual experimental del lado del gas.	50
4.8.13. Area por donde pasa el aire $A_A$ .	50
4.8.14. Velocidad del aire.	51
4.8.15. Diámetro equivalente.	51
4.8.16. Número de Reynolds.	51
4.8.17. Coeficiente de difusión del agua en aire.	51
4.8.18. Número de Schmidt = $Sc$ .	52
4.8.19. Número de Sherwood = $Sh$ .	53
4.8.20. Coeficiente individual teórico del lado del gas, $k_g$ .	53
4.8.21. Comparación de coeficientes individuales, de concentración y de presión.	53
Capítulo V	Pags.
5. DISEÑO DE LA PRACTICA	55
5.1. Objetivos.	55
5.2. Fundamentos teóricos.	55
5.3. Descripción del equipo.	60
5.4. Técnica de operación.	60
5.5. Trabajo posterior a la realización de la práctica.	61
5.6. Questionario.	62
5.7. Bibliografía para el desarrollo de la práctica.	62
Capítulo VI	Pags.
6. RECOMENDACIONES Y CONCLUSIONES	64
6.1. Recomendaciones.	64
6.2. Conclusiones.	64
Figuras	Pags.
2-1 Esquemático de la celda de Arnold.	11
2-2 Celda de Arnold.	11
2-3 Gradientes de concentración entre dos fases en contacto.	14
2-4 Composiciones interfaciales tal como lo predice la Teoría de las Resistencias.	15
3-1 Esquema del aparato experimental de Cairns & Roper.	27
3-2 Fotografías de la Torre de paredes húmedas.	34
3-3 Dibujo isométrico de la Torre de paredes húmedas.	35
4-1 Diagrama de tubería de la Torre de paredes húmedas.	39
4-2 Figura de la Torre de paredes húmedas.	40

**Continuación****Pags.**

- |   |    |
|---|----|
| 5-1 Figura de la Torre de paredes húmedas.              | 58 |
| 5-2 Diagrama de tubería de la Torre de paredes húmedas. | 59 |

**Apéndices****Pags.**

- |  |    |
|--|----|
| 1.- Carta Psicrométrica.                                       | 66 |
| 2.- Procedimiento de calibración del indicador de temperatura. | 67 |
| 3.- Bibliografía.  | 69 |

## CAPITULO I

## INTRODUCCIÓN

## CAPITULO I

### 1. INTRODUCCION

El trabajo presentado en la presente tesis se basa en la "Construcción de una Torre de paredes mojadas para el laboratorio de transferencia de masa", ubicado en la Escuela de Química de la Universidad La Salle.

Una torre o columna de paredes húmedas se constituye de una película delgada de líquido que desciende por el interior de un tubo vertical, con el gas que fluye a contracorriente o a corriente paralela. Estos aparatos se han utilizado para estudios teóricos de transferencia de masa, debido a que la superficie interfacial entre las fases se mantiene fácilmente bajo control y puede medirse. Industrialmente se han utilizado como absorbedores para ácido clorhídrico en donde la absorción va acompañada por una gran evolución de calor. En este caso la Torre de paredes mojadas está rodeada por agua fría que fluye rápidamente.

Los aparatos de varios tubos también se han utilizado para la destilación, en aquellos casos en que la película del líquido, se genera en la parte superior por condensación parcial del vapor. La caída de presión del gas en estas torres es probablemente menor que en cualquier otro aparato de contacto gas-líquido, para un conjunto dado de condiciones de operación.

El fin de la presente tesis es el de aportar al Laboratorio de Transferencia de Masa de la Universidad La Salle un equipo para el estudio de los coeficientes de transferencia de masa. Para lograr la confrontación de la teoría con la práctica y cuando esta confrontación es llevada con las mediciones e interpretaciones de resultados adecuados ilustrará más las leyendas básicas y los principios de Ingeniería, con los que el estudiante se ha ido identificando en las aulas.

Este sencillo equipo de laboratorio no es ningún modelo a escala de equipo industrial, sin embargo ilustra y facilita en forma clara y accesible los estudios de transferencia de masa a realizarse. Por lo que las prácticas de laboratorio pueden llevarse a cabo en un tiempo razonable y con una cantidad de pruebas reducidas.

Pero lo más importante es que este equipo da pie a futuras modificaciones que permitan al estudiante de la carrera de Ingeniería Química hacer estudios comparativos.

Es decir haciendo adaptaciones para emplear otros sistemas diferentes al aire-agua, cambiando los diámetros de la columna o torre, utilizando aislamiento, para estudiar las pérdidas de calor, implementar un intercambiador de calor usar recirculación, etc.

## **CAPITULO II**

**GENERALIDADES SOBRE TORRES DE  
PARED HOJADA**



## CAPITULO II

### 2. GENERALIDADES SOBRE TORRES DE PARED MOJADAS

#### 2.1 Transferencia de masa o difusión para mezclas.

La transferencia de un constituyente de una región de alta concentración a una de baja concentración se llama transferencia de masa.

La transferencia de masa juega un papel muy importante en muchos procesos industriales, como ejemplo tenemos la remoción de materiales contaminantes de las corrientes de descarga de los gases de agua contaminada, la difusión de neutrones dentro de los reactores nucleares, la difusión de sustancias dentro de los poros de carbón activado y el acondicionamiento de aire, son ejemplos típicos.

El mecanismo de transferencia de masa depende de la dinámica del sistema en el que se lleva a cabo.

La difusión puede ser definida como un movimiento bajo la influencia de un estímulo físico, de un componente individual a través de una mezcla. La causa más común de difusión es un gradiente de concentración del componente difusivo. El gradiente de concentración tiende a mover el componente en tal dirección de manera ecualizada de concentraciones y destruir el gradiente. En la difusión molecular se trabaja con el movimiento de las moléculas individuales a través de una sustancia debido a su energía térmica, es el mecanismo de transferencia de masa en fluidos estancados ó en fluidos que se están moviendo únicamente mediante flujo laminar, aún cuando siempre está presente en el fluido turbulento muy intenso.

En conclusión, la fuerza motriz real para la difusión es la actividad ó potencial químico y no la concentración. En procesos de varias fases generalmente se trata con procesos de difusión, en cada una de las fases por separado y dentro de una fase generalmente son descritos en función de lo que se observa fácilmente, esto es, de los cambios de concentración.

Como la rapidez de transferencia puede describirse adecuadamente en función del flujo molar, o moles  $(\text{tiempo})(\text{área})$  ya que el área que se mide en una dirección normal a la difusión. Surge entonces la necesidad de definir que un flux indica el flujo de una cantidad por unidad de área, por ejemplo flux molar  $(\text{mol}/(\text{tiempo})(\text{área}))$ . Utilizando dos fluxes para describir el movimiento de un componente:  $N$ , el flux relacionado con un lugar fijo en el espacio, y  $J$ , el flux de un compuesto con relación a la velocidad molar promedio de todos los componentes.

Así la difusividad promedio o coeficiente de difusión,  $D_{AB}$  de un componente A en solución en B que es una medida de la movilidad de difusión, se define como la relación de su flux  $J_A$  y su gradiente de concentración,

$$J_A = -DAB \frac{\delta C_A}{\delta z} = -CDAB \frac{\delta X_A}{\delta z}$$

(2-1)

que es la primera Ley de Fick, en este caso para la dirección z. El signo negativo hace hincapié que la difusión ocurre en el sentido del decremento en concentración.

## 2.2 Coeficientes de difusión para gases y líquidos.

Para sistemas gaseosos binarios a baja presión, el método de Hirschfelder, basado en la teoría cinética de los gases, da excelentes resultados.

$$D_{12} = \frac{0.001858T^{3/2} \sqrt{\frac{M_1 + M_2}{M_1 M_2}}}{P \sigma_{12}^2 \Omega_D} \quad (2-2)$$

$D_{12}$ =Difusividad del componente 1 en una mezcla de la 2,  $\text{cm}^2/\text{seg}$ .

$T$ =Temperatura absoluta, K.

$M_1$ =Peso molecular de 1.

$M_2$ =Peso molecular de 2.

$P$ =Presión total en atm.

$\sigma_{12} = 1/2(\sigma_1 + \sigma_2)$  donde  $\sigma_1$  y  $\sigma_2$  son los diámetros de colisión de 1 y 2, respectivamente en angstrom.

$\Omega_D$ =Colisión integral para la difusión obtenida de la tabla I como una función de  $KT/\epsilon_{12}$ .

$\epsilon_{12} = (\epsilon_1 + \epsilon_2)^{0.5}$

Tabla I  
Colisión integral de difusión.

$KT/\epsilon$	$\Omega_D$	$KT/\epsilon$	$\Omega_D$	$KT/\epsilon$	$\Omega_D$
0.30	2.002	1.55	1.182	3.6	0.8038
0.35	2.476	1.60	1.167	3.7	0.8099
0.40	2.318	1.65	1.153	3.8	0.8142
0.45	2.184	1.70	1.140	3.9	0.8188
0.50	2.066	1.75	1.128	4.0	0.8236
0.55	1.966	1.80	1.116	4.1	0.8286
0.60	1.877	1.85	1.105	4.2	0.8340
0.65	1.798	1.90	1.094	4.3	0.8394
0.70	1.729	1.95	1.084	4.4	0.8452
0.75	1.667	2.00	1.075	4.5	0.8510
0.80	1.612	2.1	1.057	4.6	0.8568
0.85	1.562	2.2	1.041	4.7	0.8630
0.90	1.517	2.3	1.026	4.8	0.8692
0.95	1.476	2.4	1.012	4.9	0.8756
1.00	1.439	2.5	0.9996	5.0	0.8822
1.05	1.406	2.6	0.9878	6	0.8124
1.10	1.375	2.7	0.9770	7	0.7896
1.15	1.346	2.8	0.9672	8	0.7712

KT/c	$\sigma$	KT/c	$\sigma$	KT/c	$\sigma$
1.20	1.320	2.9	0.9576	9	0.7555
1.25	1.296	3.0	0.9490	10	0.7424
1.30	1.273	3.1	0.9406	20	0.6640
1.35	1.253	3.2	0.9328	30	0.6232
1.40	1.233	3.3	0.9256	40	0.5960
1.45	1.215	3.4	0.9186	50	0.5756
1.50	1.198	3.5	0.9120	60	0.5636
				70	0.5464
				80	0.5352
				90	0.5256
				100	0.5130
				200	0.4644
				400	0.4170

Los valores de las constantes de fuerza  $\sigma$  y  $c$  son obtenidos de la Tabla II. Este método predice el valor experimental  $D_{12}$  para 60 sistemas con un porcentaje de error de un solo 6%. Cuando las constantes de fuerza no son fácilmente obtenidas el método de Arnold da resultados satisfactorios. Para presiones arriba de las 15 atm no existe método para estimar  $D_{12}$ . Los coeficientes de difusión en sistemas multicomponentes pueden ser predecidos una vez que se conozcan los valores binarios.

Tabla II  
Constantes de fuerza Lenard Jones.

Compuesto	$c/K_2 \cdot K$	$c, A$
Aire	185	4.221
Ar	97	3.617
CO <sub>2</sub>	190	3.996
CO	110	3.590
N <sub>2</sub>	91.5	3.681
O <sub>2</sub>	113	3.433
SO <sub>2</sub>	252	4.290
H <sub>2</sub> C	356	2.646

El coeficiente de difusión para líquidos está en función de la concentración y puede ser estimado con precisión para soluciones diluidas. Además la adición, ionización, disociación ó asociación de compuestos en solución hace más difícil la predicción de la difusividad.

El método de Wilke y Chang permite la predicción de  $D_{12}$  para soluciones diluidas no electrolíticas con un porcentaje de error de 10%.

$$D_{12} = \frac{7.9 \times 10^{-3} (AM)^{0.5} T}{\mu V_s^{0.6}} \quad (2-3)$$

$D_{12}$  = Difusividad del soluto diluido 1 en el solvente 2,  $\text{cm}^2/\text{seg}$ .  
 $M$  = Peso molecular del solvente.  
 $T$  = Temperatura absoluta en  $^{\circ}\text{K}$ .

$\mu$  = Viscosidad de la solución, cp.  
 $V_2$  = Volumen molar del soluto a el punto normal de ebullición,  $\text{cm}^3/\text{g-mole}$ .  
 $\Lambda$  = Parámetro de asociación del solvente, como se muestra en la Tabla III.

Tabla III  
 Parámetros de asociación en la difusión del solvente líquido.

Solvente	Parámetros de asociación.
Agua	2.6
Metanol	1.8
Etanol	1.5
Benceno	1.0
Eter	1.0
Heptano	1.0
Solventes no asociados	1.0

Se debe de tener precaución para usar cualquiera de estas ecuaciones a presiones altas ó bajo condiciones poco usuales.

Para resultados más exactos se utilizará la Teoría Cinética de Chapman-Enskog para una viscosidad y conductividad térmica dadas, la siguiente fórmula es para el estado gaseoso a baja densidad.

$$c_{DAB} = 2.2646 \times 10^{-3} \frac{T \left( \frac{1}{M_A} + \frac{1}{M_B} \right)}{c_{AB}^2 \Omega_{D,AB}} \quad (2-4)$$

Si aproximamos C a la Ley del Gas Ideal  $C=P/RT$ , se convierte.

$$D_{AB} = \frac{0.0018583 \sqrt{T^3 \left( \frac{1}{M_A} + \frac{1}{M_B} \right)}}{p c_{AB}^2 \Omega_{D,AB}} \quad (2-5)$$

$D_{AB}$  = Difusividad en una mezcla binaria de gases A y B,  $\text{cm}^2/\text{seg}$ .

C = Concentración,  $\text{gmol}/\text{cm}^3$ .

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

P = Presión, atm.

$c_{AB}$  = Diámetro de colisión A y B =  $(c_{AA} + c_{BB})/2$ , Ångström.

$\Omega_{D,AB}$  = Es una función adimensional de la temperatura y del campo potencial intermolecular de una molécula de A y la otra de B. Conocida como la colisión integral para la difusión, ver Tabla I.

Entre otras correlaciones para una mezcla gaseosa más conocidas se encuentra la ecuación de Guilletand la cual fue producto de numerosos experimentos con diferentes sistemas y está expresada en la ecuación siguiente:

$$D_{AB} = 0.00945 \frac{T^{1/2}}{(V_A^{1/3} + V_B^{1/3})^2} \left( \frac{1}{M_A} + \frac{1}{M_B} \right)^{1/2} \quad (2-6)$$

$D_{AB}$  = Es la difusividad molar (lbmol/ft-hr)

$T$  = Temperatura absoluta °P.

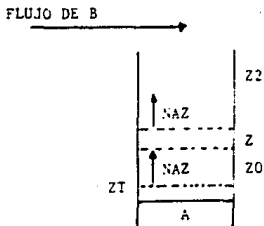
$M_i$  = Pesos moleculares respectivos.

$V_i$  = Volúmenes moleculares respectivos a la temperatura de ebullición.

El coeficiente de difusión o difusividad de la masa se puede medir experimentalmente, en una celda de Arnold, que principalmente está constituida por un tubo de vidrio lleno de líquido y por la parte superior del tubo pasará un determinado gas.

Ver figura 2-1.

Figura 2-1 Esquemático de la celda de Arnold.



En algún momento, en la fase gaseosa el flujo molar estará dado por:

$$N_A = \frac{c D_{AB} (Y_{A1} - Y_{A2})}{z Y_B \ln}$$

Este flujo lo podemos relacionar con la cantidad de componente que abandona la fase líquida que vendría dado por:

$$N_A = c A L \frac{dz}{dt}$$

Pudiendo así igualar las dos ecuaciones:

$$c A L \frac{dz}{dt} = \frac{c D_{AB} (Y_{A1} - Y_{A2})}{z Y_B \ln}$$

Integrando entre los límites:

$$\begin{matrix} z_0 & a & z_1 \\ t_0 & & t \end{matrix}$$

Separando variables:

$$\int_{t_0}^t dt = \frac{CAL Y_B \ln}{c D_{AB} (Y_{A1} - Y_{A2})} \int_{z_0}^z z dz$$
$$t = \frac{CAL Y_B \ln}{c D_{AB} (Y_{A1} - Y_{A2})} \frac{z_1^2 - z_0^2}{2}$$

Despejando:

$$D_{AB} = \frac{CAL Y_B \ln}{c (Y_{A1} - Y_{A2})} \frac{z_1^2 - z_0^2}{2t}$$

CAL = Densidad molar ( $\text{gmol}/\text{cm}^3$ ).

c = Densidad molar total en la fase gaseosa, ( $\text{gmol}/\text{cm}^3$ ).

$z_1$  = Es la distancia del tope donde empieza la graduación hasta el nivel del líquido que quedó después de la difusión.

$z_0$  = Es la distancia del tope al nivel original de líquido.

t = Es el tiempo en que se llevó a cabo la experimentación.

El equipo y material usado para el experimento, ver figura 2-2 consta de:

a) Una celda de vidrio en forma de U, provista en la parte superior de una graduación hecha en el mismo tubo para poder hacer las lecturas un poco mejor, el rango de esta graduación está de acuerdo a la medida del capilar que se encuentra también en esta parte superior.

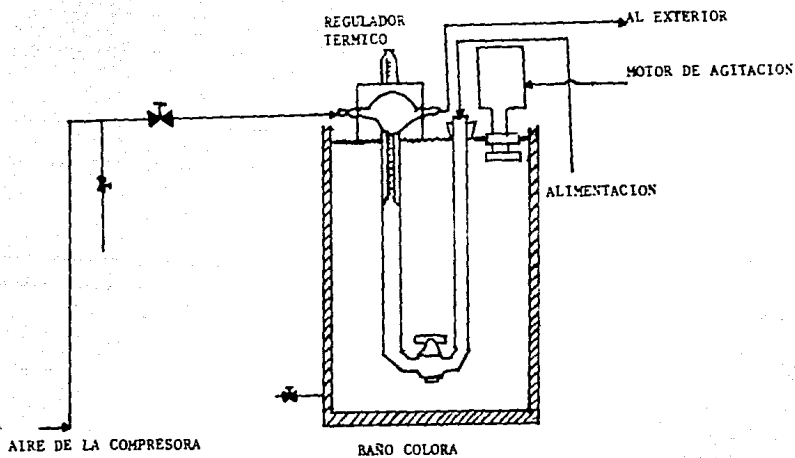
En la parte inferior de la celda se encuentra una llave de paso que facilita la reposición de líquido a la parte de la celda en que se encuentra el capilar.

b) La corriente de aire necesaria es proporcionada por una compresora (o bien por una bomba de vacío), regulando la corriente por medio de una válvula instalada en la línea utilizada.

c) En la realización de las experiencias a diferentes temperaturas se utilizó un Baño Colora el cual está dotado de un regulador para poder trabajar a la temperatura deseada.

d) Para poder observar la disminución del nivel del líquido en el capilar fué necesario utilizar una lente aumento para amplificar la escala y poder realizar una lectura no muy errónea.

Figura 2-2 Celda de Arnold.



A continuación se calculará el coeficiente de difusión para el sistema etanol-aire:

Temperatura:  $T=25^{\circ}\text{C}$  ;  $298^{\circ}\text{K}$  ;  $77^{\circ}\text{F}$ .

Presión:  $P=586$  mmHg

$P_{A1}$  = Presión de vapor a la temperatura de operación.

$P_{A1} = 64.6435$  mmHg

$Y_{A1} = P_{A1}/P = 64.6435/586 = 0.1103131$

$Y_{B1} = 1 - Y_{A1} = 1 - 0.1103131 = 0.8896869$

$Y_{B2} = 1$        $Y_{A2} = 0$

$$Y_{B1n} = \frac{1 - 0.8896869}{2.3 \log 1/0.8896869} = 0.9497468$$

$\rho$  = Densidad de la sustancia a la temperatura de operación.

$\rho = 0.794$  g/cm<sup>3</sup>

CAL = Densidad molar del líquido .

$CAL = \rho/PM = 0.794/46 = 0.01716$  gmol/cm<sup>3</sup>.

$R = 82.06$  atm cm<sup>3</sup> / gmol  $\cdot$  K

$c$  = Densidad molar del gas.

$$c = P/RT = \frac{0.7710526}{82.06 (298)} = 0.0000315 \text{ gmol/cm}^3$$

$$D_{AB} = \frac{CAL (Y_{B1n})}{c (Y_{A1} - Y_{A2})} \frac{Z_1^2 - Z_0^2}{2t}$$

$Z_1 = 2.30$  cm

$Z_0 = 1.98$  cm

$t = 15600$  seg

$$D_{AB} = \frac{CAL Y_{B1n}}{c (Y_{A1} - Y_{A2})} = \frac{Z_1^2 - Z_0^2}{2t}$$

$Z_1 = 2.30$  cm

$Z_0 = 1.98$  cm

$t = 15600$  seg

$$D_{AB} = 4793.4117 (0.0000412) = 0.1974885 \text{ cm}^2/\text{seg.}$$

Se recomienda utilizar para este sistema de alcohol etílico-aire un rango de temperaturas de  $20^{\circ}\text{C}$  a  $70^{\circ}\text{C}$ , observando que empieza a haber pequeñas burbujas que impiden hacer lecturas a  $75^{\circ}\text{C}$ , ya que hay una ebullición completa y resulta imposible realizar mediciones.

### 2.3. Transferencia de masa en una interfase.

Muchas operaciones de transferencia de masa consisten en la transferencia de material entre dos fases. Estas fases pueden ser: Una corriente de gas que hace contacto con un líquido, dos corrientes de gases no miscibles o un fluido circulando através de un sólido. En estas fases cuando se establece el equilibrio, los valores del gradiente de concentración y a su vez de la rapidez neta de la difusión de la especie en difusión, se hacen cero en la fase es decir no hay transferencia neta entre fases.



Un conjunto fijo de condiciones tales como temperatura y presión la regla de Gibbs de la Fase establece que existe un conjunto de relaciones de equilibrio que se puede mostrar en forma de curva de distribución de equilibrio.

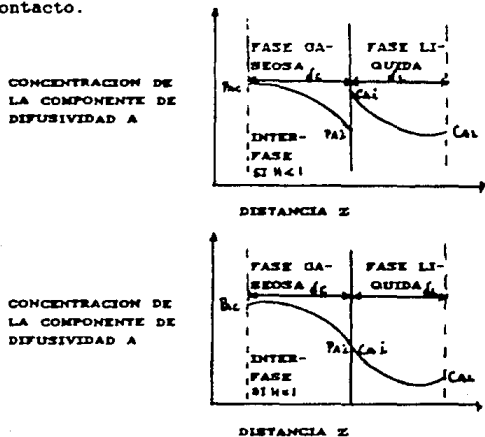
Si se deja transcurrir el tiempo suficiente, el sistema en desequilibrio alcanzará finalmente el equilibrio.

Para poder explicar los coeficientes individuales de transferencia de masa y los coeficientes totales de transferencia de masa, mencionaré la Teoría de Dos Resistencias por Whitman.

La Teoría utiliza dos suposiciones principales: que la rapidez de transferencia de masa entre las dos fases está controlado por la rapidez de difusión a través de las fases que se encuentran en ambos lados de la intercara y que no hay ninguna resistencia a la transferencia de la composición en difusión a través de la intercara es decir que las únicas resistencias a la difusión son las que de suyo presentan los fluidos.

La transferencia del componente A de la fase gaseosa a la líquida se puede observar gráficamente en la figura 2-3.

Figura 2-3 Gradientes de concentración entre dos fases en contacto.



Si transferencia del componente A es en estado permanente, la rapidez de difusión se puede describir en función de Z, en ambos lados de la intercara por medio de,

$$N_{A,z} = k_G (p_A, G - p_A, i) \quad (2-11)$$

$$N_{A,z} = k_L (C_{A, i} - C_{A, L}) \quad (2-12)$$

$k_g$  = Es el coeficiente de transferencia convectiva de masa en la fase gaseosa.

$$k_g = \frac{\text{moles transferidos de A}}{(\text{tiempo}) (\text{area interfacial}) (\Delta p \text{ unidades de concentración})}$$

$k_L$  = Es el coeficiente de transferencia convectiva de masa en la fase líquida.

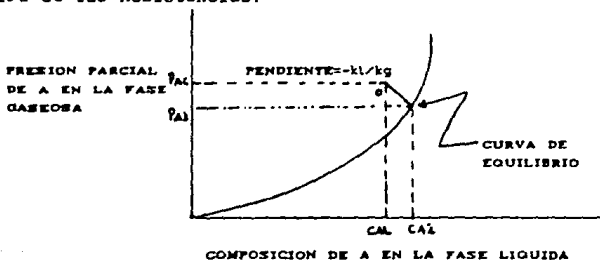
$$k_L = \frac{\text{moles transferidos de A}}{(\text{tiempo}) (\text{area interfacial}) (\Delta c \text{ unidades de concentración})}$$

La diferencia de presión parcial y la diferencia de concentración es la fuerza impulsora necesaria para continuar la transferencia de A de las condiciones globales a la interfase que separa ambas fases y de continuar la transferencia de A en la fase líquida respectivamente.

La siguiente ecuación está representada en la figura 2-4 evalúa las composiciones interfaciales correspondientes a un conjunto específico de composiciones globales tal como se representan en el punto O. Dicho punto representa las condiciones existentes en un plano, donde se representa la transferencia de masa.

$$-\frac{k_L}{k_g} = \frac{p_{A,G} - p_{A,i}}{c_{A,L} - c_{A,i}} \quad (2-13)$$

Figura 2-4 Composiciones interfaciales tal como las predice la Teoría de las Resistencias.



En conclusión los coeficientes de transferencia individuales escribiéndose con minúsculas, miden la resistencia a la difusión de un componente A en forma turbulenta de un solo lado de la interfase, es decir mide la resistencia que opone una sola de las fases a la transferencia de masa.

Como es muy difícil medir físicamente la presión parcial y la concentración de la intercara resulta conveniente emplear coeficientes totales basados en una fuerza impulsora total entre las composiciones globales  $p_{A,0}$  y  $C_{A,L}$  como sigue.

$$N_A = K_o(p_{A,0} - p_A^*) \quad (2-14)$$

$$N_A = K_L(C_{A,0} - C_{A,L}) \quad (2-15)$$

$p_{A,0}$  = Es la composición global en la fase gaseosa.

$p_A^*$  = Es la presión parcial de A en el equilibrio con la composición global en la fase líquida,  $C_{A,L}$ .

$K_o$  = Es el coeficiente global de transferencia de masa referido a una fuerza impulsora de presión parcial.

$K_o = \frac{\text{moles transferidos de A}}{\text{tiempo (área interfacial) presión}}$

$C_{A,0}$  = Es la composición de A en el equilibrio con  $p_{A,0}$ .

$K_L$  = Es el coeficiente global de transferencia de masa referido a una fuerza impulsora de concentración del líquido.

$K_L = \frac{\text{moles transferidos de A}}{\text{tiempo (área interfacial) (moles/volumen)}}$

En conclusión los coeficientes globales de transferencia de masa expresados con K mayúscula miden la resistencia total que oponen ambas fases en conjunto para la transferencia de masa, referidas dichos coeficientes a una de las fases.

#### 2.4. Transferencia convectiva de masa.

La transferencia convectiva de masa consiste en la transferencia de un fluido en movimiento y una superficie ó entre dos fluidos en movimiento, relativamente no miscibles, dependiendo de las propiedades de transferencia como de las características dinámicas del fluido que está fluyendo.

Hay dos tipos de transferencia convectiva de masa:

- 1.-Forzada es aquella en donde el movimiento del fluido es ocasionado por algún equipo como ejemplo una bomba.
- 2.-Libre o natural cuando el movimiento del fluido se debe a una diferencia de densidades.

La transferencia convectiva de masa se representa por medio de la siguiente ecuación.

$$N_A = K_c \Delta C_A \quad (2-16)$$

$N_A$  = Es la transferencia de masa molar de la especie A, medida con relación con coordenadas fijas.

$\Delta C_A$  = Es la diferencia de concentración de la superficie límite y la concentración media, de la corriente del fluido de la especie A en difusión.

$K_c$  = Es el coeficiente de transferencia convectiva.

## 2.5. Análisis dimensional de transferencia convectiva de masa.

El análisis dimensional predice los diversos parámetros adimensionales que resultan útiles en la correlación de los datos experimentales.

Para estudiar la transferencia de masa hacia una corriente que fluye, en condiciones de convección forzada. Aplicaremos el método de Buckingham para la transferencia de masa desde las paredes de un conducto circular hacia un fluido que circula a través de un conducto.

Se tienen las siguientes ecuaciones;

$$\Pi_1 = D_{AB}^a \rho^b D^c K_c \quad (2-17)$$

$$\Pi_2 = D_{AB}^d \rho^e D^f v \quad (2-18)$$

$$\Pi_3 = D_{AB}^g \rho^h D^i \mu \quad (2-19)$$

Aplicando el número de Nusselt,  $NU_{AB}$  ó número de Sherwood,  $Sh$ , definiéndolo como,

$$\Pi_1 = K_c D / D_{AB} \quad (2-20)$$

$$\Pi_2 = \frac{Dv}{D_{AB}} \quad (2-21)$$

$$\Pi_3 = \frac{\mu}{\rho D_{AB}} = Sc \quad (2-22)$$

$$Sc = \frac{v}{D_{AB}} = \frac{\mu}{\rho D_{AB}} = \frac{\text{difusividad de momento}}{\text{difusividad de masa}} \quad (2-23)$$

$$\frac{\Pi_2}{\Pi_3} = (Dv/D_{AB}) (D_{AB}/\mu) = \frac{Dv\rho}{\mu} = Re \quad (2-24)$$

Obteniendo del análisis dimensional de la transferencia de masa en condiciones de convección forzada.

$$NU_{AB} = f(Re, Sc) \quad (2-25)$$

donde,

$D$  = Diámetro del tubo en dimensión  $L$ .

$\rho$  = Densidad del tubo en dimensión  $M/L^3$ .

$\mu$  = Viscosidad del fluido en dimensión  $M/Lt$ .

$v$  = Velocidad del fluido en dimensión  $L/t$ .

$D_{AB}$  = Difusividad del fluido en dimensión  $L^2/t$ .

$K_c$  = Coeficiente de transferencia de masa en dimensiones  $L/t$ .

La transferencia de una fase cuyo movimiento se debe a la convección natural porque existe, cualquier variación en la densidad en una fase líquida ó en una gaseosa. Aplicaremos el método de Buckingham para medir la convección natural que incluye la transferencia de masa desde una pared vertical plana hasta un fluido adyacente, obteniendo.

$$\Pi_1 = Da_{AB}^a L^b \mu^c Kc \quad (2-26)$$

$$\Pi_2 = Da_{AB}^d L^e \mu^f \rho \quad (2-27)$$

$$\Pi_3 = Da_{AB}^g L^h \mu^i \Delta\rho A \quad (2-28)$$

quedando,

$$\Pi_2 = \frac{\rho Da_{AB}}{\mu} = \frac{1}{Sc} \quad (2-29)$$

$$\Pi_3 = \frac{L^3 g \Delta\rho A}{\mu^2 Da_{AB}} \quad (2-30)$$

$$\Pi_2 \Pi_3 = \frac{L^3 \rho g \Delta\rho A}{\mu^2} = \frac{L^3 g \Delta\rho A}{\rho \nu^2} = \frac{L^3 g \Delta\rho A}{\rho \nu^2} = Gr_{AB} \quad (2-31)$$

Obteniendo del análisis dimensional de la transferencia de masa por convección natural.

$$Nu_{AB} = f(Gr_{AB}, Sc) \quad (2-32)$$

donde,

$L$  = Longitud característica con dimensiones  $L$ .

$Da_{AB}$  = Difusividad del fluido con dimensiones  $L^2/t$ .

$\rho$  = Densidad del fluido con dimensiones  $M/L^3$ .

$\mu$  = Viscosidad del fluido con dimensiones  $M/Lt$ .

$g\Delta\rho A$  = Fuerza boyante con dimensiones  $M/L^2t$ .

$Kc$  = Coeficiente de transferencia de masa con dimensiones  $L/t$ .

$Gr_{AB}$  = Número de Grashof.

Concluyendo el método de análisis dimensional es aquel en donde no hay ninguna ecuación diferencial principal que pueda aplicarse obviamente. Para determinar el número de parámetros adimensionales en lo que se puede determinar utilizando el teorema de Buckingham.

## 2.6. Capa límite.

En la mayoría de las operaciones físicas que se relacionan con la transferencia de masa, el parámetro de la superficie límite es despreciable y se utiliza el tipo de solución de Blasius, de baja transferencia de masa, para definir la transferencia hacia la capa laminar límite.

Recordando que de acuerdo con la hipótesis de Prandtl los efectos de la fricción de los fluidos para valores grandes de los números de Reynolds, se limitan a una capa delgada próxima a la superficie de un cuerpo, de aquí el término capa límite. Al no haber cambio importante de presión resumimos que la presión en la capa límite es la misma que en el fluido no viscoso que está fuera de la capa límite. Esta teoría permite simplificar el tratamiento analítico a fluidos viscosos.

El criterio para saber el tipo de capa límite presente es la magnitud del número de Reynolds,  $Re_x$ , conocido como número local de Reynolds, basado en la distancia  $x$  del borde del tanque.

Para un fluido que pasa por una capa plana:

- a)  $Re < 2 \times 10^5$  la capa límite es laminar.
- b)  $2 \times 10^5 < Re_x < 3 \times 10^6$  la capa límite puede ser laminar ó turbulenta.
- c)  $3 \times 10^6 < Re_x$  la capa límite es turbulenta.

$$Re = \frac{Dv\rho}{\mu}$$

$v$  = Velocidad adimensional.  
 $D$  = Diámetro del tubo.

## 2.7. Analogías de transferencia de masa, energía y momentum.

Las analogías resultan de utilidad para comprender los fenómenos de transferencia y también como un medio satisfactorio de predecir el comportamiento de los sistemas para los cuales existen datos cuantitativos limitados disponibles.

Las analogías requieren de las siguientes cinco condiciones :

- 1.-Que las propiedades físicas sean constantes.
- 2.-Que no haya producción de masa ó energía dentro del sistema.
- 3.-Que no exista emisión ó absorción de energía radiante.
- 4.-Que no haya disipación viscosa.
- 5.-Que el perfil de la velocidad no esté afectado por la transferencia de masa, por lo cual habrá una transferencia lenta de masa.

## 2.8. Analogía de Reynolds.

Reynolds estudió el comportamiento análogo de la transferencia de energía y momentum, esta analogía se cumple en la capa límite cuando el número de Prandtl es igual a la unidad.

$$Pr = \frac{\nu}{\alpha} = \frac{\mu C_p}{k}$$

$$St = \frac{h}{\rho v C_p}$$

La analogía de Reynolds de transferencia de masa, correspondiente a los sistemas cuyo número de Schmidt es igual a uno.

$$\frac{Kc}{v_{\infty}} = \frac{C_f}{2} = \frac{h}{\rho v_{\infty} C_p}$$

donde,

$Kc$  = Coeficiente de transferencia convectiva de masa.

$$Kc = \frac{\text{lb mol h} \Delta C_A}{\text{ft}^2} = \frac{\text{mol seg mol seg}}{\text{m}^2 \text{ m}^3}$$

$\rho$  = Densidad

$h$  = Coeficiente de transferencia convectiva de calor,  $\frac{\text{Btu}}{\text{hft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}}$ ,  $\frac{\text{W}}{\text{m}^2 \text{ } ^\circ\text{K}}$

$\alpha$  = Difusividad térmica,  $\text{ft}^2/\text{h}$ ,  $\text{m}^2/\text{seg}$ .

$v_{\infty}$  = Velocidad en cualquier tiempo  $\infty$ .

$C_f$  = Coeficiente de fricción adimensional.

$h$  = Coeficiente de transferencia convectiva de calor,  $\text{Btu/hft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$ .

## 2.9. Analogía de Chilton-Colburn.

La siguiente analogía obtenida por medio de datos experimentales de transferencia de masa es válida para líquidos y gases dentro de los valores ( $0.6 < Sc < 2500$ ).

$$j_D = \frac{Kc}{v_{\infty}} (Sc)^{2/3} = \frac{C_f}{2}$$

donde,

$j_D$  = Se denomina factor J de transferencia de masa y es análogo al factor J de transferencia de calor.

La siguiente ecuación aplica para un flujo laminar sobre una placa plana.

La analogía de Chilton-Colburn para placas planas y en sistemas donde no exista ningún arrastre de formas, se aplica la siguiente ecuación.

$$jH = j_d \times \frac{C_f}{2}$$

Cuando se tienen gases y líquidos, entre los valores,

$$0.6 < Sc < 2500$$

$$0.6 < Pr < 100$$

donde,

$jH$  = Factor  $j$  de transferencia de calor.

$j_d$  = Factor  $j$  de transferencia de masa.

$C_f$  = Coeficiente de fricción, adimensional.



## **CAPITULO III**

### **DISEÑO DE LA TORRE**

## CAPITULO III

### 3. DISEÑO DE LA TORRE.

#### 3.1. Generalidades sobre torres de pared mojada.

Una torre de pared mojada, es un equipo de laboratorio que se emplea para el estudio de operaciones de transferencia de masa, entre dos fases, como lo es la absorción o sea, la disolución selectiva de una de las componentes de una mezcla gaseosa debido a un líquido. Donde la torre de paredes húmedas proporciona un área de contacto bien definida entre las dos fases. En esta operación fluye una película delgada a lo largo de la pared de la columna mientras está en contacto con una mezcla de gases. La longitud en contacto entre ambas fases es relativamente pequeña durante la operación normal. Como solo se absorbe una pequeña cantidad de masa, se supone que las propiedades del líquido no se alteran, la velocidad del líquido descendente, por lo tanto, permanecerá virtualmente inalterada por el proceso de difusión.

En caso de usar como líquido al agua y como gas al aire, se medirá la transferencia de agua desde la fase líquida a la fase gaseosa, ya que cuando se pone en contacto un caudal de aire de humedad conocida, con una película de agua, se producirá el paso del vapor del agua al aire. La cantidad de agua transferida se puede medir por medio de la humedad. Como la humedad es función de la presión parcial del agua en el aire, la ecuación de transferencia estará dada por:

$$N_a = k_g A (\Delta P)_{ln} \quad (3-1)$$

O bien:

$$N_a = \underline{G}_1 \frac{Y_2 - Y_1}{VH_1 PM_{H_2O}} \quad (3-2)$$

Donde:

$N_a$  = flujo másico (kg mol agua/hr).

$\underline{G}_1$  = flujo volumétrico de aire entrante, ( $m^3/hr$ ).

$k_g$  = coeficiente individual del lado del gas, (kg mol agua/hr  $m^2$  atm).

$A$  = superficie de transferencia de masa, ( $m^2$ ).

$VH_1$  = volumen húmedo del aire a la entrada, ( $m^3$  kg A.S.)

$Y_1$  = humedad del aire entrante, (kg agua/kg A.S.)

$Y_2$  = humedad del aire saliente, (kg agua/kg A.S.)

$(\Delta P)_{ln}$  = promedio logarítmico de la fuerza impulsora en los extremos de la columna, (atm).

Las desventajas que presenta la torre de paredes húmedas para poder calcular con precisión los coeficientes de transferencia de masa desde la pared de un tubo a un fluido en movimiento, son:

- a) Ondulaciones. Las cuales son puntos de turbulencia en las cuales existe mayor transferencia de masa. Esto puede resolverse con un buen control del flujo y con una longitud de columna corta.
- b) Efectos finales. Estos efectos provocan el contacto entre las fases sin tomar en cuenta la geometría de la columna, el cual se presenta en los bordes de la columna y para evitar este efecto se sugiere idear muescas en bordes de la columna, con fin de no tener el borde liso, las muescas podrían ser como las siguientes.

TTTTTTTTTTTT

### 3.2. Trabajos realizados sobre torres de pared mojada.

#### 3.2.1. Guilliland & Sherwood

(8)

E.R. Guilliland y T.K. Sherwood estudiaron la velocidad de vaporización de nueve diferentes líquidos dentro de un flujo de aire. La vaporización más que la absorción fue empleada para simplificar, la técnica experimental y poder estudiar el fenómeno de la difusión de muchos vapores. A partir de los resultados es posible comparar, las velocidades de difusión de los diferentes vapores a través de películas de gas bajo condiciones idénticas de temperatura, presión, fuerza directora y turbulencia aérea.

El aparato usado consiste en un tubo de vidrio de 2.67cm de diámetro y 117 cms de largo la velocidad de flujo del líquido en todas las pruebas, fue de 700 cm<sup>3</sup>/min. El aire fue proporcionado por medio de un compresor rotatorio de 3 h.p. El aire fue forzado dentro de un tanque, de acero de 50 galones lo cual servía para minimizar la presión del aire alimentado. Las tuberías que alimentan el aire tenían resistencias eléctricas para calentamiento de manera que antes de cada corrida el aire entrará con 3°C más de lo que sería la temperatura del líquido a la entrada.

El procedimiento para interpretar los resultados de cada corrida fue mediante la obtención de valores del grosor de la película efectiva y calculado por la ecuación de difusión de Stefan.

$$Na = \frac{DP}{RTx} \frac{\Delta p_a}{p_{BM}} \quad (3-3)$$

La siguiente ecuación se aplica generalmente bajo condiciones de flujo de gas turbulento en torres de pared húmeda.

$$\frac{d}{x} = 0.023 \left[ \frac{d\mu\rho}{v} \right]^{0.83} \left[ \frac{v}{\rho D} \right]^{0.44} \quad (3-4)$$

Donde:

d= diámetro de la torre.

$\mu$ = velocidad del flujo de aire, (gramos/min cm<sup>2</sup>).

$v$ = viscosidad promedio absoluta del flujo laminar del aire, (gramos/seg).

$\rho$ = densidad del flujo de gas, (gramos/cm<sup>3</sup>).

$Na$ = (gramos mol de difusión /seg/ cm<sup>2</sup>) de la superficie interfacial.

$D$ = coeficiente de difusión, (cm<sup>2</sup>/seg).

$P$ = presión total, atm.

$R$ = constante gaseosa, (cm<sup>3</sup> atm/gramo mole/°K).

$T$ = temperatura absoluta, (°K).

$p_{BM}$ = media logarítmica de la presión parcial del gas inerte (aire) a través del cual el vapor se difunde, (mmHg).

$\Delta p_a$ = media diferencia entre la presión de vapor del líquido y la presión parcial del vapor en la corriente del aire, (mmHg).

$x$ = grosor de la película, cm.

Las pruebas fueron realizadas sobre un rango de presiones totales de 110 a 2330 mmHg. Los resultados fueron comparados con las teorías de Colburn y Arnold. Obteniendo una buena relación empírica la cual no ha sido validada teóricamente.

T.H. Chilton y A.P. Colburn propusieron un método con el cual se pueda comparar los datos experimentales representativos del proceso de difusión con los resultados de la fricción del fluido y estudios de transferencia de calor.

El método propuesto se fundamenta en la analogía de Reynolds entre la transferencia de calor y la fricción del fluido. Su analogía tiene como postulado la proporción que guarda la pérdida de momentum por la fricción entre las dos secciones a distancias diferenciales y el momentum total del fluido será la misma que la proporción que guarda el calor provisto por la superficie, con aquel que pudo haberse provisto si toda la cantidad del fluido fuera acarreado a la superficie.

Se empleó la siguiente ecuación de transferencia de calor:

$$\frac{\Delta P g}{\rho \mu^{2/3}} \left( \frac{S}{A} \right) = \left( \frac{t_1 - t_2}{\Delta t m} \right) \left( \frac{S}{A} \right) \left( \frac{c v}{K} \right)^{2/3} = \frac{R}{\rho \mu^{2/3}} = \frac{1}{2} f \quad (3-5)$$

Similarmente, los datos de transferencia de calor pueden ser expresados no sólo en términos de cambio de temperatura, si no que también en términos del coeficiente de transferencia de calor por unidad de superficie de película.

$$\left( \frac{t_1 - t_2}{\Delta t m} \right) \left( \frac{S}{A} \right) \left( \frac{c v}{K} \right)^{2/3} = \frac{h}{c G} \left( \frac{c v}{K} \right)^{2/3} = j \quad (3-6)$$

Re expresando la ecuación en presiones parciales se tiene:

$$\frac{(p_1 - p_2)}{\Delta p m} \left( \frac{S}{A} \right) \left( \frac{v}{\rho k d} \right)^{2/3} = \frac{K_{11}}{(G/Mm)} \left( \frac{v}{\rho k d} \right)^{2/3} = j \quad (3-7)$$

Donde:

$\Delta p m$  = fuerza directora de presión.

$\mu$  = velocidad lineal, (ft/hr).

$\mu$  = presión total, (atm).

$A$  = área de la superficie, (pies<sup>2</sup>).

$S$  = área transversal, (pies<sup>2</sup>).

$K$  = coeficiente de transferencia de masa molar, (lb mol/hr ft<sup>2</sup> atm).

$j$  = factor de transferencia de calor o de masa.

$R$  = resistencia a la fricción por área de superficie, unidades de fuerza.

$f$  = factor de fricción.

$h$  = coeficiente de transferencia de calor de película.

$K_d$  = coeficiente de difusión.

$c$  = calor específico a presión constante.

$Mm$  = fuerza directora, unidades de peso.

$v$  = viscosidad, (lb/hr ft).

$G$  = velocidad másica, lb/hr (ft<sup>2</sup>).

$\Delta t m$  = diferencia de temperaturas, (°C).

$\rho$  = densidad, (lb/ft<sup>3</sup>).

La función del grupo adimensional  $(\text{cu}/K)$  no es incluida en la analogía de Reynolds original, a pesar de que fué verificado y reconocido por el mismo Reynolds al mencionar de que algunas funciones de la razón de viscosidad con la conductividad térmica debían ser consideradas. La funcionalidad empleada más importante de estas ecuaciones, fué derivada al obtener numerosas correlaciones de transferencia de calor en flujo turbulento, donde sirvieron para relacionar estos factores con un solo valor en función del número de Reynolds, independientemente de las propiedades del fluido.

### 3.2.3. Cairns & Roper

[2]

R.C. Cairns y G.H. Roper, obtuvieron datos de transferencia de masa y calor simultáneamente, a partir de operar una torre de paredes húmedas adiabática con flujo en contracorriente de aire y agua. Las corrientes fueron realizadas dentro de un rango de números de Reynolds de 2390 a 9095 y con 0.03 a 0.85 fracción mol de vapor difusivo en la película de aire.

La columna y el procedimiento fueron similares al usado por Guilliland y Sherwood. El aire proveniente de un ventilador fue pasado a través de un rotámetro. La humedad del aire entrante fue medida por termómetros de bulbo húmedo y seco antes de que entrara a un precalentador eléctrico. La temperatura del aire que sale del precalentador se encontraba entre los 220 y 240 °F. Después de precalentar, el aire se mezclaba con el vapor del boiler. La mezcla de vapor y aire era posteriormente calentada eléctricamente a la temperatura con la cual entraba en la columna.

La columna de paredes húmedas era un tubo de 0.90 pulgadas de diámetro interno por 37 1/4 pulgadas de longitud. La columna se encontraba dentro de otro tubo de 1.5 pulgadas de diámetro interno alrededor del cual se colocó un calentador eléctrico.

Se midió la temperatura del agua al salir de la torre, el agua al salir se concentraba en un recipiente el cual era controlado por un calentador eléctrico. El nivel del agua en dicho recipiente se mantenía constante añadiéndole 100 ml de agua. el agua de este recipiente se recirculaba por medio de una bomba centrífuga. Ver figura 3-1.

Figura 3-1 Esquema del aparato experimental de Cairns & Roper.  
Donde:

F= medidor de flujo.

V= variador.

B= intercambiador de calor.

T= termómetro 0-240°F.

Tc= termopar.

S= termómetros de bulbo húmedo y seco.

P= bomba centrífuga de velocidad variable.

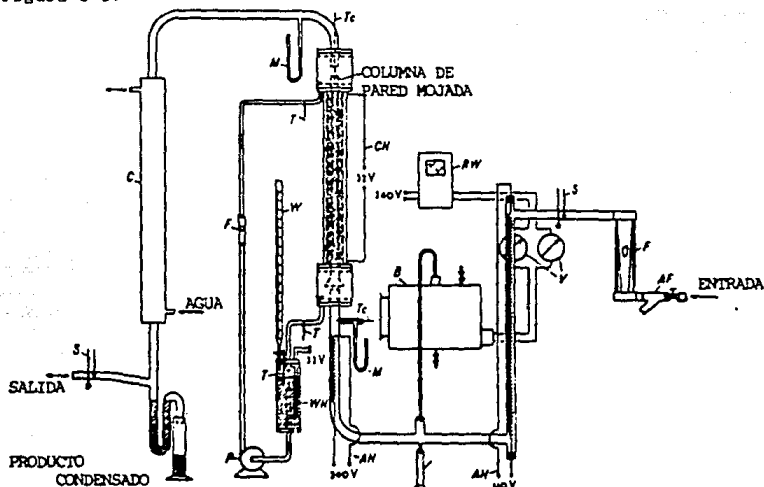
W= bureta de 100 ml.

C= condensador.

M= manómetro.

AF= filtro de aire.

AH= calentador de aire.  
 CH= calentador de la columna.  
 WH= calentador del agua.  
 RW= Registrador del watímetro.  
 Figura 3-1.



Al operar este equipo se concluyó que el flujo de agua tiene un pequeño pero apreciable efecto en los coeficientes de película del gas en la transferencia de masa y calor.

Los coeficientes de transferencia de masa experimentales a bajas humedades coinciden con la ecuación de Guillard y Sherwood, pero los datos para humedades altas no son simulados de manera correcta con dicha ecuación.

Los datos para bajas y altas humedades en esta investigación fueron correlacionados por la siguiente ecuación:

$$(k_g RT d/D) (p_{M}/P)^{0.83} Re^{-0.83} = 0.016 \quad (3-8)$$

o bien:

$$(k_g RT d/D) (p_{M}/P)^{0.83} = 0.021 Re^{0.83} Sc^{0.44} \quad (3-9)$$

para un flujo de agua constante de 77 lb/hr y una desviación standard de 10%.

Finalmente la correlación con los nuevos factores de transferencia de una masa y calor queda:

$$jH = (h/cG) Pr^{2/3} (p_{M}/P)^{-0.27} \quad (3-10)$$

$$j_D = (k_D \rho_{\text{M}} M_m / G) Sc^{2/3} (\rho_{\text{M}} / P)^{-0.17} = 0.025 Re^{-0.2} \quad (3-11)$$

Donde:

- $k_D$ = coeficiente de transferencia de masa para la película del aire, (lb mol/hr pie<sup>2</sup> atm).
- $R$ = constante del gas, (pie<sup>3</sup> atm/ lb mol · R).
- $T$ = temperatura absoluta (°R).
- $d$ = diámetro de la columna, (pies).
- $D$ = difusividad molecular del componente difusivo, (pies<sup>2</sup>/hr).
- $\rho_{\text{M}}$ = promedio logarítmico de la presión parcial del aire que no se difunde dentro de la película del aire, (atm).
- $P$ = presión total en, (atm).
- $j_H$ = factor de transferencia de calor.
- $j_D$ = factor de transferencia de masa.
- $c$ = calor específico.
- $G$ = velocidad de la masa, (lb/hr pie<sup>2</sup>).
- $M_m$ = Peso molecular de la mezcla gas-vapor dentro de la corriente principal.

### 3.3. Datos y criterios sobre el diseño de la Torre [7]

En base a la recomendación de Crosby de seleccionar una columna de 25.4 mm de diámetro interior por 1 m de largo. Se seleccionó una columna de 25.0 mm de diámetro interior y con fin de evitar el efecto de ondulaciones, se construyó una torre con una columna de 48.8 cm de largo.

Siendo la columna la parte fundamental del equipo, el cálculo y selección de los demás componentes dependieron indirectamente de las especificaciones y características de esta columna.

También se consideró para base de los cálculos, que este equipo fuera operado principalmente para un sistema donde el líquido es el agua y el gas es el aire. Por lo tanto las características de los componentes individuales del equipo se calcularon de la siguiente forma:

- 1.- Columna de pared mojada
  - Diámetro interior 0.025 m
  - Longitud 0.488 m

$$\text{Area aprovechable} = 3.14 \times 0.488 \times 0.025 = 0.03832 \text{ m}^2.$$

Se seleccionó una columna de vidrio para que no existiera permeabilidad durante la transferencia de masa. Dicha columna tiene un espesor de 5 mm lo que permite una mayor resistencia a posibles golpes o fracturas.

2.-Medidor del flujo del gas, tipo rotámetro.

[5]

Marca: Fisher and Porter.  
 Modelo: 10A3657S  
 Fluido: aire  
 Presión de operación: 30 PSIA  
 Temperatura de operación: 21°C

SCFM aire a 14.7 psia  
 y 70°F..... =scfm  $\sqrt{\frac{sp \text{ gr} \times 14.7 \times Top}{1.0 \times Pop \times 530}}$

Donde:

scfm = máxima razón de flujo en scfm deseado.  
 sp= densidad relativa del gas a temperatura (14.7 PSIA Y 70°F).  
 Top= temperatura absoluta (460 +°F) a la presión de operación.  
 Pop= presión absoluta en PSIA a las condiciones de operación.  
 SCFM aire= razón de flujo equivalente en scfm (pies cúbicos estándar por minuto) del aire a 14.7 PSIA y 70°F.  
 Top= 21°C = (69.8°F + 460) = 529.8

SCFM aire a 14.7 psia  
 y 70°F..... = 10  $\sqrt{\frac{1 (14.7) 529.8}{1 (30) 530}} = 6.998$

con base en este resultado se seleccionó lo siguiente:

Tamaño de tubo: 1/2"  
 No. de tubo: FP-1/2-35-G-10  
 No. de flotador de inoxidable 318: 1/2-GSVT-48A  
 ΔP Total: 17.2 Ver nota 1.  
 Presión crítica: 18.8 Ver nota 2.

Notas 1.-La caída de presión es el total de la presión perdida a través del rotámetro al 100% de la razón de flujo en en pulgadas de columna de agua.

2.-Se recomienda que el rotámetro trabaje con un gas cuya presión sea menor a la indicada como presión crítica ya que su medición sería incorrecta.

La designación del número de modelo:

10A3     I     II     III     IV

I El empaque del cuello es del tipo de sellos de presión No. 85.

II DESIGNACION DE LA CONEXION		
CONEXION DE ENTRADA	CONEXION DE SALIDA	NUMERO
Rosca vertical	Rosca horizontal	1
Rosca horizontal	Rosca vertical	3
Rosca horizontal	Rosca horizontal	5
Rosca vertical	Posca vertical	7
Conexiones horizontales (rebordes).		8
Conexiones verticales (rebordes).		9



### III ACCESORIOS

No accesorios.....A  
 Escala de metal externa.....S  
 No accesorios no escala.....X

### IV ACCESORIOS

Panel frontal para el montado de partes.....Y  
 Panel posterior para el montado de partes.....Z  
 No panel para el montado de partes.....X

3.-Medidor del flujo de agua tipo rotámetro. [5]

Marca: Fisher and Porter.  
 Modelo: 10A3857S  
 Fluido: Agua  
 Tamaño: 1/2 pulgada  
 Presión de operación: 30 PSIG  
 Temperatura de operación: 21°C  
 Flujo máximo: 70 GPH

$$gpm \text{ H}_2\text{O} = gpm \sqrt{\frac{7.02 \times \rho}{8.02 - \rho}} = 1.16 \sqrt{\frac{7.02 \times 0.9977}{8.02 - 0.9977}} = 1.16546^{(*)}$$

$\rho \text{ H}_2\text{O}$  a 21°C = 0.9977 g/cm<sup>3</sup>  
 Con base a este resultado (\*) se seleccionó lo siguiente:  
 Tamaño de tubo: 1/2"  
 No. de tubo: FP-1/2-17-G-10  
 No. de flotador inoxidable 316: 1/2-GNSVT-46A  
 V.I.C.: 1.1 Ver nota 3.

Nota 3.- V.I.C. es el número de tope de inmunidad de viscosidad. El rotámetro no se ve afectado con la viscosidad cuando el valor de cps/  $\rho$  (usando el valor de densidad de operación en g/cm<sup>3</sup> y la viscosidad en centipoises) es menor que el V.I.C..

Tanto para el rotámetro que mide el flujo de agua como para el que mide el flujo de aire, ambos tienen empaques de neopreno y conexiones de latón.

4.-Bomba para recirculación del líquido.

Considerando el gasto necesario del líquido, se seleccionó la siguiente bomba. Marca Call-Pump.  
 Tipo: Sumergible para fuente.  
 Mod: 875V.  
 Fluido: agua.

Especificaciones en galones por hora.

Modelo	Amp.	1Ft	3Ft	5Ft	Máxima	Cabeza Ft	Peso	Tamaño
875	0.7	200	160	120	6		31/2 Lbs.	41/2"x31/4"x41/2"

La bomba opera a 220 volts C.A. 50/60 ciclos.  
 Conexión en la succión: rosca macho 1/2" NPT.  
 Conexión en la descarga: rosca macho de 1/4" NPT.

## 5.-Sistema de medición de temperaturas.

Para el sistema de medición de temperaturas se seleccionó lo siguiente:

a) Un UDC (Controlador Digital Universal) 2000 Mini-Pro.

Marca: Honeywell

Modelo: UDC2005-0-0000-0000-00

Código: 56706

El modelo del controlador indica que su salida es para un límite alto, no contiene alarmas y no contiene interfases externas. Pero para la aplicación de esta Torres de paredes húmedas únicamente se usará como indicador de temperatura.

### Especificaciones del UDC 2000.

	Condiciones Referencia	Condiciones en que opera	Límites Operativos	Transportación y Almacenamiento
Temp. Ambiente	$22 \pm 3 \cdot C$ $72 \pm 5 \cdot F$	15 a 55·C 58 a 131·F	0 a 55·C 32 a 131·F	-40 a 66·C -40 a 151·C
Vibración				
frecuencia (Hz)	0	0 a 70	0 a 200	0 a 200
Voltage (Vac)	$120 \pm 1$ $240 \pm 2$	102 a 132 204 a 264	102 a 132 204 a 264	
Frecuen (Hz)	$50 \pm 0.2$ $60 \pm 0.2$	49 a 51 59 a 61	48 a 52 58 a 62	

Este indicador de temperatura, maneja todo tipo de termopares y RTDs.

b) Para la aplicación de la Torre de paredes húmedas se seleccionó emplear cuatro termopares tipo "T" de rango bajo.

Entrada de la variable de proceso.(PV)

	·F	·C
T	-300 a 700	-184 a 371
T(bajo)	-80 a 500	-63 a 260

Estos termopares están constituidos por alambres de cobre y constantano, los cuales se encuentran unidos por una gota de soldadura de plata.

c) Selector de termopar (6 puntos).

Marca: Honeywell

Modelo: 8464-A

Este selector consta de 6 mecanismos con interruptor los cuales son accionados al oprimir un botón, este selector tiene capacidad para monitorear hasta seis sensores con un solo indicador. Este selector se encuentra dentro de una caja plástica de 48X36 mm DIN diseñada para montarse en un panel.

d) Para medir la temperatura de bulbo húmedo del aire a la entrada y a la salida de la torre se empleó un psicrómetro de onda Mca. Taylor 5/50-C.

#### 6.- Válvulas.

Se seleccionó seis válvulas tipo de retención para el control de flujo y dos válvulas tipo aguja para un control más fino del flujo ya que estas últimas se desplazan longitudinalmente. Pero a pesar de que tanto la boquilla como la aguja del inyector suelen construirse de acero muy duro, si el agua contiene arena al cabo de 4,000 horas de servicio estas piezas ya no producen un buen cierre.

#### 3.4. Descripción de la Torre de paredes húmedas.

El equipo consiste en un tubo o columna de vidrio pyrex de 48.8 cms. y 2.5 cms. de diámetro interior. La parte inferior de este tubo termina con forma de embudo de manera que se va ensanchando el diámetro de la torre. En continuidad con este tubo se tiene dos tubos de acrílico ambas del mismo diámetro que el tubo de vidrio. Uno de ellos mide 80 cms., con el cual se alimenta el aire, este tubo en su parte superior termina en forma cónica. De manera que se reduce el diámetro del tubo permitiendo así un direccionamiento del flujo del aire, de forma concéntrica de la parte inferior a la superior.

El otro tramo de tubo de acrílico se encuentra en continuidad con el tubo de vidrio y del otro extremo permitiendo la salida del aire, este tubo mide aproximadamente 15 cms. Ambos tubos de acrílico tienen un diámetro interno de 2.5 cms. Prácticamente el tramo de tubo de vidrio es el único por donde escurre el agua por las paredes interiores de éste de arriba hacia abajo en contracorriente con el aire y es aquí donde realmente se lleva a cabo la transferencia.

La circulación del agua a través de la columna se puede llevar a cabo de dos formas:

1.- Sin recirculación, de manera que, directamente de la toma de agua del laboratorio se regula el paso de la misma con una válvula de retención, la cual regula el flujo de agua que pasa directamente por el rotámetro, a la salida de este rotámetro se encuentra una válvula de aguja, la cual regula la cantidad de flujo con más exactitud. Esta agua llega a una caja de alimentación de 13 cms. de largo que sirve para la distribución del líquido a través de la columna, haciendo rebosar el líquido por la caja, ésta baja en forma de película por las paredes de la columna y descarga en otra caja de 18 cms de largo, la cual se encuentra conectada una tubería que puede sacar el agua al drenaje, o para recirculación de la misma.

2- Con recirculación, esta opción se cuenta con un tanquecito adicional de 29 cms. de altura y con un diámetro de 2.5 cms. el cual se llena de agua con la toma directa del laboratorio hasta una altura determinada, más el agua que sale de la torre, ambas se alimentan al rotámetro. Esta recirculación tiene por objeto poder pasar una cierta cantidad del líquido un número tan grande de veces como se quiera a través de la columna, con el fin de poder tomar los datos de pérdida de peso. De manera que la transferencia de masa que se produce, o que resulta es más exacta, que si no se recircula el líquido, siempre y cuando no se cometa errores de medición de nivel de agua en el tanquecito.

La precisión en los cálculos de transferencia de masa con recirculación resultaría válida siempre y cuando se colocara un pequeño cambiador de calor de doble tubo el cual se adicionaría entre la bomba y el rotámetro para el flujo de agua, con el fin de mantener la temperatura constante o bien para poder variar la temperatura del líquido, permitiendo efectuar estudios comparativos. Esto es de que el agua se enfría al circular en contracorriente con el flujo de aire.

La circulación del gas proviene de una compresora que es la que provee de aire a todos los equipos de laboratorio. La tubería por donde se alimenta el aire a la torre de paredes húmedas, al inicio cuenta con una válvula de retención la cual regula el flujo, posteriormente se tiene un regulador de aire para que junto con una válvula de aguja se obtenga una regulación más exacta del flujo de aire. Entre el regulador de aire y la válvula de aguja se encuentra un manómetro, el cual, tiene su tubería de cola de cochino para evitar el golpe de ariete y en caso de un descuido no atrofiar al manómetro. Aunque de sobra dicho manómetro tiene su llavecita la cual permite pasar el aire para medir la presión.

Figura 3-2 Dos fotografías de la Torre de paredes húmedas.

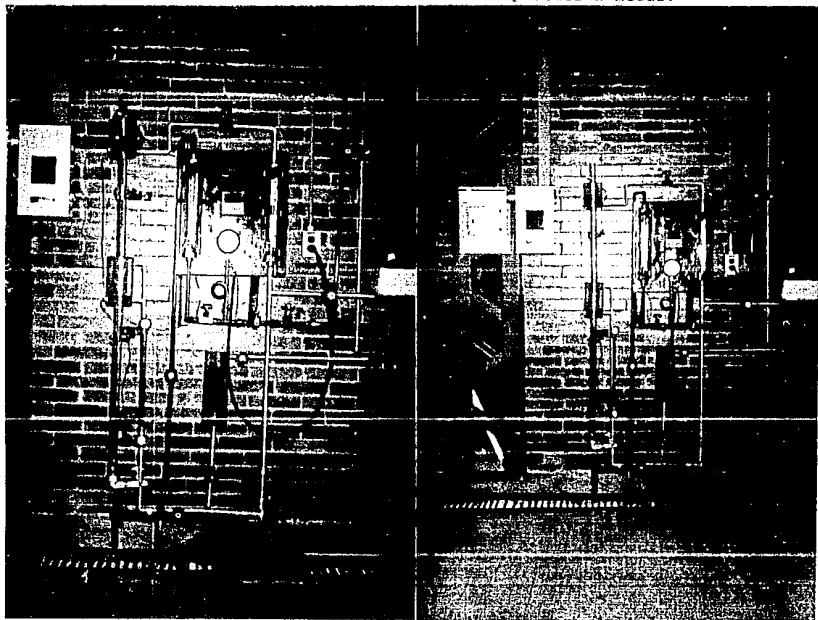
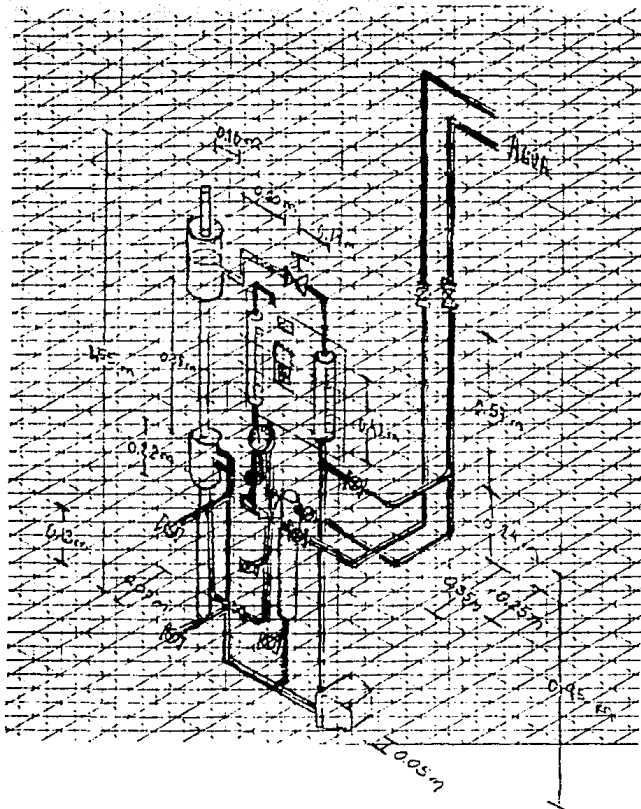


Figura 3-3 Dibujo isométrico de la Torre de paredes húmedas.



3.5. Costo de la Torre de paredes húmedas.

PARTIDA	CANT	DESCRIPCION	PRECIO UNITARIO	PRECIO TOTAL
1	2	Adaptadores macho 19 mm Hid.	1,500	2,300
2	2	Adaptador macho 25 mm Hid.	1,500	3,000
3	1	Válvula compuerta 25 mm Hid.	23,000	23,000
4	1	Codo de 90X25 mm Hid.	2,650	2,650
5	1	Tee 25 mm Hidráulica.	3,975	3,975
6	1	Cople de 25 mm Hid.	2,000	2,000
7	1	Tubo de cemento	3,000	3,000
8	1	Liave de paso de 19 mm.	3,500	3,500
9	1	Válvula de paso bronce 1/4".	7,092	7,092
10	1	Manómetro Mca. Metrón 31/2"	43,080	43,080
11	1	Sifón de acero al carbón 1/4"	7,500	7,500
12	1	UDC 2005-0-0000-0000-00	427,295	427,295
13	1	Selector de 6 puntos 8464-A	242,928	242,928
14	1	Regulador p/aire tipo RA 1/4"	81,585	81,585
15	1	Tee galvanizada	1,000	1,000
16	1	Termopar con 2 Mt. alambre "T"	11,986	11,986
17	1	Medidor flujo, rotámetro agua.	910,000	910,000
18	1	Cople 25 mm Hid	2,900	2,900
19	1	Medidor flujo, rotámetro aire.	910,000	910,000
20	1	Tubo de vidrio pyrex.	20,000	20,000
21	3	Tanques de acrílico cristal.	59,601	178,803
22	1	Tramo de tubo de acrílico 38 mm	14,650	14,650
23	1	Adhesivo, adecril extra con 250 Grms.	2,580	2,580
24	2	Mts. de cable de uso rudo 3X14.	3,200	6,400
25	1	Clavija AFI M5274.	4,000	4,000
26	2	Adhesivos epóxicos.	3,246	6,492
27	1	Juego de válvulas de nivel bronce, de 1/2" y un tubo para nivel.	103,581	103,581
28	2	Válvulas de aguja.	19,458	38,916
29	1	Cinta de teflón	2,266	2,266
30	1	Trabajo de soportería y pintura.	100,000	100,000
			SUB TOTAL.....	\$3,202,438
			+ 15% IVA.....	\$480,366
			T O T A L.....	\$3,682,804

A este gran total se le añade el costo por mano de obra, de plomería y otros materiales, como: tubería de cobre, válvulas de bronce tipo check y otras conexiones que se instalaron en la Torre de paredes húmedas, con fin de usar el mismo tipo y diámetro de tubería que se usó para instalar el resto de los equipos del Laboratorio de Transferencia de Masa. Este gasto lo estimo en aproximadamente \$700,000.00

Así obtenemos el resumen de costos para la construcción de la Torre de paredes húmedas:

Por materiales	\$ 3,682,804.00
Por mano de obra	\$ 700,000.00
G R A N T O T A L	\$ 4,382,804.00

## **CAPITULO IV**

### **TECNICA DE OPERACION**

## CAPITULO IV

### 4. EXPERIMENTACION EN LA TORRE DE PAREDES HUMEDAS.

#### 4.1. Experimentación.

Para llevar a cabo la experimentación es necesario tomar en cuenta los siguientes puntos:

1.- Para que no se quemé el motor eléctrico de la bomba debe considerarse, lo siguiente:

a) Que el tanque de suministro tenga agua y que estén abiertas las válvulas V-4A y V-2A y que estén cerradas las válvulas V-3A, V-5A y V-1A. Ver figura 4-1.

b) Purgar la bomba cuando sea necesario.

c) Procurar no trabajar con la bomba durante 1 hora 30 minutos, siendo recomendable no usarla más de 1 hr. continua.

Nota.- El suministro de agua usando la bomba que está integrada al equipo es muy bajo. Si se requiere trabajar con régimen turbulento en la columna de transferencia es mejor no usar la recirculación vía la bomba de la torre. Si no que es recomendable usar la toma de agua directa del laboratorio.

2.- Para el correcto funcionamiento de la torre de paredes húmedas, hay que cerciorarse que las secciones de calma, ver figura 4-2, por las cuales pasa el aire no contengan agua al igual que las tuberías de aire y en su caso será necesario eliminar dicha agua:

Esto tiene la finalidad de evitar otro contacto agua-aire que no sea el de la Torre.

3.- La medición de los rotámetros es en la parte superior del balín indicador.



Figura 4-1. Diagrama de tubería de la Torre de paredes húmedas.

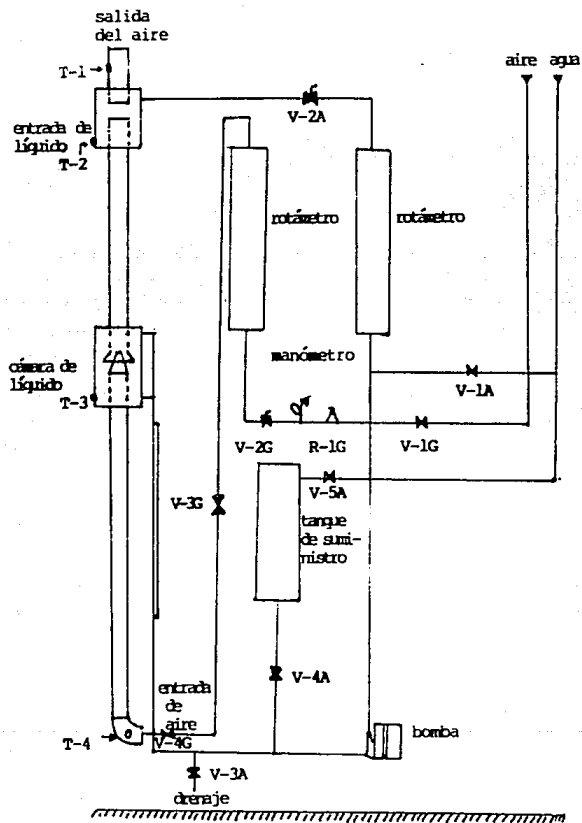
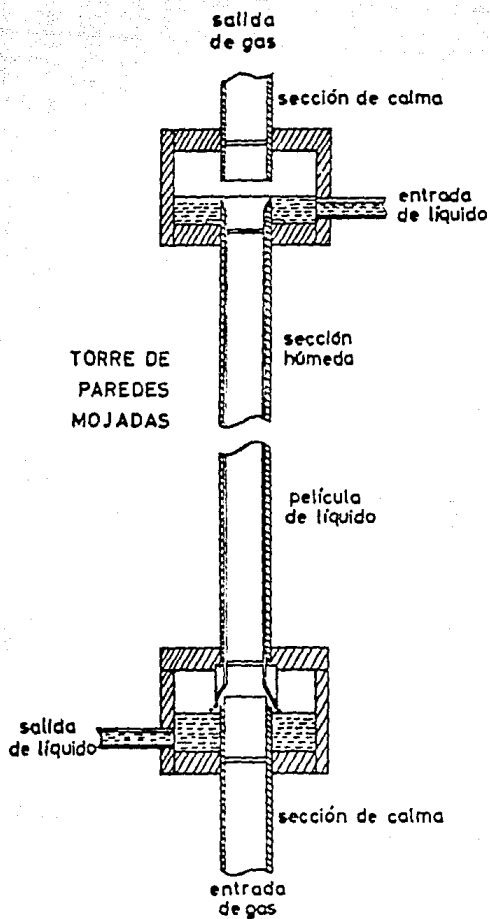


Figura 4-2 Figura de la Torre de paredes húmedas.



Dentro de las opciones que se tienen en el aparato para llevar a cabo la experimentación y levantar datos experimentales se tienen:

- A) Recirculación. Por medio de la medición de la cantidad de masa transferida desde el líquido al gas, la cual se lleva a cabo por medio del agua de reposición que se necesita después de un ciclo de operación.
- B) Sin recirculación. La medición de la cantidad de masa transferida desde el líquido al gas, medida por un balance de materia.

Para ambos procedimientos es necesaria la medición de las temperaturas de bulbo seco y húmedo, con el fin de obtener la cantidad de humedad ganada por el aire, en cada operación, con ayuda de una carta psicométrica. Ver apéndice 1.

Para la experimentación llevada a cabo en el presente trabajo se escogió por la opción B.

Los datos experimentales que se tomaron fueron:

Temperatura de bulbo húmedo= Tw  
Temperatura de bulbo seco= Tbs  
Temperatura del agua= T  
Gasto de aire= VE en (SCFH), pies cúbicos estandar por hora.  
Gasto de agua= Ll en (g/hr), galones por hora.

Dato	Localización (Ver 4-1).
Tw entrante	A la salida de la válvula V-4G.
Tbs entrante	A la salida de la válvula V-4G y termopar 4.
Tw saliente	En la salida del aire.
Tbs saliente	En la salida del aire y termopar 1.
T entrante	En la cámara del líquido y termopar 3.
T saliente	En la cámara de recepción del líquido y termopar 2.
VE	Rotámetro que está a la izquierda junto a la columna de transferencia.
Ll	Rotámetro que está a la derecha junto a las tomas de aire y agua del laboratorio.

Para la medición se usaron simultáneamente tanto las temperaturas registradas por los termopares, como por los termómetros de mercurio de bulbo seco y húmedo para validar las mediciones.

#### 4.2. Técnica de operación y toma de datos.

1) Examinar la figura 4-1 e identificar las válvulas e instrumentos que se encuentran montados en la Torre.

2) Imaginariamente predecir el curso del agua, por tubería color azul y el del aire por tubería color verde.

3) Con una plomada alinear la Columna de paredes húmedas, con el fin de que los segmentos del tubo de acrílico que suministran y dan salida al aire queden alineados con el tubo de vidrio que es donde realmente se lleva a cabo la transferencia de masa.

4) Cerrar válvulas V-5A y V-4A, abrir totalmente las válvulas V-2A y V-3A. Ir abriendo la válvula V-1A para un gasto de unos 25 G/hr e ir aumentando este gasto hasta que el agua rodee perfectamente las paredes interiores de la columna de vidrio.

5) Abrir totalmente las válvulas V-3G y V-4G, ir abriendo poco a poco las válvulas V-1G y V-2G regulando al mismo tiempo con R-1G, de manera que se obtenga al principio una presión de 125 PSIG y un gasto de 130 SCFH. Estos valores se pueden ir aumentando, pero procurando que tanto el flotador del rotámetro con la aguja del manómetro estén estables, es decir que no varíen demasiado. Evitando la excesiva presión de aire que impida la caída natural del agua.

6) Asegúrese de que el indicador de temperatura esté calibrado correctamente en caso de no ser así consultar el apéndice 2, para su calibración.

Durante el ciclo de operación de la Torre se debe medir las siguientes variables: gasto del agua, gasto de aire y su presión, las lecturas de temperatura de bulbo húmedo y seco a la entrada y salida del aire y la temperatura del agua a la entrada y salida.

#### 4.3. Datos requeridos para el procedimiento de cálculo.

A continuación únicamente se darán a conocer los datos experimentales que para fines de comparación entre el coeficiente de transferencia experimental y teórico resultan ser los más representativos.

Corrida	ENTRADA				SALIDA			
	Tw °C	Tbs °C	Twzo °C	Humedad *	Tw °C	Tbs °C	Twzo °C	Humedad *
1	10.4	18	20.5	.0065	13.5	19.2	21	.0097
2	10	18	20.5	.006	13.5	19.2	21	.0097
3	9.4	18	20.5	.005	13.5	19.5	21	.0095
4	9	18.2	20.5	.0048	13	19	21	.009
5	14	20	19.75	.0098	16	20	20.2	.0128
6	13	18	19.75	.0096	16.2	20	20.2	.0128
7	13	18.5	19.75	.0091	16.5	19.8	20.2	.0136
8	10.5	18	19.5	.0065	14.5	18	20	.0112
9	13.5	18	19.75	.0099	15.5	17.5	19.95	.013
10	11.5	23.5	20.1	.0051	14.2	20.5	20.1	.009
11	14	22	19.75	.009	14	19	19.8	.010
12	11.9	14.5	19.75	.0097	14.5	18.5	19.75	.0111
13	17	20.5	19	.014	18	21	19.5	.0155
14	14.5	17	19	.0118	15.5	19	19.5	.0122
15	11	20	21	.0061	16	20	21	.0128

Nota.- La humedad \* está expresada en las siguientes unidades (kg agua/ kg aire seco).

Corrida	VE	P	L1	PV	DT	VT	V1
1	210	.22	41	.3508	62.30	.99	.018
2	210	.22	41	.3508	62.30	.99	.018
3	250	.27	40.5	.3508	62.30	.99	.018
4	225	.2	44	.3508	62.30	.99	.018
5	140	.125	50	.3389	62.30	1.00	.018
6	155	.135	50	.3389	62.30	1.00	.018
7	145	.14	50	.3389	62.30	1.00	.018
8	300	.61	49	.3389	62.30	1.00	.018
9	300	.61	45	.3389	62.30	1.00	.018
10	215	.25	30	.3389	62.30	1.00	.018
11	190	.2	54.5	.3389	62.30	1.00	.018
12	140	.2	61	.3508	62.30	1.00	.018
13	215	.81	35	.3219	62.34	1.00	.018
14	200	.81	36	.3219	62.34	1.00	.018
15	200	.81	55	.3630	62.30	.95	.018

Notas 1.- El significado de las variables VE, P, L1, PV, DT, VT y V1 se encuentran en el punto 4-6.

2.- Las condiciones con las que se tomó el dato de viscosidad del agua (VT), son a T=293-K y P=11.3 PSIG.

Corrida	Temp. promedio del agua (T <sub>1</sub> ) °C	Temp. promedio del agua (T <sub>1</sub> ) °K	$\frac{KT_1}{EAB}$	$\Omega$	$D_{AB} \frac{cm^2}{seg}$	$D_{AB} T_1 \frac{cm^2}{seg}$
1	20.75	293.9	1.58	1.173	0.3169	0.2533
2	20.75	293.9	1.58	1.173	0.3169	0.2533
3	20.75	293.9	1.58	1.173	0.3169	0.2533
4	20.75	293.9	1.58	1.173	0.3169	0.2533
5	19.97	293.12	1.57	1.176	0.3149	0.2516
6	19.97	293.12	1.57	1.176	0.3149	0.2516
7	19.97	293.12	1.57	1.176	0.3149	0.2516
8	19.75	292.9	1.57	1.176	0.3145	0.2514
9	19.85	293	1.57	1.176	0.3147	0.2515
10	20.1	293.25	1.57	1.176	0.3151	0.2518
11	19.77	292.92	1.57	1.176	0.3145	0.2514
12	19.75	292.9	1.57	1.176	0.3145	0.2514
13	19.25	292.4	1.57	1.176	0.3137	0.2507
14	19.25	292.4	1.57	1.176	0.3137	0.2507
15	21	294.15	1.58	1.173	0.3173	0.2536

Nota.- El valor de  $D_{AB}$ , T<sub>1</sub>(cm<sup>2</sup>/seg) es el resultado de la aplicación de la correlación por diferencias de temperatura, ver 4.8.17.

#### 4.4. Resultados obtenidos.

Corrida	Coefficiente de difusión DAB (m <sup>2</sup> /hr)	Coefficiente de transferencia de masa del gas experimental. (Kg mol <sup>2</sup> agua /hr m <sup>2</sup> atm) (*)	Coefficiente de transferencia de masa del gas teórico. (Kg mol <sup>2</sup> agua /hr m <sup>2</sup> atm)
1	.0911	5.0727	8.0112
2	.0911	5.7551	8.0141
3	.0911	7.9603	9.2671
4	.0911	6.5001	8.5162
5	.0905	16.1004	10.7405
6	.0905	4.7858	5.7002
7	.0905	5.5891	6.2035
8	.0905	7.6150	5.8671
9	.0905	12.3149	10.7641
10	.0905	10.8015	10.6942
11	.0906	7.8828	8.0766
12	.0905	1.7401	7.3860
13	.0903	.7429	7.6810
14	.0905	1.8424	5.7507
15	.0902	8.4477	7.9863
16	.0902	1.1382	7.5596
17	.0912	11.0556	7.7438

(\*) Son los datos obtenidos directamente de la experimentación con la Torre de paredes húmedas.

#### 4.5. Tratamiento de los datos.

Para poder tratar la mayor cantidad de datos experimentales, se diseñó una secuencia de cálculo, la cual se enlista en el punto 4.7.

#### 4.6. Lista de variables empleadas en la secuencia de cálculo.

A= Area de la interfase, (m<sup>2</sup>).  
 AA= Area por donde pasa el aire, (m<sup>2</sup>).  
 DAB=Coefficiente de difusión, (m<sup>2</sup>/hr).  
 DD= Integral de colisión, dato buscado las tablas.  
 D= Densidad del agua a la temperatura promedio del agua, (kg/m<sup>3</sup>).  
 DI= Densidad del aire, (kg/m<sup>3</sup>).  
 DE= Diámetro equivalente en, (m).  
 DI= Diámetro interno, (cm).  
 DP= Promedio logarítmico de la fuerza impulsora en los extremos de la Torre, (mmHg).  
 DT= Densidad del agua a la temperatura promedio del agua, (lb/pie<sup>3</sup>).  
 EA= EA/K, en K para el aire.  
 EC= Espesor de la película, (cm).  
 EH= EA/K, en K para el agua.  
 EM= EA/K promedio del aire y agua.  
 EP= Espesor de la película, (m).

EKG=Coeficiente individual experimental del lado del gas, (kg mol agua/ hr m<sup>3</sup> atm).  
 G= Constante de aceleración de la gravedad, (m/hr<sup>2</sup>).  
 G1= Flujo volumétrico del aire entrante, (m<sup>3</sup>/hr).  
 KP= Coeficiente individual del lado del gas, (m/hr).  
 L1= Flujo volumétrico del agua, (Gal/hr).  
 L2= Flujo volumétrico del agua, (m<sup>3</sup>/hr).  
 LC= Longitud de la columna, (cm).  
 NA= Flujo másico, (kg mol H<sub>2</sub>O/ hr).  
 O= Integral de colisión, (Ω).  
 P= Presión manométrica, (mmHg).  
 P1= Presión parcial a la entrada, (mmHg).  
 P2= Presión parcial a la salida, (mmHg).  
 PA= Peso molecular del aire.  
 PC= Presión total en la Cd. de México, (atm).  
 PE= Presión especificada por el rotámetro de aire, (lb/pulg<sup>2</sup>).  
 PH= Peso molecular del agua.  
 PM= Presión parcial de la interfase, (mmHg).  
 PE= Presión para la Cd. de México, (lb/pulg<sup>2</sup>).  
 PT= Presión total en la Cd. de Mex., (mmHg).  
 PV= Presión parcial interfase, (lb/pulg<sup>2</sup>).  
 S= Diámetro de colisión, σ en A para el agua.  
 SA= Diámetro de colisión, σ en A para el aire.  
 Sc= Número de Schmidt.  
 Sh= Número de Sherwood.  
 SP= Promedio de los diámetros de colisión del agua y del aire, (σ<sub>w</sub> y σ<sub>a</sub>).  
 R= Constante de los gases, (m<sup>3</sup> atm/kg mol·K).  
 Re= Número de Reynolds.  
 TE= Temperatura especificada por el rotámetro de aire, (°K).  
 TS= Temperatura para la Cd. de México, (°K).  
 TKG=Coeficiente individual teórico del gas, (kg mol/m<sup>2</sup> hr atm).  
 V1= Viscosidad del aire, (centipoises) @ Cd. de Mex.  
 V2= Viscosidad del agua, (kg/m hr) @ Cd. de Mex.  
 VA= Velocidad del aire, (m/hr).  
 VE= Flujo del aire, (ft<sup>3</sup>/hr).  
 VH= Volumen húmedo, (m<sup>3</sup>/ kg A.S.).  
 VI= Viscosidad del agua a la temperatura promedio del agua, (kg/m hr).  
 VT= Viscosidad del agua a la temperatura promedio del agua, (centipoises).  
 W= Perímetro de la columna, (m).  
 Y1= Humedad de entrada, (kg H<sub>2</sub>O/kg A.S.).  
 Y2= Humedad de salida, (kg H<sub>2</sub>O/ kg A.S.).

#### 4.7. Listado de la secuencia de cálculo.

```

15 PT=526
20 PH=18:PA=29
30 PE=30
40 TE=294
45 TS=293
50 R=.082:G=127, 137,000
65 L= 1.5
70 LC= 48.8
100 INPUT Y ENT=""; Y1
110 INPUT Y SAL=""; Y2
120 INPUT P PAR. INTERFA PSIG=""; PV
130 INPUT F AIRE SCFH=""; VE
140 INPUT DEN AGUA LB/PIE3 ="",DT
150 INPUT VISC AGUA CP=""; VT
155 INPUT F AGUA G/HR=""; L1
160 INPUT VISC AIRE CP=""; V1
165 INPUT DAB MT2/H="";DAB
250 P1= PT*Y1/((PH/PA)+Y1)
260 P2= PT*Y2/((PH/PA)+Y2)
270 PM= 51.7*PV
280 LP= ((PM-P1)-(PM-P2))/LN((P1-PM)/(P2-PM))
290 PS= PT/51.7
300 G1=PE*VE*TS*(0.30513)/(TE*PS)
305 PC=PT/760
310 VH=((1/29) + (Y1/PH))* R* TS/ PC
320 NA= (G1*(Y2-Y1))/(VH *PH)
330 D=DT*0.4536/(0.30513)
340 VI= VT*.01/1000*3600*100
350 L2=L1*(3.785*101(-3))
360 W=PI*DI/100
370 EP= (3* VI* L2/ D/ G/ W)1(1/3)
380 EC= EP* 100
390 A= (DI- (2*EC)) * PI *LC/ (10012)
400 EKG= NA* 760/ A/ DP
410 AA= (DI-(2*EC)) 1 2* PI/4 /(10012)
420 VA= G1/ AA
430 DE= (DI- (2*EC))/ 100
440 V2= V1* 3.6
445 D1= PC* PA/ (R*TS)
450 RE= DE* VA* D1/ V2
475 SC= V2/ D1/ DAB
480 SH= 0.023* (RE10.53) * (SC10.44)
485 KP= SH* DAB* PC/ (DE* (PC-(DP/ 760)))
490 TKG= KP/ (R* TE)
500 PRINT "KG EXP.="; EKG
510 PRINT "KG TEOR.="; TKG

```



#### 4.8. Desgloce del procedimiento de cálculo.

##### 4.8.1. Datos experimentales que pertenecen a la corrida No. 10.

- 1.- Flujo de aire (SCFH)= 300 @21°C, 30 PSIA
- 2.- Temperatura de bulbo húmedo a la entrada del aire (°C)=13.5
- 3.- Temperatura de bulbo seco a la entrada del aire (°C)=18
- 4.- Temperatura de bulbo húmedo a la salida del aire (°C)=15.5
- 5.- Temperatura de bulbo seco a la salida del aire (°C)=17.5
- 6.- Presión manométrica ( $\text{kg}/\text{cm}^2$ )=.61
- 7.- Flujo de agua (GPH)=45
- 8.- Temperatura del agua a la entrada (°C)=19.75
- 9.- Temperatura del agua a la salida (°C)=19.95

##### 4.8.2. Datos constantes.

- 1.- Diámetro interno de la Torre (cm)=2.5
- 2.- Longitud de la Torre (cm)=48.8
- 3.- Presión tota 1585 mmHg= $11.3152 \text{ lb}/\text{pulg}^2 = 0.7697 \text{ atm}$ .

##### 4.8.3. Datos leídos de la carta psicométrica (Apéndice 1).

- 1.- Humedad del aire a la entrada (1)=.0099
- 2.- Humedad del aire a la salida (2)=.013

##### 4.8.4. Presión parcial en la interfase.

Con la temperatura promedio del agua se busca en tablas de vapor el valor de la presión parcial en la interfase.

$$@ T=19.85^\circ\text{C} \quad P_s \text{ del agua}=(0.3389 \text{ lb}/\text{pulg}^2 = FV) = P_{\text{H}_2\text{O}} \quad [1]$$

$$0.3389 \text{ lb}/\text{pulg}^2 = (17.5211 \text{ mmHg} = PM) = 0.02382 \text{ kgf}/\text{cm}^2$$

4.8.5. Presión parcial del agua en el aire a la entrada (1) y salida (2) de la Torre.

$$Y_1 = \frac{P_1}{P_T - P_1} \left( \frac{PM_{H_2O}}{PM_{AIRE}} \right)$$

$$(P_T - P_1) Y_1 = P_1 \left( \frac{PM_{H_2O}}{PM_{AIRE}} \right)$$

$$P_T Y_1 - P_1 Y_1 = P_1 \left( \frac{PM_{H_2O}}{PM_{AIRE}} \right)$$

$$P_T Y_1 = P_1 \left( \frac{PM_{H_2O}}{PM_{AIRE}} \right) + P_1 Y_1 = P_1 \left[ \left( \frac{PM_{H_2O}}{PM_{AIRE}} \right) + Y_1 \right]$$

$$P_1 = \frac{P_T Y_1}{\left( \frac{PM_{H_2O}}{PM_{AIRE}} \right) + Y_1} = \frac{586 \text{ mmHg} \left( \frac{.0089 \text{ Kg H}_2\text{O}}{\text{Kg A.S.}} \right)}{\left( \frac{18}{29} \right) + .0089 \frac{\text{Kg H}_2\text{O}}{\text{Kg A.S.}}} = \frac{5.8014}{.6305} =$$

$$P_1 = 9.1999 \text{ mmHg}$$

$$P_2 = \frac{586 (.013)}{\left( \frac{18}{29} \right) + .013} = \frac{7.618}{0.6336} = 12.0216 \text{ mmHg}$$

4.8.6. Promedio logaritmico de la fuerza impulsora a la entrada y salida de la Torre.

$$\Delta P_{ln} = \frac{(P_{1a20} - P_{1a20}) - (P_{2a20} - P_{2a20})}{\ln \frac{P_{1a20} - P_{1a20}}{P_{2a20} - P_{2a20}}}$$

$$\Delta P_{ln} = \frac{(17.5211 - 9.1999) - (17.5211 - 12.0216)}{\ln \frac{9.1999 - 17.5211}{12.0216 - 17.5211}}$$

$$\Delta P_{ln} = (6.8132 \text{ mmHg} = DP) = 0.0089 \text{ atm}$$

4.8.7. Flujo volumétrico del aire entrante  $G_a$ , ( $m^3/hr$ ).

a) Las condiciones (2) consideradas para la Cd. de México son:

$$\text{Temp} = 20^\circ\text{C} = 293^\circ\text{K}$$

$$\text{Presión} = 585 \text{ mmHg} = (11.3346 \text{ lbf/pulg}^2 = \text{PS}).$$

- b) Las condiciones (1) tomadas de las especificaciones del rotámetro para aire son:

$$\text{Temp} = 21^{\circ}\text{C} = 294^{\circ}\text{K}$$

$$\text{Presión} = 1,551 \text{ mmHg} = 30 \text{ lb/pulg}^2$$

$$\text{Caudal} = V_1 = 200 \text{ ft}^3/\text{hr.}$$

$$\frac{P_1 V_1}{T_1} = \frac{P_2 V_2}{T_2}$$

$$V_2 = \frac{P_1 V_1 T_2}{T_1 P_2} = \frac{30 \frac{\text{lb}}{\text{pulg}^2} \left[ \frac{200 \text{ ft}^3}{\text{hr}} \right] 293^{\circ}\text{K}}{294^{\circ}\text{K} \left[ 11.3346 \frac{\text{lb}}{\text{pulg}^2} \right]} = 527.5520 \text{ ft}^3/\text{hr}$$

$$G_s = 22.4520 \text{ m}^3/\text{hr.}$$

4.8.8. Volúmen húmedo, es el volúmen que ocupa un kilogramo de aire seco, más la humedad que lo acompaña.

$$VH = \left[ \frac{1}{29} + \frac{Y_2}{18} \right] \frac{RT}{P}$$

$$VH = \left[ \frac{1}{29} + \frac{.0099}{18} \right] \frac{.082 (293)}{.7697} = 1.0934 \text{ m}^3/\text{kg A.S.}$$

4.8.9. Flujo másico,  $N_a$  (Kg mol  $\text{H}_2\text{O}$ /hr.).

$$N_a = \frac{G_s (Y_2 - Y_1)}{VH \frac{P_{\text{vapor}}}{P_{\text{total}}}}$$

$$N_a = 14.9937 \frac{(.013 - .0099)}{1.0934 (18)} = 3.542196 \times 10^{-3} \frac{\text{kg mol H}_2\text{O}}{\text{hr}}$$

4.8.10. Espesor de la película.

a) Temperatura promedio del agua (salida y entrada) =  $19.85^{\circ}\text{C}$

b) Densidad del agua.

$$\frac{1}{v_1} = \text{(tablas de vapor)} \quad [1]$$

$$\rho_{\text{vapor}} = 62.30 \text{ lb/pie}^3 = (D = 996.0051 \text{ kg/m}^3) \quad @ 19.85^{\circ}\text{C}$$

c) Viscosidad del agua.

$$\mu_{\text{vapor}} = 1.0 \text{ centipoises} @ 19.85^{\circ}\text{C} \quad [2]$$

$$1.0 \text{ centipoise} = (3.6 \text{ kg/m hr} = \text{VI})$$

d) Constante de aceleración de la gravedad.

$$g = 9.81 \text{ m/seg}^2 = 1.27137 \times 10^8 \frac{\text{m}}{\text{hr}^2}$$

e) Flujo volumétrico del agua = L

$$L = 45 \frac{\text{Gal}}{\text{hr}} = (0.1703 \text{ m}^3/\text{hr} = L_2)$$

f) Perímetro de la columna.

$$W = \pi \text{ DI} = 3.1416 (2.5\text{cm}) = 7.8539 = .0785 \text{ m.}$$

$$L = \frac{\rho g W \delta^3}{3v}$$

$$3vL = \rho g W \delta^3 \quad \delta^3 = \frac{3vL}{\rho g W} \text{ ver Nota.}$$

$$\delta = \sqrt[3]{\frac{3vL}{\rho g W}} = \sqrt[3]{\frac{3 (3.8) 0.1703}{996.0051 (1.27137 \times 10^8) .078539}}$$

$$\delta = (5.69761254 \times 10^{-4} \text{ m} = \text{EP})$$

$$\delta = (0.0569 \text{ cm} = \text{EC})$$

4.8.11. Area de la interfase.

$$A = (\text{DI} - 2\delta)\pi L$$

$$A = (2.5\text{cm} - 2(0.0569\text{cm}))3.1416(48.8\text{cm})$$

$$A = 365.8052 \text{ cm}^2$$

$$A = 0.0365 \text{ m}^2$$

4.8.12. Coeficiente individual experimental del lado del gas, (kg).

$$N_a = k_g A (\Delta P) \ln$$

$$k_g = \frac{N_a}{A(\Delta P) \ln} = \frac{3.542196 \times 10^{-3} \frac{\text{kg mol H}_2\text{O}}{\text{hr}}}{0.0365 \text{ m}^2 (0.0089 \text{ atm})}$$

$$k_g = \left[ \text{EKG} = 10.8015 \frac{\text{kg mol agua}}{\text{hr m atm}} \right]$$

4.8.13. Area por donde pasa el aire,  $A_A$ .

$$A_A = (\text{DI} - 2\delta)^2 \frac{\pi}{4}$$

$$A_A = (2.5\text{cm} - 2(0.0569 \text{ cm}))^2 \frac{\pi}{4} = 4.4714 \text{ cm}^2 =$$

$$A_A = 4.4714 \times 10^{-4} \text{ m}^2$$

Nota.- El espesor de película  $\rho$  puede ser obtenido en términos del promedio de velocidad y a partir del flujo volumétrico, o del flujo másico por unidad de pared de lado a lado, según bibliografía [1].

4.8.14. Velocidad del aire.

$$G_1 = VA_1 \quad v = \frac{G_1}{A_1} = \frac{22.4520 \frac{\text{m}^3}{\text{hr}}}{4.4714 \times 10^{-2} \frac{\text{m}^2}{\text{m}}} = (50,211.9517 \text{ m/hr} = VA)$$

4.8.15 Diámetro equivalente.

$$De = 2.5 \text{ cm} - 2(0.0569 \text{ cm}) = 2.3860 \text{ cm}$$

$$De = (0.02386 \text{ m} = DE)$$

4.8.16. Número de Reynolds.

a) Viscosidad del aire, @ Cd. de México.

$$v = 0.018 \text{ centipoises, @ } T = 293 \cdot K = 20 \cdot C \text{ y } P = 11.3 \frac{\text{lb}}{\text{pulg}^2} \quad [3]$$

$$0.018 \text{ centipoises} = \left[ 0.0648 \frac{\text{kg}}{\text{m hr}} = \nu \right]$$

b) Densidad del aire @ Cd. de México.

$$\text{@ } T = 293 \cdot K \text{ y } P = 0.7697 \text{ atm}$$

$$\rho = \frac{P M}{RT} = \frac{0.7697 (29)}{0.082 (293)} = 0.9306 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} = DI$$

$$Re = \frac{De v_{\text{aire}}}{\nu_{\text{aire}}} = \frac{0.02386 \text{ m} (50,211.9517 \text{ m/hr}) 0.9290 \text{ kg/m}^3}{0.0648 \text{ kg/mhr}} =$$

$$Re = 17,207.26218$$

4.8.17. Coeficiente de difusión del agua en aire. [4]

	$\sigma$ , en A	$\frac{EA}{K}$ , en K
H=Agua	2.649	356
A=Aire	3.617	97

$$\sigma_{A,B} = \frac{\sigma_A + \sigma_B}{2} = \frac{2.649 + 3.617}{2} = 3.133A$$

$$\frac{EAB}{K} = \sqrt{\left(\frac{EA}{K}\right) + \left(\frac{EB}{K}\right)} = \sqrt{356 (97)} = 185.827$$

@ Temperatura promedio del agua = 19.85°C = 293 · K  
Presión = 0.7697 atm

$$\frac{EAB}{KT} = \frac{185.827}{293} = 0.63422 \quad \frac{KT}{EAB} = 1.57$$

El siguiente dato fue obtenido de la Tabla de Constantes de Lenard Jones.

$\Omega = 1.176$  Integral de colisión  $\Omega$ , basada en el Potencial de Lennard-Jones.

$$D_{AB} = \frac{0.001858 T^{3/2} \left( \frac{1}{P_{MAIRE}} - \frac{1}{P_{MAGUA}} \right)^{1/2}}{P_{OAB}^2 \Omega_D}$$

$$D_{AB} = \frac{0.001858 (293 \cdot K)^{3/2} (1/29 + 1/18)^{1/2}}{0.7697 (3.133)^2 \cdot 1.176}$$

$$D_{AB} = 0.3147 \frac{cm^2}{seg}$$

Correlación de diferencias de temperatura.

$$\frac{D_{AB, T_1}}{D_{AB, T_2}} = \left( \frac{T_1}{T_2} \right)^{3/2} \left( \frac{\Omega_D / T_1}{\Omega_D / T_2} \right)$$

Donde  $D_{AB}$ ,  $T_2$  se toma de tablas (ver Nota), siendo este valor de difusión de agua en aire a 298-K y una atmósfera de presión, se tiene:

$$D_{AB, T_2} = 0.26 \frac{cm^2}{seg} \text{ a } 298 \cdot K$$

Para @  $T_2=298 \cdot K$  se tiene:

$$\frac{E_{AB}}{KT} = \frac{185.827}{298 \cdot K} = 0.6235 \quad \frac{KT}{E_{AB}} = 1.6036$$

$$\Omega_D = 1.167$$

$$D_{AB, T_1} = \left( \frac{293 \cdot K}{298 \cdot K} \right)^{3/2} \frac{1.167}{1.176} \left( 0.26 \frac{cm^2 \cdot atm}{seg} \right)$$

$$D_{AB, T_1} = 0.2515 \frac{cm^2}{seg} \text{ a } 293 \cdot K$$

$$D_{AB, T_1} = 0.0905 \frac{m^2}{hr} \text{ a } 293 \cdot K$$

Nota.- Se ve claramente que la dependencia de la "colisión integral" de la temperatura, es muy pequeña. Por lo que la mayoría de los valores de las difusividades con relación a la temperatura solo incluyen la razón  $(T_1/T_2)^{3/2}$ .

#### 4.8.18. Número Schmidt=Sc

El Sc es la relación entre la difusividad de momento y la difusividad de masa.

$$Sc = \frac{\mu_{AIRE}}{P_{AIRE} D_{AB}} = \frac{0.0648 \text{ kg/mhr}}{0.9290 \text{ kg/m}^3 (0.0905 \text{ m}^2/\text{hr})} = 0.7693$$

Nota.- Tabla J.1. "Difusividades binarias de masa en los gases.", que pertenece al apéndice J, de la referencia bibliográfica [13].

4.8.19. Número de Sherwood = Sc

$$Sh = 0.023 Re^{0.83} Sc^{0.44}$$

$$Sh = 0.023 (17,207.2621)^{0.83} (0.7693)^{0.44} = 67.1837$$

4.8.20. Coeficiente individual teórico del lado del gas, Kg.

$$\Delta P_{AIRE} = P_{TOT} - P_{H_2O} = P_{TOT} - \Delta P_{In}$$

$$\Delta P_{AIRE} = 0.7697 \text{ atm} - 0.0089 \text{ atm} = 0.7607 \text{ atm}$$

$$K_c = \frac{Sh \cdot D_{AB} \cdot P_{TOT}}{D_e \cdot \Delta P_{AIRE}}$$

$$K_c = \frac{67.1837 (0.0904 \text{ m}^2/\text{hr}) 0.7697 \text{ atm}}{0.0238 \text{ m} (0.7607 \text{ atm})} = (257.8175 \text{ m/hr} = KP)$$

4.8.21. Comparación de coeficientes individuales de concentración y de presión.

$$PV = nRT$$

$$c = \frac{n}{V} = \frac{P}{RT}$$

$$\Delta C = \frac{\Delta P}{RT}$$

$$N_A = K_c \Delta C = K_g \Delta P$$

$$K_g = K_c \frac{\Delta C}{\Delta P} = K_c \frac{\Delta P}{RT \Delta P} = \frac{K_c}{RT}$$

VALOR TEORICO

$$K_g = \frac{257.8175 \text{ m/hr}}{0.082 \text{ m}^3 \text{ atm/Kg mol} \cdot \text{K} (294 \cdot \text{K})} = 10.6942 \frac{\text{kg mol}}{\text{m hr atm}}$$

VALOR EXPERIMENTAL

$$K_g = 10.8015 \frac{\text{kg mol}}{\text{m hr atm}}$$

$$\% \text{ ERROR EN EXCESO} = 1.0033$$

## **CAPITULO V**

### **DISEÑO DE LA PRACTICA**



## CAPITULO V

### 5. DISEÑO DE LA PRACTICA.

#### 5.1. Objetivos.

- a) Familiarizar al alumno con la transferencia de masa.
- b) El alumno operará una Torre de paredes húmedas y medirá los datos experimentales obtenidos para el sistema aire-agua.
- c) El alumno calculará los coeficientes de transferencia de masa a partir de los datos experimentales y los comparará con los que predice la teoría.

#### 5.2. Fundamentos teóricos.

En varias operaciones de transferencia de masa, se intercambia masa entre dos fases, como lo es la absorción o sea, la disolución selectiva de una de las componentes de una mezcla gaseosa debido a un líquido. Usualmente se utiliza una Torre de pared mojada, ver figura 5-1, para el estudio del mecanismo de esta operación de transferencia de masa ya que proporciona una área de contacto bien definida entre las dos fases y no se produce separación de la capa límite. En esta operación fluye una película delgada a lo largo de la pared de la columna mientras está en contacto con una mezcla de gases. La longitud del contacto entre ambas fases es relativamente pequeña durante la operación normal. Como solo se absorbe una pequeña cantidad de masa, se supone que las propiedades del líquido no se alteran; la velocidad del líquido descendente, por lo tanto, permanecerá virtualmente inalterada por el proceso de difusión.

También se puede utilizar flujo de gas y líquido en corrientes paralelas.

En las torres de pared mojada, excepto que se presenten complicaciones debido a la formación de ondulaciones, el área de interfase es conocida y no hay resistencia de forma.

Para el sistema aire-agua se medirá la transferencia de agua desde la fase líquida a la fase gaseosa, ya que cuando se pone en contacto un caudal de aire de humedad conocida con una película de agua, se producirá el paso del vapor de agua al aire. La cantidad de agua transferida se puede medir por medio de la humedad. Como la humedad es función de la presión parcial del agua en el aire, la ecuación de transferencia estará dada por:

$$N_a = k_g A (\Delta P) \ln$$

$$N_a = G_1 \frac{(Y_2 - Y_1)}{VH_1 \Delta P_{H_2O}}$$

Donde:

$N_a$  = Flujo m $\acute{a}$ sico, kg mol de agua/hr.

$G_a$  = Flujo volum $\acute{e}$ trico de aire entrante, m $^3$ /hr.

$k_g$  = Coeficiente individual del lado del gas, kg mol agua/hrm $^2$  atm.

$A$  = Superficie de transferencia de masa, m $^2$ .

$VH_a$  = Volumen h $u$ medo de aire a la entrada, m $^3$ /kg A.S.

$Y_z$  = H $u$ medad del aire saliente, kg H $2$ O/kg A.S.

$(\Delta P)_{ln}$  = Promedio logaritmico de la fuerza impulsora en los extremos de la columna, atm.

$$(\Delta P)_{ln} = \frac{(P_{1H_2O} - P_{1A}) - (P_{2H_2O} - P_{2A})}{\ln \frac{P_{1H_2O} - P_{1A}}{P_{2H_2O} - P_{2A}}}$$

Donde:

$P_{1H_2O}$  = Presi $o$ n parcial del agua en el aire en el punto 1, atm.

$P_{1A}$  = Presi $o$ n parcial en la interfase en el punto 1, atm.

Hay que hacer notar que el  $\text{área de transferencia}$  no es el  $\text{área de la pared interior de la columna}$ , si no el  $\text{área de interfase en la columna}$ . Esta  $\text{área se calcula restando el diámetro interno de la columna, el espesor de la película del líquido que cae}$ .

A partir de una serie de deducciones, Bird muestra que:

$$L = \frac{\rho g W \delta^3}{3\mu}$$

$$A = (DI - 2\delta) \pi l$$

Donde:

$L$  = Flujo volum $\acute{e}$ trico del agua.

$\rho$  = Densidad del líquido a la temperatura promedio.

$g$  = Constante de aceleración de la gravedad.

$W$  = Perímetro de la columna =  $\pi DI$ .

$\mu$  = Viscosidad.

$\delta$  = Espesor de la película.

$l$  = Longitud de la columna.

$DI$  = Diámetro interno.

Se sugiere que el alumno realice experimentos variando la velocidad del aire, para observar la variación del coeficiente de transferencia de masa con la velocidad.

Gilliland y Sherwood utilizaron una Torre de paredes húmedas para estudiar la vaporización de nueve líquidos en el aire, obteniendo la siguiente correlación.

$$\frac{kg D}{DaB} \frac{(\Delta P_{aire})_{ln}}{P} = 0.023 Re^{0.83} Sc^{0.44} = N_{Sh}$$

Donde:

D= Diámetro

( $\Delta P_{aire}$ )<sub>ln</sub>= Media logarítmica de las presiones del aire.

$D_{aw}$ = Coeficiente de difusividad de las presiones del agua en el aire.

Re= Número de Reynolds.

Sc= Número de Schmidt.

Esta ecuación es aplicable para un intervalo del número de Reynolds de 2000 a 40000, del número de Schmidt de 0.60 a 2.50 y para presiones de 0.1 hasta 3 atm.

Otra correlación para torres de pared mojada, algo menos precisa, es la siguiente:

$$j_M = j_H = \frac{f}{2} = 0.023 \text{ NRe}^{-0.2}$$

Siendo f el factor de fricción de Fanning para el flujo en tuberías rectas y lisas.

Esta correlación es satisfactoria tanto para absorción como rectificación en torres de pared mojada. La analogía que presenta esta ecuación es general para transferencia de calor y materia por una parte y fricción por otra, solamente se cumple para la fricción de superficie y no es en cambio válida para la fricción total, si existe fricción de forma debida a la separación de flujo.

Figura 5-1 . Figura de la Torre de paredes húmedas.

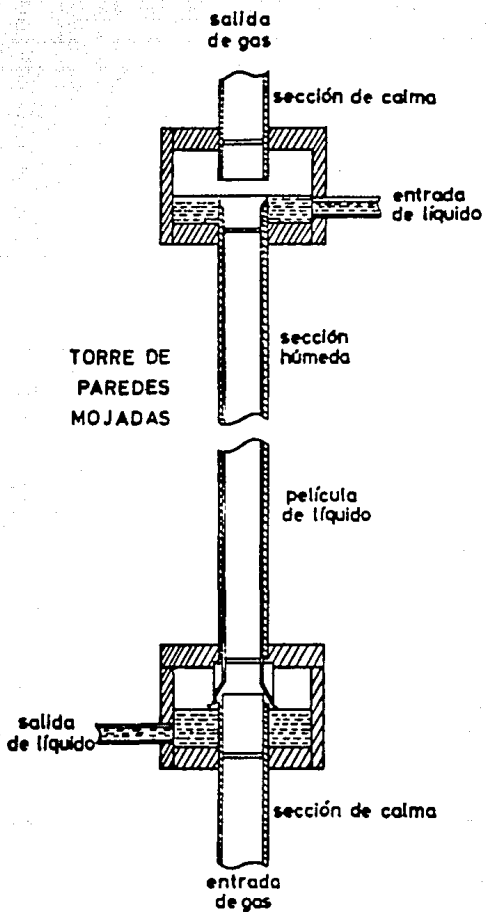
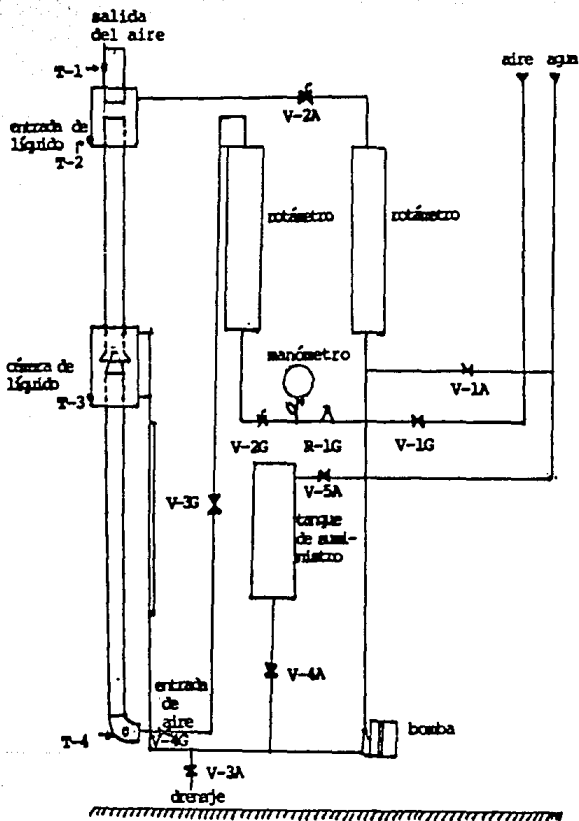


Figura 5-2. Diagrama de tubería de la Torre de paredes húmedas.



### 5.3. Descripción del equipo.

El equipo consiste en un tubo o columna de vidrio pyrex de 48.8 cms., y 2.5 cms. de diámetro interior. La parte inferior de este tubo termina con forma de embudo de manera que se va ensanchando el diámetro de la Torre. En continuidad con este tubo se tiene dos tubos de acrílico ambos del mismo diámetro que el tubo de vidrio. Uno de ellos mide 80 cms., con el cual se alimenta el aire, éste tubo en su parte superior termina en forma cónica. De manera que reduce el diámetro del tubo permitiendo así un direccionamiento del flujo del aire, de forma concéntrica de la parte inferior a la superior.

El otro tramo de tubo de acrílico se encuentra en continuidad con el tubo de vidrio y del otro extremo permitiendo la salida del aire, este tubo mide aproximadamente 15 cms. Ambos tubos de acrílico tienen un diámetro interno de 2.5 cms.

Prácticamente el tramo de tubo de vidrio es el único por donde escurre el agua por las paredes interiores de éste de arriba hacia abajo en contracorriente con el aire y es aquí donde realmente se lleva a cabo la transferencia.

La circulación del agua a través de la columna se puede llevar a cabo de dos formas:

- 1.- Sin recirculación.
- 2.- Con recirculación.

Sin recirculación, de manera que, directamente de la toma de agua del laboratorio se regula el paso de la misma con una válvula de retención, la cual regula el flujo de agua que pasa directamente por el rotámetro, a la salida de este rotámetro se encuentra una válvula de aguja, la cual regula la cantidad de flujo con más exactitud. Esta agua llega a una caja de alimentación de 13 cms. de largo que sirve para la distribución del líquido a través de la columna, haciendo rebosar el líquido por la caja, ésta baja en forma de película por las paredes de la columna y descarga en otra caja de 18cms de largo, la cual se encuentra conectada una tubería que puede sacar el agua al drenaje o para recirculación de la misma.

Con recirculación. Ver punto 3.4. pag 32 para más información.

### 5.4. Técnica de operación.

- 1) Examinar la figura 4-1 e identificar las válvulas e instrumentos que se encuentran montados en la Torre.
- 2) Imaginariamente predecir el curso del agua, por tubería color azul y el del aire por tubería color verde.
- 3) Con una plomada alinear la Columna de paredes húmedas, con fin de que los segmentos del tubo de acrílico que suministran y dan salida al aire queden alineados con el tubo de vidrio que es donde realmente se lleva a cabo la transferencia de masa.

4) Cerrar válvulas V-5A y V-4A, abrir totalmente las válvulas V-2A y V-3A. Ir abriendo la válvula V-1A para un gasto de unos 25 G/hr e ir aumentando este gasto hasta que el agua rodee perfectamente las paredes interiores de la columna de vidrio.

5) Abrir totalmente las válvulas V-3G y V-4G, ir abriendo poco a poco las válvulas V-1G y V-2G regulando al mismo tiempo con R-1G, de manera que se obtenga al principio una presión de 125 PSIG y un gasto de 130 SCFH. Estos valores se pueden ir aumentando, pero procurando que tanto el flotador del rotámetro como la aguja del manómetro estén estables, es decir que no varien demasiado. Evitando la excesiva presión de aire que impida la caída natural del agua.

6) Asegurarse de que el indicador de temperatura esté calibrado correctamente en caso de no ser así consultar el apéndice 2, para su calibración. Durante el ciclo de operación de la Torre se debe medir las siguientes variables: gasto de agua, gasto de aire y su presión, las lecturas de temperatura de bulbo húmedo y seco a la entrada y salida de la Torre y la temperatura del agua a la entrada y salida.

### 5.5. Trabajo posterior a la realización de la práctica.

El alumno entregará al profesor lo siguiente:

a) Tabla con los siguientes datos obtenidos durante la realización de la práctica de laboratorio.

- 1.- Flujo de aire.
- 2.- Presión manométrica.
- 3.- Flujo de agua.
- 4.- Temperatura de bulbo húmedo y seco a la salida y a la entrada de la Torre.
- 5.- Temperatura del agua a la entrada y salida de la Torre.
- 6.- Diámetro interno de la Torre.
- 7.- Longitud efectiva de la Torre.

Nota.- Se sugiere tomar al menos 10 mediciones de cada dato.

b) Cálculo de los coeficientes de masa obtenidos experimentalmente.

c) Cálculo de los coeficientes de transferencia de masa obtenidos teóricamente empleando la Ec. de Gilliland.

d) Calcular el coeficiente de difusión para el sistema ácido acético-aire a una presión de 500 mmHg para un rango de temperaturas de 80 a 90°C. Finalmente reportar los resultados en una gráfica  $T$  ( $^{\circ}\text{K} \times 10^2$ ) VS  $D_{AB}$  ( $\text{cm}^2/\text{seg} \times 10^{-4}$ ).

e) La discusión de los resultados y sus conclusiones.

f) Resolver el cuestionario del punto 5.6.

### 5.6. Cuestionario.

- 1.-¿Qué es una Torre de pared húmeda y para que se utiliza?
- 2.- Diga cuál es el principal problema que se presenta en una Torre de pared mojada.
- 3.-¿Qué son las analogías y por que pueden ser útiles y en que casos?.
- 4.-¿Deduzca la ecuación con la cual se calcula el espesor de una película de líquido que escurre?.
- 5.-¿Qué es un coeficiente de difusividad?
- 6.-¿Cuál es la Ec.de Gilliland y para que rangos del Número de Reynolds tiene validez su aplicación?.
- 7.-¿Qué es una fuerza directora?.
- 8.-¿Cuál es la teoría de las dos resistencias?.
- 9.-¿Cuál es el método de Chapman-Enskog para calcular la difusividad?
- 10.-¿Qué es un coeficiente de transferencia de masa por convección?.

### 5.7. Bibliografía para el desarrollo de la práctica.

-Bird Byron, Stewart Warren E., Lightfoot Edwin, "Transport Phenomena.". Editorial John Wiley & Sons, Inc.

-Welty James R., Wicks Charles E. y Wilson Robert E., "Fundamentos de transferencia de momento, calor y masa." Editorial Limusa, 1982. Primera edición.



## **CAPITULO VI**

### **RECOMENDACIONES Y CONCLUSIONES**

## CAPITULO VI

### 6. RECOMENDACIONES Y CONCLUSIONES.

#### 6.1. Recomendaciones.

Se recomienda antes de emplear la Torre de paredes húmedas lo siguiente:

1. Alinearla con una plomada.
2. Antes de tomar los datos experimentales, esperar hasta que estos no varien mucho.
3. Para evitar ondulaciones en la película de agua tratar de:
  - a) No dejar pasar demasiado aire ya que el flujo de aire en exceso ocasiona burbujeo en la parte superior de la Torre.
  - b) Tratar de trabajar a un régimen turbulento.

#### 6.2. Conclusiones.











La Torre de paredes húmedas, la cual se menciona en la presente tesis, sí sirve para calcular el coeficiente de transferencia de masa ya que comparando con la teoría se obtiene un error de 1 a 2%. Estas estimaciones fueron realizadas sin recirculación.

Haciendo resaltar que su longitud es más corta que otras torres de pared húmeda, lo que representa una ventaja ya que así se puede disminuir notablemente el efecto de ondulaciones, lo que permite tener mayor precisión en los cálculos.

## A P E N D I C E S



PROCEDIMIENTO DE CALIBRACION DEL INDICADOR DE TEMPERATURA.

PROCEDIMIENTO	OPRIME	APARECE EN PANTALLA	ACCION
Dar entrada siguiente al modo de calibración.			Para continuar oprima el siguiente botón.
			Para continuar oprima el siguiente botón, para habilitar la primera entrada para la calibración, (INPUT 1).
			Nota. - Después de haber terminado la secuencia de calibración el controlador automáticamente se deshabilita.
Calibrar 0%			Este paso da comienzo al procedimiento de calibración, vaya al siguiente escalón.
			Ajuste la señal de salida del indicador de temperatura igual a 0% valor que corresponde a la entrada del sensor. Ver Tabla A-1. Espera 30 segundos, después continúe con el siguiente paso.
Calibrar 100%			Ajuste su indicador de temperatura a una señal de salida igual al 100% del valor de la entrada del sensor que haya elegido. Espere 30 segundos, después vaya al siguiente escalón. si la entrada es configurada para un termopar, de lo contrario vaya a "Exit Calibration Mode" es decir al término de forma de calibración.

PROCEDIMIENTO OPRIME APARECE  
EN PANTALLA

ACCION

Cheque la junta fría de temperatura.

FUNC

(value)  
C/TEMP

Compare el valor medio con el valor que aparece en la parte de arriba de la pantalla, el cual se expresa de 10 en 10 en grados. Esto será la lectura corriente de la temperatura como será medida por las terminales del termopar registradas por el indicador de temperatura. Usted podrá cambiar este valor, si no es correcto, usando que son las llaves.

Nota.- Cuando calibre las entradas de termopar a corriente use una resistencia de precisión, calibre la Junta fría como 77 F (24.9 C).

Final del modo /forma de calibración.

FUNC then  
DISP

pv value

En este paso usted guardará las constantes de calibración y se da por terminado el modo/forma de calibración.

T A B L A ( A-1 )

TIPO DE SENSOR	PV RANGO	ENTRADA	RANGO DE VALOR
T T/C	F	C	0% 100%
T(bajo)	-300 a 700	-184 a 371	-5.341 a 17.883 mv
	-80 a 500	-63 a 260	-2.225 a 19.095 mv

B I B L I O G R A F I A

- [ 1 ] Bird Byron, Stewart Warren E., Lightfoot Edwin N.  
"Transport Phenomena."  
Editorial John Wiley & Sons., Inc.
- [ 2 ] Cairns R.C: y Roper G.H.  
"Heat and mass transfer at high humidities in a wetted wall column."  
Chemical Engineering Science.  
Vol. 3, p.p. 97-109, 1954.
- [ 3 ] Chilton T.H. y Coulburn A.P.  
"Mass transfer (Absorption) Coefficients."  
Industrial and Engineering Chemistry.  
Vol. 26, No. 11, p.p. 1183-1187, (October, 1934).
- [ 4 ] Crane  
"Flow of fluids through valves, fittings and pipe."  
Editorial Engineering Division.
- [ 5 ] Fisher and Porter  
"Extruded Body Indicating Flowrator Meters."  
Specification 10A3500, file section.
- [ 6 ] Gilliland E.R. y Sherwood T.K.,  
"Diffusion of vapors into air streams".  
Industrial and Engineering Chemistry.  
Vol. 26, No. 5, p.p. 518-523, (May, 1934).
- [ 7 ] León Basurto Gustavo Emilio.  
Tesis profesional sobre "Diseño y construcción y pruebas de operación de un equipo de absorción del tipo de pared mojada para un laboratorio con fines académicos." de la Universidad Iberoamericana, 1969.
- [ 8 ] Perry Robert H. y Chilton Cecil H.  
"Manual del Ingeniero Químico."  
Editorial Mc. Graw Hill  
1982, quinta edición.
- [ 9 ] Smoot Douglas.  
"Estimate Transport Coefficients."  
Chemical Engineering.
- [10] Tablas de vapor  
Editorial Representaciones y servicios de Ingeniería, S.A.  
1970. Primera publicación en español.
- [11] Tapia Pérez Jesús Armando  
Tesis profesional sobre, "Determinación experimental de Coeficientes de difusión de gases."  
de la Univesidad Nacional Autónoma de México, 1974.

- [12] Treybal Robert E.  
"Operaciones de transferencia de masa."  
Editorial Mc. Graw Hill  
1980 2a edición.
- [13] Welty James R., Wicks Charles E. y Wilson Robert E.,  
"Fundamentos de transferencia de momento, calor y masa."  
Editorial Limusa  
1982 Primera edición.