

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO

FACULTAD DE QUIMICA

---



**DISEÑO DE UNA PRACTICA SOBRE  
TORRES DE PARED MOJADA**

385

**T E S I S**  
**QUE PARA OBTENER EL TITULO DE**  
**INGENIERO QUIMICO**  
**P R E S E N T A**

**ABRAHAM RODAS LECONA**

México, D. F.

1976



Universidad Nacional  
Autónoma de México

Dirección General de Bibliotecas de la UNAM

**Biblioteca Central**



**UNAM – Dirección General de Bibliotecas**  
**Tesis Digitales**  
**Restricciones de uso**

**DERECHOS RESERVADOS ©**  
**PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL**

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

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

CLAS TR. 511  
ABO 1976  
FECHA 1976  
\*ROC pt

367




QUÍMICA

Presidente Prof. : ALBERTO BREMAUNTZ MONGE  
Vocal Prof. : RUDI P. STIVALET CORRAL  
Secretario Prof. : ANTONIO VALIENTE BARDERAS  
1er. Suplente Prof. : ANTONIO FRIAS BENDOZA  
2o. Suplente Prof. : GILDARDO ACOSTA SEGURA

Sitio donde se desarrolló el tema: FACULTAD DE QUIMICA

ABRAHAM RODAS LECONA

ING. ANTONIO VALIENTE BARDERAS

The image shows two handwritten signatures. The first signature is a complex, cursive scribble above a horizontal line. The second signature is a more stylized, angular scribble below another horizontal line.



" A MIS PADRES "

# I N D I C E

PAGINA

INTRODUCCION.-

III

## CAPITULO I.-

1.1.- Generalidades . . . . .	1.1
1.2.- Teorías generales elementales para los procesos de transferencia de masa . . . . .	1.11
1.2a.- Teoría de la película . . . . .	1.12
1.2b.- Modelo de penetración . . . . .	1.13
1.2c.- Teoría de doble capa . . . . .	1.14
1.3.- Transferencia de masa hacia una corriente fluyendo bajo convección forzada . . . . .	1.18
1.4.- Transferencia hacia una fase cuyo movimiento es debido a convección natural . . . . .	1.19
1.5.- Analogías . . . . .	1.20
1.5a.- Analogía de Reynold . . . . .	1.21
1.5b.- Analogía de Chilton-Colburn . . . . .	1.21

## CAPITULO II.-

2.1.- Generalidades sobre Torres de Pared Mojada	2.1
2.2.- Trabajos realizados sobre torres de pared-mojada . . . . .	2.3

## CAPITULO III.-

3.1.- Descripción del equipo . . . . .	3.1
3.2.- Experimentación . . . . .	3.4
3.3.- Técnica de operación . . . . .	3.6

## CAPITULO IV.-

4.1.- Método de Cálculo . . . . .	4.1
4.2.- Secuencia de cálculo . . . . .	4.4
4.3.- Programa usado para cálculo y resultados	4.10
4.4.- Análisis de resultados . . . . .	4.52
4.5.- Conclusiones . . . . .	4.59

## CAPITULO V.-

Práctica a desarrollar en el laboratorio.

## INTRODUCCION.-

El trabajo aquí presentado tiene por objeto dar un ayuda - más al estudiante de la carrera de Ingeniería Química, que le de je entrever con mas objetividad los fenómenos de transferencia - de masa.

El trabajo aquí presentado está constituido en cuatro etapas, y son:

I.- Presentación de los conceptos básicos y generalidades sobre la transferencia de masa.

Esta primera parte tiene la finalidad de introducir al lec tor, en el proceso que se lleva a cabo en la transferencia de ma sa, así como presentar diferentes teorías y puntos de vista desde los cuales se aborda este tipo de operaciones de Ingeniería.

II.- Presentación del trabajo experimental en torres de pa redes mojadas.

En esta parte se da en general las ventajas que reviste la experimentación de una torre de pared mojada; las correlaciones y deducciones que con este equipo se han llevado a cabo: se bos queja el trabajo y la operatoria que se sigue para la obtención de datos experimentales, por último se fijan los objetivos prácticos que se pretenden de la práctica desarrollada en esta tesis.

III.- La tercera etapa contiene los datos experimentales - obtenidos, el modo en que se obtuvieron, puntos de vista prácticos sobre la mejor operación del equipo, precauciones que se tomaron y que se deben tomar con el método de análisis, así como - el tratamiento que se le aplicó a los datos experimentales y los resultados obtenidos.

IV.- Esta etapa es la conclusión en la cual se da ya la estructura física de la práctica que se dará en el laboratorio la cual contiene:

Conceptos básicos, descripción del equipo, operatoria, finalidad, correlaciones válidas para el equipo y un sencillo cuestionario que persigue darle un enfoque más didáctico a la práctica aquí desarrollada.

Como se ve, esta tesis esta enfocada a tratar de elevar el nivel académico y a preparar ingenieros que apoyen su criterio - en bases prácticas y objetivas, que les permitan en su futuro - profesional desarrollar mejores técnicas y tecnologías para el - mejoramiento de nuestra industria.

Esta tesis no pretende ser solo un requisito para obtener un título Universitario, sino que se hace con la conciencia de - tratar de contribuir en una forma modesta en la mejor formación - de futuros profesionistas.

## CAPITULO I

### 1.1- GENERALIDADES.

En la Ingeniería química la transferencia de masa representa una de las partes medulares para el diseño, operación, reformatión y comprensión de una planta química.

Difícilmente se podrá encontrar una industria química en que la transferencia de masa no sea un proceso crítico dentro del contexto general de la planta o complejo industrial.

Dentro de la transferencia de masa se clasifican varias - operaciones unitarias, tales como son la absorción, extracción - líquido-líquido, destilación simple y fraccionada, secado, etc. - Pero todas ellas tienen similitud entre si en lo que respecta a los mecanismos de transferencia de masa, o dicho de otra manera, todos los mecanismos se pueden explicar desde un solo punto de vista, dando diferentes restricciones o circunstancias de operación especiales para cada tipo de operación unitaria. (4)

Para entender lo anterior comenzaremos por exponer, que entendemos por transferencia de masa:

La transferencia de masa, es el proceso por el cual una cantidad de material físicamente localizable se transporta de un punto a otro de un sistema por acción de una fuerza directora. (3)

Esta fuerza directora, en general, es un gradiente de concentración (difusión molecular) una fuerza mecánica como la agitación (transferencia de masa por convección), o puede ser un gradiente térmico, eléctrico, magnético, etc.]

Para los fines prácticos de este trabajo hablaremos del -

transporte de material debido a una fuerza directora llamada gradiente de concentración.

Este transporte de material puede ser llevado a cabo por un mecanismo molecular llamado "Difusión molecular", o por un mecanismo turbulento llamado "Transferencia de masa por Convección".

El primer mecanismo es el que se lleva a cabo cuando en una mezcla un componente dado (llámase componente A), se mueve por el seno de ~~la~~ mezcla en virtud de un gradiente de concentración existente en la mezcla desde un punto rico en A hasta un punto pobre en A. Este movimiento del componente A, origina un flujo en el sentido de llegar a un equilibrio (llámase dirección Z) en el cual la concentración de la mezcla sea homogénea en todos sus puntos y el flujo de material sea cero. Este flujo de componente A puede definirse:

$$\text{FLUJO} = - \left( \begin{array}{c} \text{densidad} \\ \text{total} \end{array} \right) \left( \begin{array}{c} \text{coef. de} \\ \text{difusión} \end{array} \right) \left( \begin{array}{c} \text{gradiente de} \\ \text{concentración} \end{array} \right)$$

ó

$$J_A = -C D_{A\text{-mezcla}} \frac{dy_A}{dz} \quad \text{----- (1)}$$

a esto es lo que llamamos primera ley de Ficks o de difusión; en ella se encuentran los siguientes términos:

$J_A$  = Flujo de A en la dirección Z

C = Concentración total de la mezcla

$D_{A\text{-mezcla}}$  = Coeficiente de difusión del componente A en la mezcla

$\frac{dy_A}{dz}$  = Gradiente de concentración

Para mayor claridad definiremos la difusión como:

"Es el movimiento bajo la influencia de un estímulo físico

interno, de un componente individual a través de una mezcla".

En estas circunstancias [el coeficiente de difusión no es mas que la capacidad que tiene un componente A de difundirse por una mezcla (para el caso de una mezcla binaria sería la capacidad de A de difundirse por B) a una temperatura y presión determinadas, ya que en general es independiente del gradiente o variación de la concentración.]

Aunque un componente A se puede transportar por virtud de un gradiente, también puede ser transportado en virtud de un movimiento conjunto de la mezcla.

Lo anterior puede ser deducido matemáticamente y se llega a una expresión como la siguiente (todo partiendo de la primera ley de Ficks):

$$N_A = -C D_{A\text{-mezcla}} \nabla y_A + y_A \sum_{i=1}^n N_i \dots \dots \dots (2)$$

En la que encontramos un operador "nabla" que le da más generalidad a la ecuación, ya que denota un gradiente tridimensional y engloba cualquier gradiente particular en una dirección privilegiada.

Ahora bien en la ecuación viene compuesta de dos partes:

$-C D_{A\text{-mezcla}} \nabla y_A$  = que nos da el flujo molar debido exclusivamente a un gradiente de concentración.

$y_A \sum_{i=1}^n N_i$  = que nos refleja el flujo molar del componente A como el resultado del movimiento conjunto de la mezcla.

Particularmente para una mezcla binaria y flujo en una sola dirección Z.

$$N_{Az} = -c D_{A-B} \frac{dy_A}{dz} + y_A (N_A + N_B) \dots \dots \dots (3)$$

Ahora bien, aunque parecieran bastante fáciles estas ecuaciones y perfectamente desarrolladas, se tiene el gran problema de que no existen aún relaciones teóricas lo suficientemente confiables que nos den con un buen grado de exactitud el valor del susodicho coeficiente de difusión  $D_A - B$ ; dado que en la mayoría de los casos es necesario su determinación experimental.

Enfoquemonos a mezclas binarias; muchos investigadores han propuesto ecuaciones para la determinación de dichos coeficientes. Así podemos mencionar:

Para mezclas gaseosas isotópicas Jeans, Chapman, & Sutherland, a partir de argumentos de Teoría de Colisión, desarrollaron una ecuación para la difusividad de un componente A en la mezcla de A y su isótopo A', de la siguiente manera:

$$D_{A-A'} = \frac{2}{3 \pi^{3/2} d^2 P} \left( \frac{k^3 T^3}{m} \right)^{1/2} \dots \dots \dots (4)$$

donde:

- P = Presión total
- d = Diámetro de la molécula esférica
- k = Constante de Boltzmann
- m = Masa de las moléculas

De esta ecuación y basados en teorías más modernas de Colisión Hirschfelder, Bird, & Spotz, usando el potencial de Lennard Jones, derivaron la siguiente expresión:

$$D_{A-B} = 0.001858 T^{3/2} \left( \frac{1}{M_A} + \frac{1}{M_B} \right)^{1/2} / (P \Omega_{AB}) \dots \dots \dots (5)$$

donde:

- $D_{A-B}$  = Es la difusividad del componente A a través de B ( $\text{cm}^2/\text{seg.}$ )
- T = Temperatura absoluta  $^{\circ}\text{K}$



$M_i$  = Pesos moleculares respectivos

$P$  = Presión absoluta (atm.)

$\sigma_{AB}$  = Diámetro de Colisión, parámetro Lennard-Jones  
(Å)

$\Omega$  = Integral de colisión, que es una función adimensional de la temperatura y del campo potencial intermolecular entre una molécula de A y otra de B.

Otra correlación para una mezcla gaseosa es la dada por Gilliland:

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

donde:  $D_{A-B}$  = Es la difusividad molar (lb.mol/ft-hr)

$T$  = Temperatura absoluta ( $^{\circ}R$ )

$M_i$  = Pesos moleculares respectivos

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

Estas relaciones son aplicables para mezclas gaseosas no polares, dando la ecuación (5) errores del 6%.

Para mezclas líquidas existen otras relaciones, pero éstas presentan mucha menor exactitud, ya que la investigación sobre difusión en líquidos ha cosechado menores logros; así podemos mencionar las relaciones de Wilke-Chang:

$$\frac{D_{A-B} \mu_B}{T} = \frac{7.4 \times 10^{-8} (\Gamma_B M_B)^{1/2}}{V_b^{0.6}} \quad (7)$$

donde:  $D_{A-B}$  = Difusividad masa de A a través de B  
(cm<sup>2</sup>/seg)

$\mu_B$  = Viscosidad de solvente

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

$M_B = \text{Peso molecular de solvente}$

$V_b = \text{Volúmen molecular de soluto a su temperatura normal de ebullición (cm}^3/\text{g mol)}$

$\Gamma_B = \text{Parámetro de asociación específico para cada solvente.}$

Esta ecuación es medianamente válida para soluciones diluidas.

Pero en general todo lo anterior también presupone una experimentación para la determinación de los parámetros que influyen directamente sobre el coeficiente de difusividad, de ahí que en general se recomienda solo usarse como último recurso para la determinación de los coeficientes de difusión en carencia de datos experimentales disponibles.

Ahora bien, a partir de datos experimentales para mezclas binarias se ha desarrollado y encontrado como satisfactorio el cálculo de coeficientes de difusión en mezclas multicomponentes por el uso de las siguientes ecuaciones:

$$D_{A-\text{mezcla}} = 1 / \left( Y'_b / D_{A-b} + Y'_c / D_{A-c} + \dots \right) \dots (8)$$

$$Y'_b = Y_b / (Y_b + Y_c + Y_d + \dots + Y_n) \dots (9)$$

Para el desarrollo más sistemático de los procesos de transferencia de masa se puede definir la siguiente ecuación de continuidad:

$$\nabla \cdot N_A + \frac{dc_A}{dt} + R_A = 0 \dots (10)$$

Ec. general deducida a partir del principio de conservación de masa, la cual puede ser particularizada para cada tipo

de transporte de material,

donde:  $\nabla \cdot N_A =$  Flujo neto de A

$\frac{dCA}{dt} =$  Acumulación de A

$R_A =$  Aparición o desaparición de A por reacción química

o sea el principio fundamental de:

Lo que entra = lo que sale - acumulación - reacción química.

El coeficiente de difusión o difusividad masa para un gas puede ser medido experimentalmente en una celda de difusión de Arnold. Esta celda se ilustra en la figura No. 1. El tubo angosto, el cual es parcialmente llenado con líquido puro A, se mantiene a una temperatura y presión constantes. Un gas B se hace fluir transversalmente por la parte abierta del tubo, siendo este gas inmiscible e inerte con respecto a A. El componente A se vaporiza y se difunde dentro de la fase gaseosa; esta velocidad de vaporización puede ser físicamente medida y puede también ser matemáticamente expresada en términos del flujo molar.

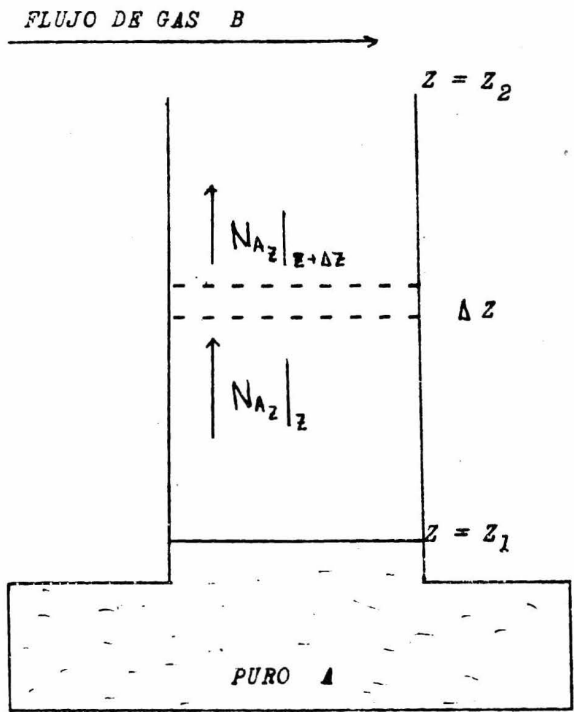
Considérese el volumen de control  $S \Delta z$ , donde  $S$  es el área transversal del tubo. El balance de masa en estado estable para dicho volumen de control será:

$$S N_{A_z} \Big|_{z+\Delta z} - S N_{A_z} \Big|_z = 0$$

Dividiendo entre el volumen  $S \Delta z$ , y evaluando el límite -- cuando  $\Delta z \rightarrow 0$  se obtiene:

$$\frac{d}{dz} N_{A_z} = 0 \text{ ----- B}$$

Esta relación estipula que el flujo molar de A es constan-



CELDA DE ARNOLD

Fig. No. 1

te a través de la fase gaseosa desde  $z_1$  hasta  $z_2$ .

La ecuación B puede ser obtenida a partir de la ec. 10, la cual desarrollada será:

$$\left[ \frac{d}{dx} N_{Ax} + \frac{d}{dy} N_{Ay} + \frac{d}{dz} N_{Az} \right] + \frac{dc_A}{dt} - R_A = 0$$

Para un proceso en estado estable y sin reacción química, se obtiene la ec. B por reducción de la ec. 10; tomando en cuenta que la difusión se lleva a cabo en una sola dirección (la dirección  $z$ ).

Una deducción similar se puede hacer para el componente B

$$\frac{d}{dz} N_{Bz} = 0 \text{ ----- C}$$

y de acuerdo con la ec. C el flujo molar de B es constante desde  $z_1$  hasta  $z_2$ . Ahora, si consideramos el plano  $z_1$  y tomando en cuenta la condición inicial de insolubilidad de B en A, se concluye que  $N_{Bz} = 0$  en el plano  $z_1$ ; aplicando esta condición a la ec. C se concluye que  $N_{Bz} = 0$  a través de la columna. De ahí que B es un gas estacionario.

El flujo molar constante de A está descrito por:

$$N_{Az} = -c D_{A-B} \frac{dy_A}{dz} + y_A (N_{Az} + N_{Bz}) \text{ ----- (3)}$$

aplicando  $N_{Bz} = 0$  queda:

$$N_{Az} = - \frac{c D_{A-B}}{1 - y_A} \frac{dy_A}{dz}$$

Esta ecuación puede ser integrada para las siguientes condiciones:

$$z = z_1 \quad y_A = y_{A1}$$

$$z = z_2 \quad y_A = y_{A2}$$

De la ecuación B, y suponiendo que el coeficiente de difu-

sión es independiente de la concentración queda:

$$N_{AZ} \int_{z_1}^{z_2} dz = c D_{A-B} \int_{y_{A1}}^{y_{A2}} - \frac{dy_A}{1-y_A} \dots \dots \dots E$$

Integrando:

$$N_{AZ} = \frac{c D_{A-B}}{(z_2 - z_1)} \ln \frac{(1 - y_{A2})}{(1 - y_{A1})} \dots \dots \dots F$$

Si la concentración media logarítmica del componente B se define como:

$$y_{B \ln} = \frac{y_{B2} - y_{B1}}{\ln(y_{B2} / y_{B1})}$$

y para el caso de una mezcla binaria, esta puede ser expresada como:

$$y_{B \ln} = \frac{(1 - y_{A2}) - (1 - y_{A1})}{\ln[(1 - y_{A2}) / (1 - y_{A1})]} = \frac{y_{A1} - y_{A2}}{\ln[(1 - y_{A2}) / (1 - y_{A1})]} \dots \dots \dots (11)$$

sustituyendo (11) en (F)

$$N_{AZ} = \frac{c D_{AB} (y_{A1} - y_{A2})}{z_2 - z_1 y_{B \ln}} \dots \dots \dots (12)$$

En función que  $N_{AZ}$  es posible medirla físicamente, de aquí se puede medir experimentalmente la difusividad del componente A en un gas estacionario B.

A esta ecuación se le llama: "Ecuación de difusión de un gas a través de otro gas estacionario, en estado estable".

Existe el proceso en el cual el componente en movimiento no es único (destilación), es decir, la difusión es equimolecular; para este caso se usa la siguiente ecuación, deducida igualmente a partir de la ecuación (3) y (10).

$$N_{AZ} = \frac{D_{A-B}}{z_2 - z_1} (C_{A1} - C_{A2}) = \frac{D_{A-B}}{(z_2 - z_1) RT} (\tilde{P}_{A1} - \tilde{P}_{A2}) \dots (13)$$

A esta ecuación se le llama "Ecuación de difusión equimolecular en estado estable".

1.2.- **TEORIAS GENERALES ELEMENTALES PARA LOS PROCESOS TRANSFERENCIA DE MASA.**

Como se mencionó al principio, existen dos tipos de transferencia de masa, molecular y turbulento (por convección).

En la sección anterior se bosquejó y se dió una pequeña reseña de las ecs. útiles en difusión molecular. Sin embargo [la mayoría de los procesos se llevan a cabo por transferencia de masa por convección, sea esta natural (térmica, o por diferencia de densidades) ó forzada (agitación mecánica); este tipo de transferencia se lleva a cabo, en el transporte de que es objeto un componente A en virtud del acarréo que sufre al estar la mezcla afectada por una fuerza externa que lo mueve como un todo.]

Este proceso de transferencia de masa por mecanismo turbulento, ha sido poco estudiado, debido a las dificultades que presenta para su representación matemática, de ahí que solo se ha postulado una ecuación general empírica de la siguiente forma:

$$N_{AZ} = k_c (C_{Ai} - C_A) \dots \dots \dots (14)$$

donde:  $k_c$  = Es el coeficiente de transferencia de masa por convección.

$C_{Ai}$  = Es la concentración en la interfase

$C_A$  = la concentración en el seno del fluido con flujo turbulento.

En general existen dos tipos de coeficientes de transferencia de masa:

Los llamados individuales (que se denominan con letras minúsculas), los cuales son los coeficientes que 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.

Los llamados coeficientes totales (overall) (expresados con letras mayúsculas), que miden la resistencia total que oponen ambas fases en conjunto para la transferencia de masa, referidos dichos coeficientes a una de las fases.

Dentro de estos dos tipos de coeficientes se pueden clasificar cada coeficiente de acuerdo a la forma en que esté expresada la fuerza directora, es decir, en función de presiones, fracción mol., relación mol., etc.

Resumiendo, existen dos tipos de coeficientes, individuales, que miden la resistencia a la transferencia de masa en una sola fase, y totales, que miden la resistencia total de ambas fases a la transferencia de masa; dentro de cada tipo, estos coeficientes son particulares según el tipo de fuerza directora a la que estén relacionados.

Ahora bien, algunas teorías se han propuesto, mismas que se presentan en una forma somera aquí.

#### 1.2a.- TEORIA DE LA PELICULA.-

El concepto de película está basado en un modelo, en el cual la resistencia total a difundirse desde una superficie líquida a una corriente gaseosa se supone comprendida en una capa



estacionaria de grosor  $\delta$ .

En otras palabras, para este modelo,  $\delta$  es una longitud ficticia, la cual representa al grosor de una capa de fluido estacionario que ofrece la misma resistencia de difusión molecular, como la encontrada por los procesos combinados de difusión molecular y difusión debida al arrastre del fluido en movimiento. Si este modelo fuera el correcto, el coeficiente de transferencia de masa por convección podría expresarse en función del coeficiente de difusión gaseosa, esto es:

$$k_c = \frac{D_{A-B} P}{P_{B \ln} \delta} \text{ --- (15)}$$

donde:

$P$  = Presión total (atm)

$P_{B \ln}$  = Presión parcial media logarítmica del componente B.

Todo esto, cuando el componente que se difunde se transporta a través de un gas que no se difunde.

Esto dice claramente que el  $k_c$  es directamente proporcional al  $D_{A-B}$ ; lo cual no es totalmente cierto.

En general esta teoría no ha sido debidamente comprobada experimentalmente, ya que no se ha podido medir con exactitud el grosor de dicha película; si es que ésta existe.

#### 1.2b.- MODELO DE PENETRACION.-

Dice que el componente A después de penetrar en el medio absorbente una distancia corta (esto es, el medio de interés) - desaparecería vía reacción química de solvatación, de tal manera que es relativamente corto el tiempo de contacto, así:

$$k_c = (D_{A-B} / \pi \text{ exposición})^{1/2} \text{ --- (16)}$$

Toor y Marchello han apuntado que el concepto de penetración de Danckwerts, es válido solamente cuando la superficie se renueva con relativa rapidez, de tal manera que es básica una provisión de elementos nuevos continuamente alimentados a la superficie. Para elementos no nuevos en la superficie, una condición de gradiente de concentración en estado estable es establecida, tal como lo predice la teoría de película; de esta manera velocidades de transferencia de masa pueden ser directamente -- proporcionales a la difusividad.

Cuando la superficie de contacto está formada por una cantidad equilibrada de elementos nuevos y no nuevos, un estado en que  $k_c$  es proporcional a  $D_{A-B}$  a una potencia que está entre 0.5 y 1.0 se presenta. Esto es un hecho que se ha medido experimentalmente; tal cosa sugiere que en general se podría considerar que ambos mecanismos son válidos y funcionan durante el proceso de transferencia de masa.

#### 1.2c.- TEORIA DE LA DOBLE CAPA.-

Otra teoría es la postulada por Whitmann, la cual dice que la transferencia de masa entre dos fases en contacto está compuesta de tres pasos: Transporte del material desde el seno de la fase rica a la interfase, paso del material por la interfase y transporte del material desde la interfase al seno de la fase pobre.

La teoría tiene dos suposiciones fundamentales que son:  
La velocidad de transferencia entre las dos fases es con-

trolada por la velocidad de difusión para cada lado de la interfase, y la resistencia que ofrece la interfase para la transferencia de masa es nula.

Esta última aseveración ha sido comprobada experimentalmente.

La teoría se ilustra en la Fig. No. 2, donde la fuerza directora en la fase gaseosa será el gradiente:  $(P_{AG} - P_{Ai})$  siendo respectivamente la presión parcial volumétrica y de interfase, y la fuerza directora en el líquido será:  $(C_{Ai} - C_{AL})$  donde respectivamente serán la concentración en la interfase y volumétrica; ahora bien,  $P_{Ai}$  y  $C_{Ai}$  serán las composiciones de equilibrio.

A partir de esto se define:

$$N_{AZ} = K_G (P_{AG} - P_{Ai}) \text{ --- (17)}$$

$$N_{AZ} = K_L (C_{Ai} - C_{AL}) \text{ --- (18)}$$

donde  $K_G$  y  $K_L$  son los coeficientes individuales de transferencia de masa por convección; y donde la ecuación:

$$\frac{K_L}{K_G} = \frac{(P_{AG} - P_{Ai})}{(C_{Ai} - C_{AL})} \text{ --- (19)}$$

da la pendiente de la línea de unión (muy útil en el diseño de equipo), como se ve en la Figura No. 3.

Debido a la dificultad que representa la medición de los coeficientes de transferencia de masa individuales por convección se define:

$$N_{AZ} = K_G (P_{AG} - P_A^*)$$

$$N_{AZ} = K_L (C_A^* - C_{AL})$$

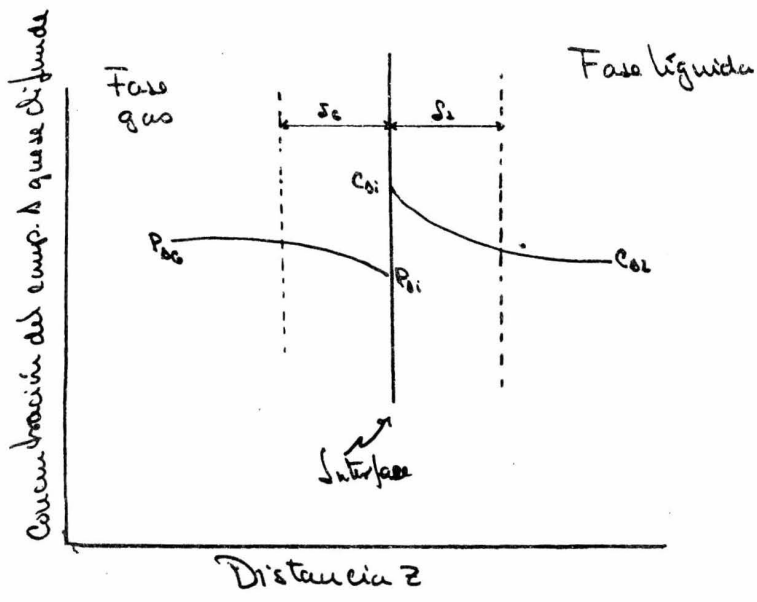


Fig. 2

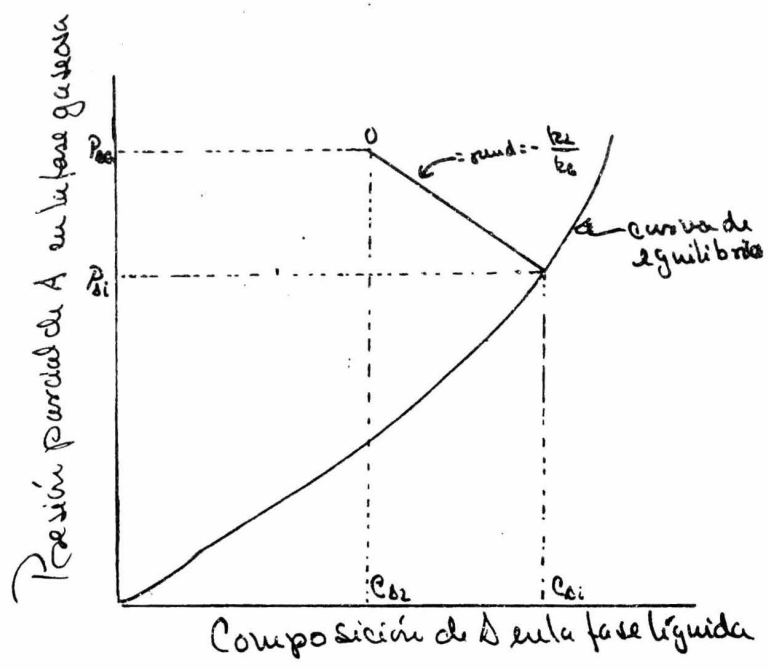


Fig. No 3

donde  $P_A^*$  es la presión en equilibrio con  $C_{A1}$

y  $C_A^*$  la concentración en equilibrio con  $P_{AG}$

siendo  $K_G$  y  $K_L$  los coeficientes totales de transferencia de masa basado en la fuerza directora de presiones parciales y de -- concentraciones respectivamente.

La transferencia de masa por convección que involucra el-transporta de material entre una superficie límite y un fluido- en movimiento, ó entre dos fluidos en movimiento, relativamente inmiscibles entre ellos, se ha dicho que es descrita por la ecua- ción.

$$N_A = k_c \Delta C_A$$

donde el flujo de masa,  $N_A$ , es en la dirección del decrecimen- to de la concentración. Esta ec. es la definida para  $k_c$ , que es el coeficiente para transferencia de masa por convección, y- es análoga a la definida para el coeficiente de transferencia - de calor por convección.

Esta similitud nos da una pista de la posibilidad de cal- cular este coeficiente de transferencia de masa; ya que es uno- de los grandes problemas para la Ingeniería Química, el cálculo de dichos coeficientes.

Hay cuatro métodos para su evaluación, y son:

- 1.- Análisis dimensional acoplado con la experimentación.
- 2.- Análisis exacto de la capa límite.
- 3.- Análisis aproximado de la capa límite.
- 4.- Analogías entre momentum, energía, y transferencia de masa.

Los métodos más importantes y únicos que se trataran aquí son el análisis dimensional y las analogías.

El análisis dimensional predice varios parámetros adimensionales, los cuales son útiles para correlacionar datos experimentales. Hay dos procesos importantes de transferencia de masa los cuales consideraremos: transferencia de masa hacia una corriente fluyendo bajo convección forzada y transferencia de masa a una fase que se está moviendo bajo condiciones de convección natural.

### 1.3.- TRANSFERENCIA DE MASA HACIA UNA CORRIENTE

#### FLUYENDO BAJO CONVECCION FORZADA.-

En una forma general podremos decir que los parámetros -- que son significativos dentro de la convección forzada son:

Longitud característica	$L$	$L$
Densidad del fluido	$\rho$	$M/L^3$
Viscosidad de fluido	$\mu$	$M/Lt$
Velocidad del fluido	$v$	$L/t$
Difusividad del fluido	$D_{AB}$	$L^2/t$
Coefficiente de transferencia de masa	$k_C$	$L/t$

Con las variables anteriores describimos geometría del -- sistema, el flujo, las propiedades del fluido, y la cantidad -- que es de nuestro interés primario.

Por el método de Buckingham se ve claramente que este sistema se puede resolver con tres grupos adimensionales: así si -- tomamos como variables centrales  $D_{A-B}$ ,  $\rho$ ,  $L$  tenemos:

$$\pi_1 = D_{AB}^a \rho^b L^c R_c$$

$$\pi_2 = D_{AB}^d \rho^c L^e v$$

$$\pi_3 = D_{AB}^g \rho^h L^i \mu$$

resolviendo tendremos que:

$$Sh = \pi_1 = \frac{R_c L}{D_{A-B}} ; \pi_2 = \frac{L v}{D_{A-B}} ; \pi_3 = \frac{\mu}{\rho D_{A-B}} \equiv Sc ; \frac{\pi_2}{\pi_3} = \frac{L v \rho}{\mu} \equiv Re_L$$

El resultado del análisis dimensional de transferencia de masa por convección forzada será:

$$Sh = f(Re_L, Sc)$$

que es análogo al de transferencia de calor.

$$Nu = f(Re, Pr)$$

#### 1.4.- TRANSFERENCIA HACIA UNA FASE CUYO MOVIMIENTO ES DEBIDO A CONVECCION NATURAL.

La convección natural ocurre cuando existe una variación en la densidad dentro de una fase líquida o gaseosa. La variación de densidad puede ser debida a una diferencia de temperatura o a una gran diferencia de concentraciones.

En general las variables que influyen en el proceso son:

Longitud característica	$L$	$L$
Difusividad del fluido	$D_{A-B}$	$L^2/t$
Densidad del fluido	$\rho$	$M/L^3$
Viscosidad del fluido	$\mu$	$M/Lt$
Fuerza de sedimentación	$g \Delta \rho_A$	$L/L^2 t^2$
Coefficiente de transferencia de masa	$R_c$	$L/t$

De nuevo usando el método de Buckingham y utilizando como

variables centrales a  $D_{A-B, L, \mu}$  obtendremos:

$$\pi_1 = D_{AB}^a L^b \mu^c k_c$$

$$\pi_2 = D_{AB}^d L^f \mu^g \rho$$

$$\pi_3 = D_{AB}^h L^i \mu^k g \Delta p_A$$

resolviendo se encuentran los siguientes números:

$$\pi_1 = \frac{k_c L}{D_{A-B}} \equiv Sh; \quad \pi_2 = \frac{\rho D_{A-B}}{\mu} \equiv \frac{1}{Sc} \quad \text{y} \quad \pi_3 = \frac{L^3 g \Delta p_A}{\mu D_{A-B}}$$

que da por resultado:

$$Sh = f(Gr_{AB}, Sc)$$

Estas son las dos más importantes relaciones para la determinación de coeficientes de transferencia de masa forzada y natural.

### 1.5.- ANALOGIAS.-

La similitud que existe entre las ecuaciones de transferencia de masa, energía y momentum, podrían dar una solución al cálculo de los coeficientes de transferencia de masa, así las condiciones importantes para la aplicación de este cálculo serían:

- 1.- Las propiedades físicas son constantes.
- 2.- No hay producción de masa o energía dentro del sistema, es decir, no hay reacción química homogénea.
- 3.- No hay emisión o absorción de energía radiante.
- 4.- No hay disipación viscosa.
- 5.- Los perfiles de velocidad no son afectados por la transferencia de masa; esto es, la transferencia de-



masa es lenta.

1.5a.- ANALOGIA DE REYNOLDS.-

Esta analogía dice que los mecanismos de transferencia de masa son idénticos a los de momentum; esto es cierto si consideramos que el  $Sc = 1$  dándonos:

$$\frac{d}{dy} \frac{C_A - C_{AS}}{C_{A\infty} - C_A} \Big|_{y=0} = \frac{d}{dy} \frac{v_x}{v_\infty} \Big|_{y=0}$$

a partir de esto y si tomamos en cuenta que en un punto cualquiera de la superficie de la interfase ( $y=0$ ) podemos escribir:

$$N_{Ay} = -D_{A-B} \frac{d}{dy} (C_A - C_{AS}) \Big|_{y=0} = k_c (C_{AS} - C_{A\infty})$$

combinando estas ecuaciones nos queda:

$$k_c = \frac{\mu}{\rho v_\infty} \frac{d v_x}{d y} \Big|_{y=0}$$

tomando en cuenta que el coeficiente de piel está definido como

$$C_f = \frac{\tau_0}{\rho v_\infty^2 / 2} = \frac{2\mu (dv_x/dy)|_{y=0}}{\rho v_\infty^2}$$

usando esta definición y reorganizando queda:

$$\frac{k_c}{v_\infty} = \frac{C_f}{2}$$

Datos experimentales para transferencia de masa dentro de una corriente gaseosa se aproximan a este resultado, si el Schmidt es cercano a uno, si la resistencia al flujo es debida a fricción sobre superficie lisa, y no siendo válida cuando se presenta resistencia a la forma.

1.5B.- ANALOGIA DE CHILTON-COLBURN.-

Utilizando el resultado que da el análisis exacto de la -

capa límite que es de:

$$Nux_{AB} = 0.332 \text{ } Re_x^{1/2} Sc^{1/3}$$

Si dividimos ambos lados de la ec. por  $Re_x Sc^{1/3}$  obtenemos:

$$\frac{Nux_{AB}}{Re_x Sc^{1/3}} = \frac{0.332}{Re_x^{1/2}}$$

Esta ec. se reduce a la analogía de Chilton-Colburn cuando sustituimos dentro de esta expresión la solución de Blasius para la capa límite laminar:

$$\frac{Nux_{AB}}{Re_x Sc^{1/3}} = \frac{Nux_{AB}}{Re_x Sc} Sc^{2/3} = \frac{C_f}{2}$$

$$\text{ó } \left( \frac{k_e x}{D_{A-B}} \right) \left( \frac{\mu}{x v_\infty \rho} \right) \left( \frac{\rho D_{A-B}}{\mu} \right) (Sc)^{2/3} = \frac{k_e Sc^{2/3}}{v_\infty} = \frac{C_f}{2}$$

El factor  $Nux_{AB}/Re_x Sc^{1/3} = (k_e/v_\infty) Sc^{2/3}$  fue derivado empíricamente por Chilton-Colburn y es simbolizado por  $J_D$ . Esta analogía es válida para gases y líquidos dentro del rango  $0.6 < Sc < 2500$ . La analogía de Chilton-Colburn para transferencia de calor fue definida:

$$J_H = \frac{h}{\rho v_\infty c_p} Pr^{2/3} = \frac{C_f}{2}$$

Así la analogía completa es:

$$J_H = J_D = \frac{C_f}{2}$$

La cual relaciona los tres tipos de transporte en una sola expresión. La última ec. es exacta para placas planas, y satisfactoria para otros sistemas de diferente geometría en los cuales no exista resistencia a la forma. Para los sistemas donde la resistencia a la forma es importante se ha encontrado:

$$J_H = J_D \neq \frac{C_f}{2}$$

$$\text{ó } \frac{h}{\rho_a c_p} Pr^{2/3} = \frac{k_c}{u_{\infty}} Sc^{2/3} \dots \dots \dots (L)$$

La ec. (L) relaciona la transferencia de masa y calor por convección; y permite la evaluación de uno de los coeficientes por determinación experimental del otro. Esto es válido para gases y líquidos dentro del rango  $0.6 < Sc < 2500$  y  $0.6 < Pr < 100$ . En general existen otras analogías como la de Prandtl y Von Karman cuyo resultado es el siguiente:

$$Sh = \frac{(C_f/2) Re Sc}{1 + 5 (C_f/2)^{1/2} [Sc + \ln [(1 + 5Sc)/6]]}$$

Pero se ve su relativa inmanejabilidad conforme se van complicando.

Ahora bien, precisamente en el cálculo de los coeficientes de transferencia de masa individuales, es en lo que la experimentación en torres de pared mojada es útil, dado que pueden ser determinados para diferentes sistemas de transferencia de masa entre fases.

La siguiente correlación ha sido deducida a partir de los resultados del análisis dimensional por Gilliland and Sherwood, para los coeficientes individuales en la fase gaseosa en una torre de pared mojada:

$$\frac{k_c D}{D_{AB}} \frac{P_B \ln}{P} = 0.023 Re^{0.83} Sc^{0.44} \dots (22)$$

donde:

$$k_c = \text{lb mol/hr ft (lb mol/ft)}$$

$$D = \text{Diámetro interno de la torre (ft)}$$

$D_{A-B}$  = Difusividad masa ( $\text{cm}^2/\text{seg}$ )

$P$  = Presión total

$P_{B \ln}$  = Presión media logarítmica de B (presión parcial).

y para el coeficiente de transferencia de masa individual por convección en la película líquida bajante:

$$\frac{k_L Z}{D_{A-B}} = 0.433 (Sc)^{1/2} \left( \frac{\rho^2 g Z^3}{\mu} \right) (Re_L) \quad C.4$$

donde:

$D_{A-B}$  = Difusividad masa de A en B ( $\text{cm}^2/\text{seg}$ )

$\rho$  = Densidad del líquido B

$\mu$  = Viscosidad de B

$g$  = Aceleración de la Gravedad

$Re_L$  = Reynolds del líquido bajante =  $4 \Gamma / \mu$

$Sc$  = Schmidt evaluado a la temperatura de la película líquida

$\Gamma$  = La velocidad másica de líquido por unidad perimétrica.

Como se ve estas dos ecs. combinadas con el hecho de que en la torre de pared mojada, podemos calcular el área de transferencia con bastante exactitud, nos resulta un equipo bastante completo para experimentación y determinación de dichos coeficientes individuales.

Con todo lo anterior se ha intentado dar una visión muy general de lo que es la transferencia de masa, sus mecanismos, teorías básicas, así como conceptos que son útiles para el presente trabajo.

BIBLIOGRAFIA

CAPITULO I

*Unit Operation of Chemical Engineering.-*

*McCabe and Smith;*

*Mc Graw Hill, 1965.-*

*Fundamentals of Momentum Heat and Mass Transfer.-*

*Welty, Wicks and Wilson;*

*Wiley, 1969.*

*Principles of Unit Operations.-*

*Foust, Wenzel, Clump and Maus.-*

*Wiley Toppan, 1960.-*

*Transport Phenomena*

*Bird, Steward Lightfoot.-*

*Wiley and Son, 1960.-*

*Diffusion Coefficients in Gaseous Systems.*

*Guilliland and Sherwood;*

*Ind. Eng. Chem. 26 (5) 516-525.*

*1935.-*

*Mass Transfer from solid shapes to water in streamiline and  
turbulent flow.-*

*Linton and Sherwood;*

*Chem. Eng. Progr. 46; 258-264-,*

*1950.-*

## CAPITULO II

### 2.1.- GENERALIDADES SOBRE TORRES DE

#### PARED MOJADA.-

a).- QUE ES UNA TORRE DE PARED MOJADA.-

En general podemos decir que una torre de pared mojada, no es más que un tubo vertical por cuyas paredes interiores se deja escurrir un líquido, mientras que por la parte inferior se alimenta un gas u otro líquido inmiscible con el fin de proveer un contacto entre ellos, por medio del cual se pueda llevar a cabo una absorción, desorción, humidificación, o extracción líquido-líquido.

Como es lógico pensar, estas torres tienen una longitud conocida, además se conoce el diámetro interior de dicho tubo, y si pensamos además en una torre hecha de vidrio, presenta dos ventajas fundamentales que son: permisibilidad para la medición del grosor de la película que escurre por sus paredes y una superficie bastante humectable; tenemos como consecuencia necesaria, que dichas torres nos proveen de una área de contacto de interfase bien definida y fácilmente calculable, por lo tanto conocida.

Esta ventaja es una de las más importantes que presenta el equipo, ya que como es sabido, en la mayoría de los equipos de transferencia de masa, se presenta el problema de la medición del área de transferencia a través de la cual se lleva a cabo el transporte del material.

Debe tomarse en cuenta y no perderse de vista en ningún -

momento, que en este equipo existe al mismo tiempo una transferencia de momentum y masa; sin embargo, se puede considerar que para tiempos de contacto cortos (de hecho una torre o columna de pared mojada presenta cortos tiempos de contacto) los dos mecanismos no se interfieren entre sí.

[Otra característica de este equipo es la de que el tiempo de contacto entre las dos fases es pequeño (en general las torres son de pequeña longitud, 0.5 -1.5 m) y por lo tanto una pequeña transferencia de masa se lleva a cabo, con lo que la fase líquida que escurre se puede considerar (a excepción de extracción líquido-líquido) como inalterada, ventaja que también es muy importante en los trabajos experimentales que se realizan en este equipo.]

Todo lo anterior lo hace un equipo muy aceptable para los estudios sobre transferencia de masa.

—Uno de los mayores problemas que presentaba este equipo en sus principios era el efecto que había en los bordes de la columna, llamados efectos finales. Estos efectos son apreciables. Tomando en cuenta que es deseable que no haya otro contacto entre las fases que no sea el presentado en la columna, se idearon muescas tanto de alimentación de líquido como de recolección de este con el fin de que estos efectos finales fuerán eliminados en lo más posible. Podemos decir que aproximadamente este equipo, con los aditamentos anteriores da una exactitud de medición mucho muy aceptable. El detallamiento del equipo será más explícitamente reseñado cuando se describa.

Una desventaja existente en la torre de pared mojada es - la dificultad que presenta para que no aparezcan ondulaciones (en la capa líquida, ya que éstas ondulaciones provocan puntos - de turbulencia localizados en los cuales existe una mayor transferencia de masa.) Este fenómeno en condiciones críticas provoca datos experimentales falsos.

Ahora bien, esto puede ser resuelto con un buen control de flujo y con una longitud de columna corta, con el fin de obtener pocas o uniformes ondulaciones las cuales pueden tener un efecto despreciable.

## 2.2.- TRABAJOS REALIZADOS SOBRE TORRES

### DE PARED MOJADA.-

Por la facilidad que presenta este equipo para su manejo se ha usado para diferentes fines, en los estudios sobre transferencia de masa.

Así Gilliland & Sherwood (+) presentaron datos de la velocidad de vaporización de nueve diferentes líquidos (puros) en una corriente de aire fluyendo en una columna de pared mojada. La resistencia difusional a la vaporización fué expresada en términos del grosor de película efectiva,  $x$ , o grosor de una capa de gas estacionario, la cual ofrecía la misma resistencia a la difusión como la existente realmente. Los resultados obtenidos en flujo turbulento están bien relacionados por las ecuaciones:

$$\frac{d}{x} = 0.023 \left( \frac{dv}{x} \right)^{0.83} \left( \frac{\mu}{\rho D} \right)^{0.44} \dots \dots \dots A$$



donde  $d$  = diámetro interior de la columna;  $v$ ,  $\rho$ ,  $\mu$  = velocidad lineal, densidad, viscosidad de la corriente turbulenta de gas, respectivamente; y  $D$  = Coeficiente de difusión para el sistema gas, vapor.

De esta ecuación se desprende:

$$\frac{k_c d}{D} \frac{P_{Blm}}{p} = 0.023 Re^{0.83} Sc^{0.44} \dots\dots\dots B$$

Las pruebas fueron hechas bajo un rango de presión total de 110 a 2330 mm. hg. y los datos fueron muy apegados a la ecuación de Stefan para difusión a través de una película.

$$Na = D P \Delta p / R T x P_{Blm} \dots\dots\dots C$$

Los resultados fueron comparados con la teoría de Colburn y la teoría de Arnold, y los datos obtenidos en flujo viscoso - fueron correlacionados de acuerdo a la ecuación B similar a la usada en transmisión de calor, basada en la ecuación teórica de Graetz.

El aparato usado consistía en un tubo vertical de 2.67 cm. de diámetro interior y 117 cm. de longitud, siendo que la vaporización se lleva a cabo desde la película de líquido que escurre sobre las paredes interiores de la columna a la corriente del aire. Arriba y abajo de la pared húmeda existen secciones de calma con el fin de minimizar efectos turbulentos en la corriente de aire tanto en la entrada como a la salida de líquido, estando separados de tal manera que el líquido no moje las secciones de calma de la columna. Como medida de precaución del interior de la columna fué limpiado varias veces durante la experimentación; no se tomaron precauciones con las pérdidas de -

calor por ser muy pequeñas con respecto al calor necesario en la vaporización.

El líquido usado fué recirculado a través del sistema por medio de una pequeña bomba centrífuga, de tal manera que la cantidad de líquido absorbido fué medido por la cantidad de líquido de reposición que fue necesario después de un razonable tiempo de operación; el gasto de líquido se mantuvo en 790 cc/min.- La columna fué soportada en una base de concreto sobre la cimentación del edificio, por lo que quedaba libre de vibraciones; - la temperatura fué medida con termómetros en las secciones de calma, en las cámaras de alimentación y descarga de líquido. De esta manera se llevó a cabo los experimentos cuyos resultados ya fueron reseñados. (Ver Fig. 2.0)

También Chilton & Colburn (=) usaron las torres de pared-mojada para la obtención de coeficientes de transferencia de masa, logrando a partir de estos estudios lo que normalmente se conoce como la Analogía de Chilton-Colburn, por medio de la cual se predice el cálculo de coeficientes de transferencia de masa a partir de datos de coeficientes de transferencia de calor y no solo para flujo dentro de tubos, sino también para flujo a través de bancos de tubos y superficies planas. (ver generalidades, Cap. I).-

Un autor previo sugirió que un conjunto de curvas propuestas para estimar coeficientes de transferencia de calor por medio de un factor de transferencia de calor  $(h/cG)$   $(C_A/h)^{2/3}$ , - podría también usarse para estimar coeficientes para transferencia de material por difusión. Como se muestra, en este reporte,

esas curvas predicen valores de coeficientes de transferencia de masa con muy buena aproximación con los datos obtenidos: <sup>Praxa</sup> las columnas de paredes mojadas tomados por Gilliland & Sherwood, - para flujo a través de un tubo simple de los trabajos de Sarisch y para flujo sobre superficies planas de los trabajos de Thiese busm.

[Así el factor queda definido como:

$$\left(\frac{d}{A} \frac{P}{P}\right) \left(\frac{P_B \ln}{P_B}\right) \left(\frac{S}{dA}\right) \left(\frac{\mu}{\rho D}\right)^{2/3} = \left(\frac{K_c P_{Bm}}{G/A}\right) \left(\frac{\mu}{\rho D}\right)^{2/3} = J_D$$

Donde  $d$  = diámetro interno;  $P$  = presión parcial del componente inerte;  $S$  = área de flujo;  $A$  = área de transferencia de masa;  $K$  = coeficiente de transferencia de masa.

En series más recientes de pruebas, (...) se estudió la disolución de un tubo de ácido benzoico sólido por el cual fluye una corriente de agua. Estos experimentos han sido conducidos usando otros materiales, y se ha encontrado que:

$$\frac{K_{LD}}{D_{AB}} = 0.023 Re^{0.83} Sc^{1/3}$$

para  $2000 < Re < 70000$  y  $1000 < Sc < 2260$

siendo  $\frac{K_{LD}}{D_{AB}} = Nu = No_{Nu}$

Con el fin de explorar el efecto del número de Schmidt en transferencia de masa en flujo turbulento, los datos fueron obtenidos para la velocidad de disolución de un tubo cilíndrico, - placas y esferas moldeados con ácido benzoico, ácido cinámico, - y  $\beta$  naftol. Los objetos de prueba fueron colocados en agua y - probados en líneas de corriente laminar y flujo turbulento.

Los datos a bajas velocidades de agua se ajustan a la -- teoría de flujo laminar. [En flujo turbulento, buena aproxima-- ción fué obtenida con las predicciones de Chilyon-Colburn en el cual predice que el Schmidt está elevado a la 2/3.

9

$$J_d = \frac{R_L}{V} \left( \frac{\mu}{\rho D} \right)^{2/3}$$

En vista del hecho de los nuevos datos, representa 1000 - veces mayor extensión a la teoría en el rango experimental del - Número de Schmidt. /

Dos conductos verticales fueron empleados uno de 5.23 y - otro de 1.9 cm. de diámetro interior, y en cada caso la sección de prueba fué precedida por 750 diámetros más de tubería recta - para establecer un gradiente normal de velocidad en la corrien - te de fluido.

Los períodos de prueba fueron generalmente de una hora, - durante la cual la temperatura del agua se mantuvo constante - con una variación de 1 a 3°C; el agua fué medida con un orifi - cio calibrado para el fin, y las velocidades de agua variaron - de 0.5 a 500 cm.<sup>3</sup>/seg. en las columnas.

Los correspondientes Reynolds variaron desde 230 a 65000.

Las columnas fueron formadas colocando varios cilindros - cortos de 0.9 a 7.6 cm. de longitud en la sección de prueba, no habiendo una apreciable discontinuidad entre la sección de cal - ma y el primer cilindro, o entre los sucesivos cilindros que -- formaban la columna. Los cilindros fueron cuidadosamente seca - dos y pesados antes y después de la prueba y la pérdida de peso se usaba para calcular el  $K$  como una función de la distancia de

contacto del agua entrante. Las pérdidas de peso fueron lo suficiente<sup>mente</sup> pequeñas por lo que el diámetro puede considerarse -- constante, y los pesos ~~se~~ fueron determinando cada 5 a 10 min. de operación.

Por otro lado Cains and Roper <sup>(4)</sup> realizaron trabajos sobre transferencia de masa y calor a altas humedades en columna de pared mojada.

Los datos de transferencia de masa y calor fueron obtenidos a partir de la operación de una columna de pared mojada -- adiabática con flujo a contra corriente de aire-agua. Las corridas fueron hechas bajo un rango limitado del Número de Reynolds, de 2390 a 9095 y desde 0.03 a 0.85 fracción molecular -- del vapor difundible en la película gaseosa. Los datos fueron comparados con las ecuaciones de investigadores previos obtenidos a bajas humedades. [Una correlación de los datos por medio, de una ecuación del tipo Nusselt; como sigue:

$$(k_G RT a / D) (P_{B|n} / P)^{0.83} = 0.021 Re^{0.83} Sc^{0.44}$$

a una velocidad del líquido de 77 lb/hr. Esta ecuación difiere de la de Gilliland-Sherwood en el hecho que el exponente del -- número  $(P_{B|n} / P)$  que es 0.83 y no 1. Comparando con la ecuación de Chilton-Colburn demuestra que sus factores no son aplicables a altas humedades. Los nuevos factores serían:

$$\begin{aligned} J_H &= (h/CG) P_r^{2/3} (P_{B|n} / P)^{-0.27} \\ &= J_D = (k_G P_{B|n} / k_m G) Sc^{2/3} (P_{B|n} / P)^{-0.17} \\ &= 0.025 Re^{-0.2} \end{aligned}$$

por lo tanto la teoría de Colburn & Drew para el efecto de una-

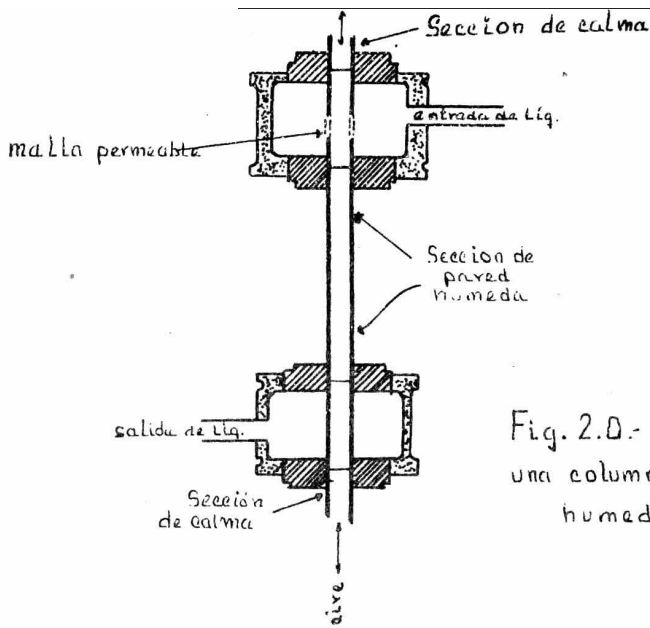


Fig. 2.0.- Sección de una columna de pared húmeda.

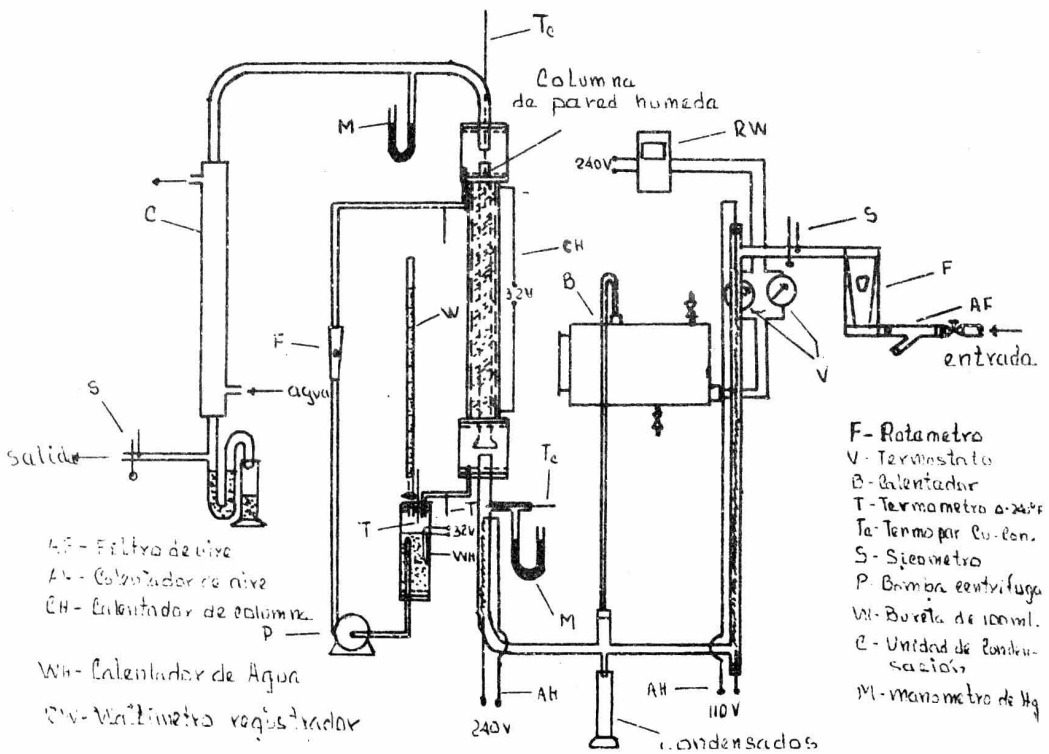


Fig. 2.1.- Diagrama completo de una columna de pared húmeda usada para humidificación

transferencia de masa y calor fué incapaz de explicar los datos obtenidos. (Ver Fig. 2.1).

Más recientemente Vivian & Peaceman (3) desarrollaron una correlación para el coeficiente de transferencia de masa del lado líquido en un sistema de absorción en una columna de pared-mojada, podríamos resumir el Artículo de la siguiente manera.

La teoría de película para la resistencia del lado líquido en una absorción gaseosa, incluye la suposición de la existencia de una delgada capa de líquido estacionario adyacente a la interfase en la cual ocurre una difusión en estado estable, lo cual es una gran interrogación principalmente en torres empacadas. La teoría de penetración de Higbie, puede ser más razonable, ya que describe al líquido como fluyendo sobre un pedazo de empaque por un muy corto período de tiempo hasta que la mezcla fluye a la siguiente pieza de empaque. En el modelo de penetración la absorción ocurre durante una serie de contactos instantáneos, y un estado inestable prevalece en el líquido durante la transferencia de masa.

Varias columnas de pared mojada cortas de vidrio de 1.9 - a 4.3 cm. de longitud fueron construídas para simular las suposiciones de la teoría de penetración. Es posible hacer esto ya que en longitudes cortas hay una total ausencia de ondulaciones a no ser que el número de Reynold en el gas sea mayor de 2200. La desorción de dióxido de carbono desde agua, y de cloro desde una solución diluída (0.16 a 0.18 N) de ácido clorhídrico fueron estudiadas. La velocidad de desorción no fué afectada por una velocidad de gas mayor a  $Re = 2200$  y se incrementó  $1.1\%/^{\circ}C$ . so-

bre un rango de temperatura de 22° a 31° C.

De los experimentos realizados se desprendió que existe una buena aproximación a la teoría de penetración ya que  $k_L$  varía aproximadamente a la raíz cuadrada de la difusividad. La ecuación obtenida fué:

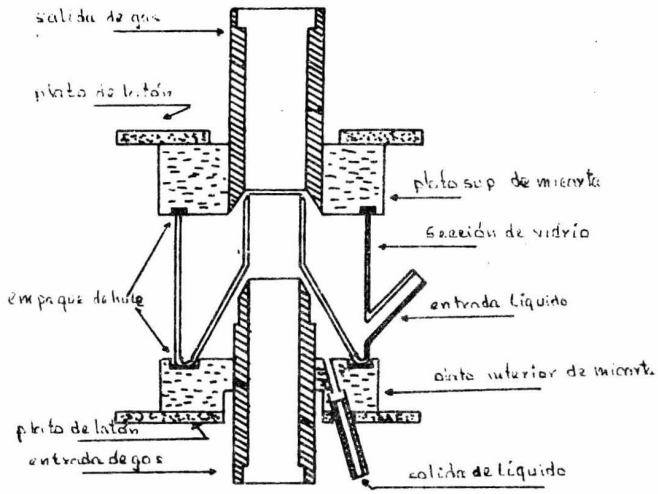
$$\frac{k_L z}{D} = 0.433 \left( \frac{\mu}{\rho D} \right)^{1/2} \left( \frac{\rho^2 g z^3}{\mu^2} \right)^{1/6} \left( \frac{4\Gamma}{\mu} \right)^{0.4}$$

Los datos experimentales verifican el efecto de la altura; pero indican que el  $k_L$  varía con la velocidad de líquido a la 0.4 y no a la 1/3 lo que provoca que el  $k_L$  sea de 10 a 30% menor que lo previsto teóricamente. Esta discrepancia es atribuída al desconocimiento de la naturaleza verdadera del flujo del líquido sobre la pared de la columna. De todas maneras la aproximación es buena y es posible que pueda usarse esta correlación para torres empacadas. (Ver Fig. 2.2)

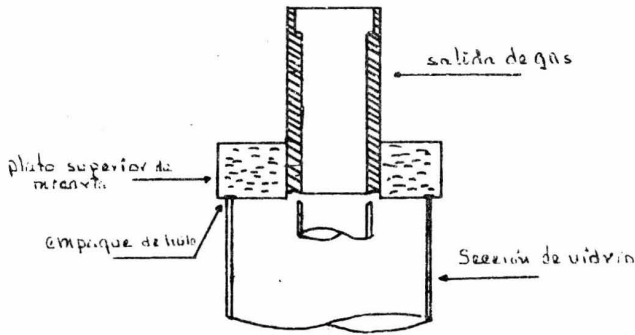
Trabajos de destilación fueron realizados por Johnstone & Pigford (I).

Los datos presentados en destilación son de una columna de pared mojada de 1.17 in de diámetro interior y 6 ft de longitud. Cinco sistemas fueron investigados, incluyendo etanol -- agua, acetona-cloroformo, benceno-tolueno, dicloro etileno-tolueno, y benceno-dicloro etileno. El aparato fué operado a reflujo total en los primeros cuatro sistemas y como columna de absorción en los dos últimos. En el caso anterior el vapor de menos volátil fué introducido en el fondo de la columna mientras que en el caso fué introducido el componente más volátil como un líquido o gastos molares menores o mayores que el gasto





Columna de pared mojada (corta) ~~montada~~



Sección superior de la columna

Fig 2.2.- Columna usada para cálculo de coeficientes del lado líquido

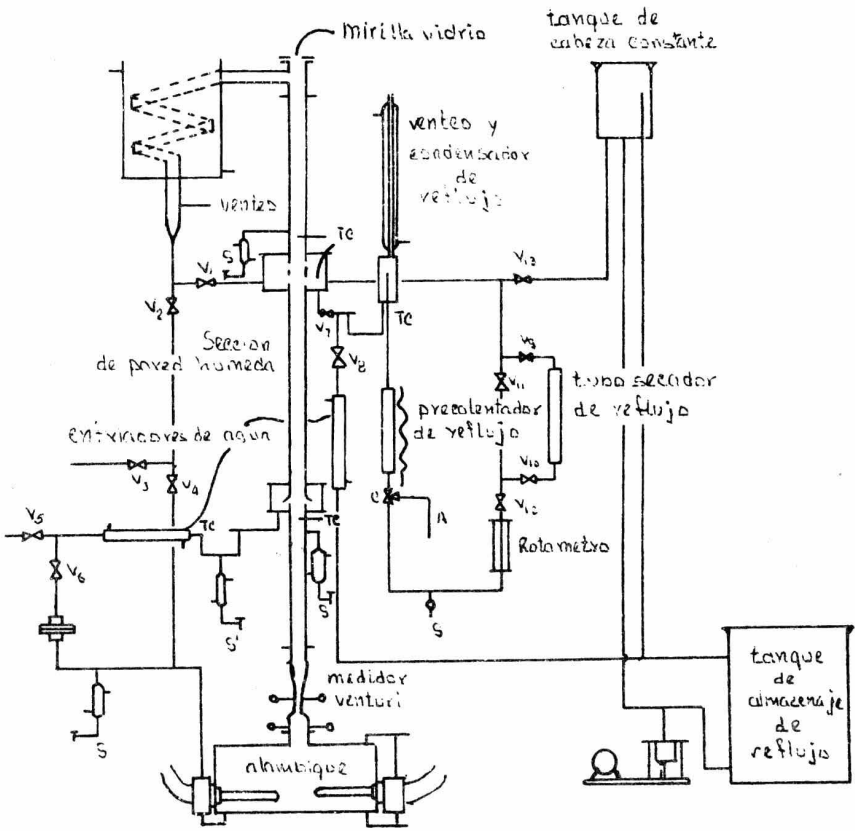


Fig 2.3.- Diagrama esquemático de una torre de pared húmeda para destilación

de vapor.

El resultado indica que no más del 10% de la resistencia total a la transferencia de masa en la columna de pared mojada está situada en la fase líquida. Los valores observados para la resistencia total son apenas mayores que los predichos por la ecuación teórica de Karman Sherwood.

$$\frac{(H.T.U.)_v}{d} = \frac{1}{4\alpha^2} \left( \frac{g}{f} \right) \left[ 1 + 5 \sqrt{\frac{f}{2}} \left( \Psi - 1 - \ln \frac{1.5 \Psi}{6} \right) \right]$$

donde  $\alpha^2$  expresa aproximadamente la proporcionalidad entre la difusividad turbulenta para transferencia de masa y la difusividad turbulenta para transferencia de momentum, siendo encontrada experimentalmente por Sherwood y Koertx igual a 1.6, y  $\Psi$  es un número modificado de Schmidt e igual a  $(\alpha^2 \cdot Sc)$ .

Cayendo todo lo anterior entre los valores predichos por la correlación de Chilton & Colburn y las de Gilliland & Sherwood (+). Los datos experimentales para los cuatro sistemas estudiados a reflujo total y en la absorción de dicloro etileno vapor por benceno se ajusta a la ecuación:

$$\frac{(H.T.U.)_{ov}}{d} = 7.63 (Re_v)^{0.23} (Sc_v)^{0.67}$$

La resistencia observada en la fase líquida es considerablemente baja y es de esperarse sea debido a difusión a través de una capa laminar de líquido. Esta discrepancia es atribuida al efecto por la formación de ondas en la superficie líquida. El efecto de difusión equimolecular de los componentes es distinguida desde la transferencia de un componente a través de un estacionario inerte, y es pequeña (Ver Fig. 2.3).

Una buena referencia para primera investigación sobre los trabajos hechos sobre columna de pared mojada sería la tesis -- profesional del Ing. Bernardo Duenas. (:+)

Con lo anteriormente reseñado se puede dar una idea de -- las aplicaciones tan grandes que tienen las columnas de pared -- mojada por las ventajas ya enunciadas anteriormente.

BIBLIOGRAFIA CAPITULO II

- (+) E. R. Gilliland & T. K. Sherwood.  
*Ind. Eng. Chem.* (26 (5) p. 516, 1934.
- (=) T. H. Chilton & A. P. Colburn  
*Ind. Eng. Chem.* 26 (11) 1183-1186, Nov. 1936.
- (~) W. H. Linton & T. K. Sherwood  
*Chem. Eng. Prog.* 46, 258, 1950.
- (#) Cairns R. C. & C. H. Roper.  
*Chem. Eng. Science* 3 p. 97-109, 1954.
- (§) J. E. Vivian & D. T. Peaceman.  
*A. I. Ch. E. J.* 2, 437, 1956.
- (:-) Fernando Saucedo Dueñas.  
*Estudio Monográfico de Torres de pared mojada.*  
*Tesis Profesional, México 1975.*
- (I) H. F. Johnstone & R. L. Pigford.  
*Trans. A. I. Ch. E.* 30, 25-51 1942.
- (II) Chilton T. H. & Colburn A. P.  
*Ind. Eng. Chem.* 27, 266, 1935.

### CAPITULO III

#### 3.1.- DESCRIPCION DEL EQUIPO.-

El aparato usado para la experimentación consiste en:

10 [1).- Dos columnas de pared mojada: la columna A de 3.03 cm. de diámetro interior y la columna B de 2.24 cm. de diámetro interior, hechas de vidrio Pyrex y latón; equipadas con termopares de cobre constantano (Tipo "T") de baja temperatura, con rango de trabajo de  $-100^{\circ}\text{C}$  a  $+100^{\circ}\text{C}$  (identificados en el diagrama con la clave T-N), para medición de la temperatura de entrada y salida del gas y líquido; además cuenta con dos cámaras de líquido, una en la parte superior con el fin de obtener un flujo uniforme en la película de líquido, y una en la parte inferior la cual esta calibrada para medición del líquido de reposición necesario durante la operación; ambas cámaras tienen un diámetro interior de 9.37 cm.; además cuenta con un cambiador de calor que permite mantener la temperatura del líquido constante.

2).- Un rotámetro para medición de flujo de gas en SCFH.

3).- Un " " " de " líquido en GPH.

3).- Un pirómetro fijo para registro de temperatura en  $^{\circ}\text{C}$  contando además con un selector de puntos con una capacidad máxima de 10 termopares (solo existen 8 en el equipo) cuya numeración y localización se puede ver en el diagrama de tubería y en el equipo mismo.

5).- Una bomba centrífuga para mantener el flujo de líquido a través de la columna de pared húmeda (con una potencia de 0.01 H.P. 60 ciclos, 110 volts, monofásica, con motor eléctrico cuya capacidad máxima es de 3 gal/ min. bajo 4 psig. de cabeza).

X

6).- Compresora de aire de 3 H.P. con una presión máxima de alimentación de  $6 \text{ Kg/cm}^2$ . monométricos.

7).- Una válvula reguladora de presión en la línea de alimentación de aire.

8).- Tuberías y equipo de bombeo. ] 10

Detalles de construcción de la columna se muestran en la figura 3-1, el aparato usado en la Fig. 3-2 y un diagrama de tubería para el equipo en la Fig. 3.3.

{ El aparato está diseñado con secciones de calma a la entrada y salida de aire siendo estas secciones de calma tubos de PVC con un diámetro igual al diámetro de la columna respectiva; tienen la finalidad de uniformizar el flujo de aire para evitar zonas de turbulencia provocadas con cambios súbitos de diámetro en la tubería. ]

Es de notar que [ la bomba se encuentra montada por separado al resto del equipo; la finalidad es de evitar al máximo posible la vibración en las columnas, y tener una película de líquido lo más uniforme y lisa posible; ya que las ondulaciones que se provocan distorsionan en cierto grado el área de transferencia lo que podría provocar una mala medición del coeficiente de transferencia; que es la finalidad inmediata del aparato. ] ||

Otra parte del aparato montada por separado es el pirómetro, que por ser un aparato que funciona bajo el principio del galvanómetro es muy sensible a la vibración; además no necesita corriente externa para medición sino únicamente la corriente suministrada por los termopares. Su precisión es buena y es

de fácil instalación, teniendo que calibrarlo a temperatura ambiente únicamente ya que compensa automáticamente.

El aparato fué diseñado para trabajar con el sistema agua-aire originalmente; durante el desarrollo de este trabajo se intentó introducir otros líquidos con el fin de ampliar este estudio; pero tanto los niveles como el pegamento de las juntas existentes fueron fuertemente afectados por los líquidos disponibles (etanol, benceno, heptano, etc.), por dicha razón el desarrollo experimental solo se llevó para el sistema agua-aire.

Entre los detalles de construcción se puede ver que la columna tiene en sus zonas inicial y final aditamentos de latón, que están finamente maquinados de tal manera que presentan un bisel que permite el derrame uniforme de líquido y la recolección de este; con el fin de solo tener una interfase a lo largo de la columna.

El recipiente de líquido en la parte final de la columna cuenta con una escala de cm. de altura, siendo que su diámetro interior es de 9.37 cm., es de hacer notar que el tubo de calma pasa por el centro de dicho recipiente por lo que el área efectiva será: (Ver Fig. 3:2)

$$A = \pi (D_r^2 - D_c^2) / 4$$

donde:  $D_r$  = Diámetro interno de recipiente (9.37 cm.)

$D_c$  = Diámetro externo de tubo de calma (3.36 cm.)

por lo tanto el área será de  $55.137 \text{ cm.}^2$ , <sup>60.08 cm<sup>2</sup></sup> mismos que multiplicados por la diferencia de alturas o niveles provocados en un tiempo de operación, nos da el agua de reposición necesaria y como consecuencia la cantidad de gramos transferidos du--



rante la operación.

### 3.2.- EXPERIMENTACION.-

Para llevar a cabo la experimentación es necesario llamar la atención en los siguientes puntos:

1).- La bomba es muy susceptible a trabajar sin una dotación adecuada de líquido, por lo que es necesario cerciorarse de que esta dotación de líquido sea suficiente, y que la bomba este debidamente purgada, aún más, su tiempo máximo de operación es de 1 hr. y 30 min.; siendo recomendable no usarla más de 1 hr. continua ya que el motor eléctrico que mueve a la bomba corre el peligro de quemarse.

2).- Para el correcto funcionamiento del aparato hay que cerciorarse que las secciones de calma 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 balón indicador.

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

A).- La medición de la cantidad de material transferido desde el líquido al gas se lleva a cabo por medio del agua de reposición que se necesita después de un ciclo de operación.

B).- La medición de la cantidad de material transferido desde

X

el líquido al gas se lleva a cabo por medio de un balance de material.

Tómese en cuenta que en ambos casos son necesarias mediciones de temperaturas de bulbos seco y húmedo; con el fin de obtener la fuerza directora que rige el transporte de material; además se debe contar con una carta psicométrica adecuada.

La opción A requiere un mínimo de mediciones por condición de estudio, pero implica la posible existencia de errores de apreciación en los niveles de líquido y en la medición del tiempo.

La opción B requiere un mayor esfuerzo de cálculo, pero presenta mayor exactitud en los resultados.

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

Los datos experimentales que se tomaron son:

Temperatura de bulbo húmedo =  $T_w$  Temperatura bulbo seco =  $T_{bs}$

Temperatura del agua =  $T$  gasto de aire =  $Q$  gasto de agua =  $G_w$

Dato	Localización
$T_w$ entrante	Antes de la válvula de suministro de aire
$T_{bs}$ entrante	Antes de la válvula de suministro de aire y termopares 3 o 7
$T_w$ saliente	Salidas de aire S-A ó S-B
$T_{bs}$ saliente	Salidas de aire S-A ó S-B y termopares 4 u 8
$P$ entrante	Termopares 1 ó 5

P saliente

Termopares 2 ó 6

Q

Rotámetro inferior en equipo (superior en la Fig. 3-2)

GW

Rotámetro superior en equipo (inferior en la Fig. 3-2)

Para la medición se usaron simultáneamente tanto las temperaturas registradas por los termopares, como los termómetros de mercurio de bulbo seco y húmedo usados como equipo extra.

### 3.3.- TECNICA DE OPERACION.-

(Ver diagrama de Fig. 3-3)

1).- Localizar y determinar la función de todas las válvulas y familiarizarse con la operación de equipo (Nota: las columnas de pared húmeda están construidas de vidrio por lo que deben trabajarse con cuidado).

2).- Asegúrese de que el indicador de temperatura está trabajando correctamente.

3).- Opere la columna A ó B como sigue:

a).- Abra totalmente la Válvula V-1A ó V-1B y ajuste el flujo de gas con la válvula V-5 a 200 SCFH.

b).- Llene el tanque de suministro con agua destilada.

c).- Abra las válvulas V-2A ó V-2B y la válvula V-4 totalmente, asegúrese que la bomba esté debidamente purgada, y comience a bombear el líquido desde el tanque de suministro al recipiente receptor colocado en la parte inferior de la columna. Regule el flujo de agua con las válvulas

X

las V-2A ó V-2B de tal manera que el líquido - se derrame al vertedero sin que lo arrastre el gas.

d).- Cuando el recipiente receptor esté lleno aproximadamente hasta 7 cms. de la escala cierre la válvula V-4 y abra totalmente la válvula - V-3A ó V-3B simultáneamente.

e).- Ajuste el flujo de líquido hasta que se forme una película lo mas lisa ó uniforme posible.

f).- Ajuste el flujo de gas a través de la columna al nivel deseado (Nótese que las válvulas V-1A ó V-1B deben estar totalmente abiertas o totalmente cerradas. Estas válvulas no deben ser usadas con fines de regulación.)

4).- Para determinar la transferencia de masa puede ser necesario reajustar el flujo de líquido; haga funcionar el cambiador de calor y espere a que el sistema se estabilice; luego de lo cual se lleva a cabo el levantamiento de datos en un mínimo de tres ocasiones con intervalos entre medición de cinco minutos, (mínimo).

Se puede en caso de desearlo una vez terminada la lectura anterior, reajustar el flujo de gas y llevar a cabo una nueva condición experimental.

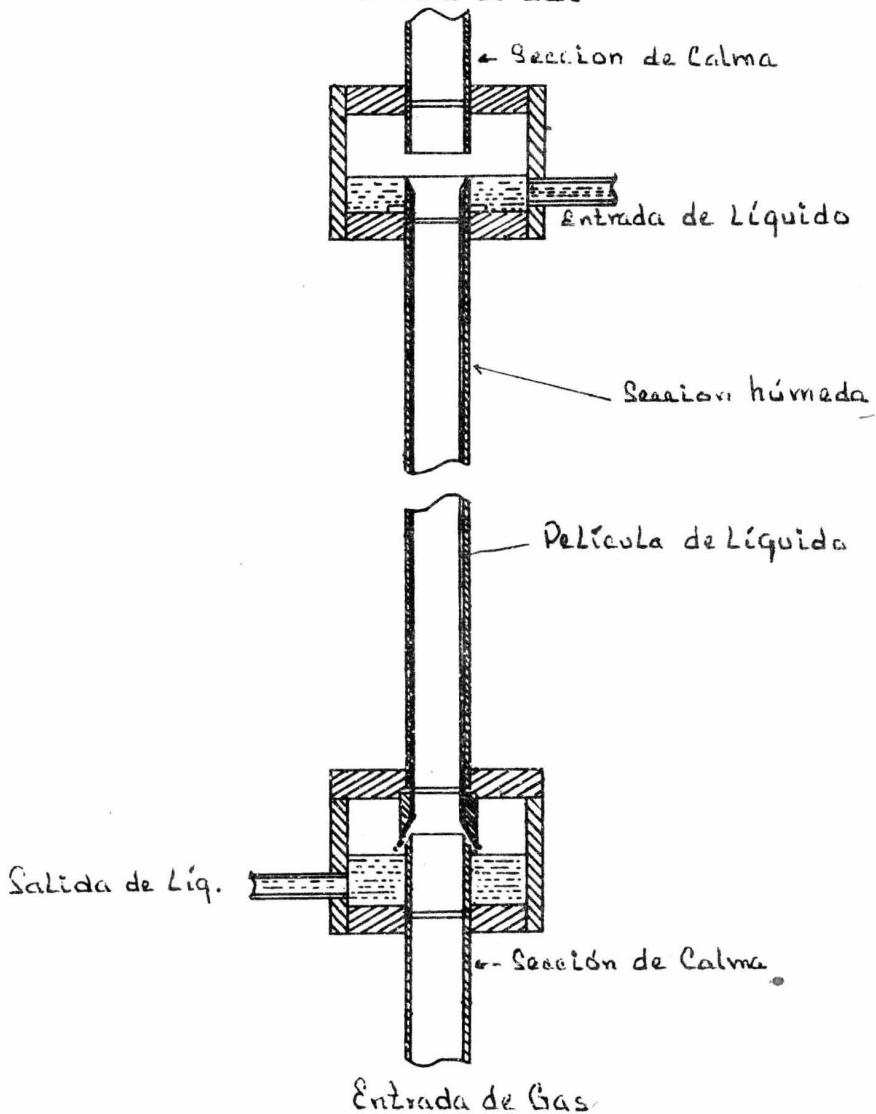
Para cada condición experimental se hizo un mínimo de nueve lecturas, de las cuales se sacó un promedio cuando fue necesario, dando como resultado los datos experimentales siguientes:

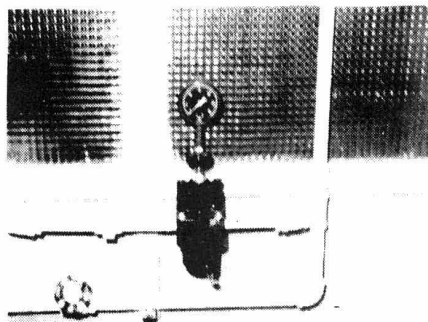
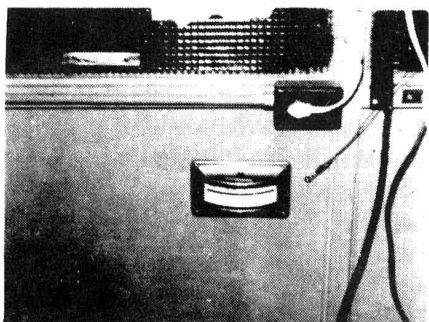
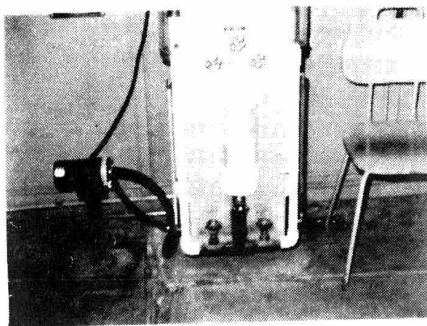
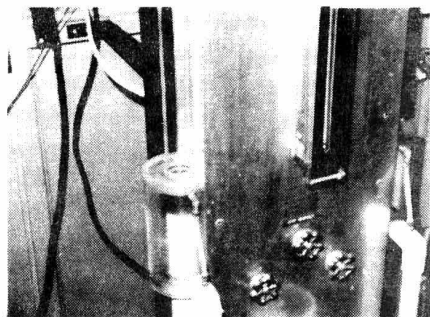
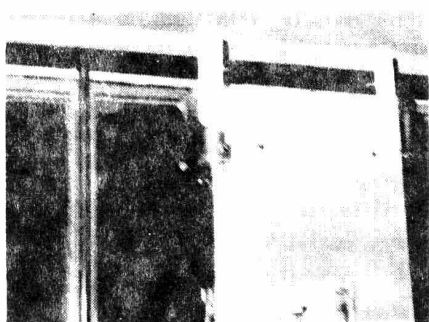
Corri- da	Entrada aire		salida aire		entrada agua		salida agua		gasto		Diámetro torre ID cm.
	Tbs	Tw	Tbs	Tw	T	T	Q	CM	GPH		
	°C	°C	°C	°C	°C	°C	SCFH	GPH			
1	13	7	11.5	9	14	14	350	40	3.03		
2	13	7	12	9.5	14	13.5	500	40	3.03		
3	11.5	4	10	7	13	13	300	40	3.03		
4	18	8	13.5	11	15	15	400	40	3.03		
5	18.5	8	12.5	11	15	15	450	40	3.03		
6	18	8	12	10.5	15	15	250	40	3.03		
7	13	5.5	11.5	10	14.5	14.5	250	40	2.24		
8	13	6	9	8	12	11	300	30	2.24		
9	14	6	10	9	14	13.5	350	30	2.24		
10	13	7	12.5	10.5	15	15	100	40	3.03		
11	13	7	12	10	15	15	150	40	3.03		
12	13	7	12	10	14	14	550	40	3.03		
13	15	8	12	10	14.5	14.5	600	40	3.03		
14	17	8	14.5	12	16	16	200	40	3.03		
15	12.5	6	13	10	15	15	100	40	2.24		
16	12	6	12.5	10	14	14	150	40	2.24		
17	13	6	12.5	9.5	15	15	200	40	2.24		
18	14	6	10.5	9.5	14	14	400	30	2.24		
19	14	5	10	9	13	13	450	55	2.24		

Siendo los datos anteriores los que se tomaron para ha--  
cer los cálculos de este equipo

fig 3-1

Detalles de Construcción  
de Columna de Pared húmeda.  
Salida de Gas





Algunos detalles de una tona de  
Fig 2 pared mojada

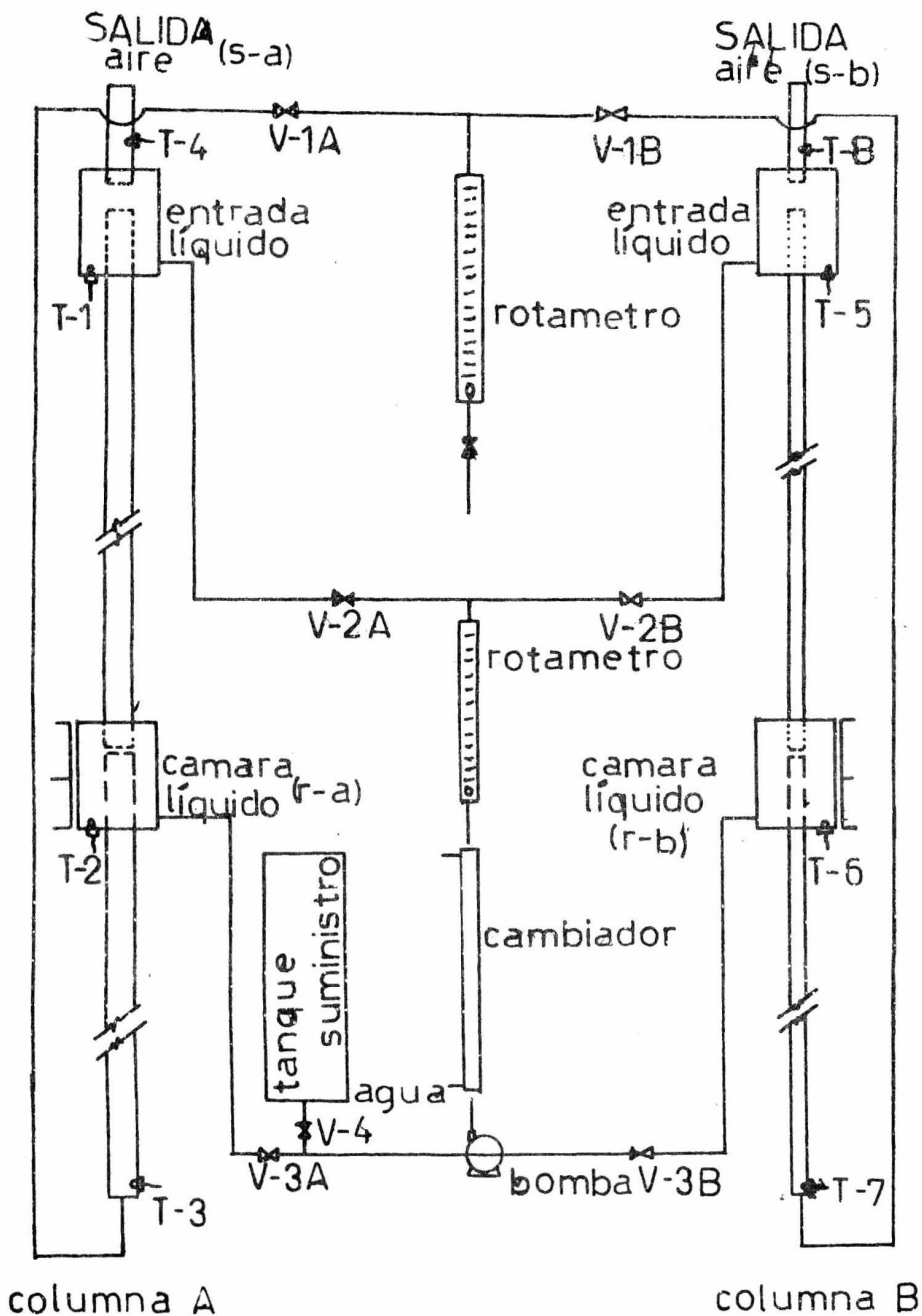


DIAGRAMA DE TUBERIA

fig 3-3



## CAPITULO IV.

### 4.1.- MÉTODO DE CÁLCULO

Para desarrollar una relación teórica que nos relacione el coeficiente de transferencia con propiedades fácilmente medibles del sistema, se escogió llevar a cabo la determinación de los coeficientes y exponentes de una ecuación de análisis dimensional del tipo:

$$Sh = a Re^b Sc^c \quad \#$$

donde:  $Sh = \frac{RTD_{g,Kg}}{D_{AB}}$

$$Re = \frac{GD}{\mu}$$

$$Sc = \frac{\mu Vh}{D_{AB}}$$

$$\# = P_t / P_{b \ln}$$

Para tales fines se diseñó un programa de computadora cuya forma y resultados se dan al final de este capítulo.

Los datos adicionales que se alimentaron a la computadora fueron: las densidades y viscosidades del agua a las diferentes temperaturas promedio de operación para cada corrida; - la viscosidad de la mezcla gaseosa en cada caso, además de las humedades volumétricas y de saturación en cada caso.

Como valores  $X$  se colocó el factor  $E_{ab}/kT$  y como  $Y$  valores de Omega; siendo los anteriores los potenciales Lennard-Jones para corrección de las difusividades por interpolación en cada caso.

La lista de identificación de variables es la siguiente:

HTE = Humedad de entrada

HPE = Humedad de salida

*HTIS* = Humedad de salida saturación correspondiente a la entrada de aire.  
*HTES* = Humedad de salida saturación correspondiente a la salida de aire  
*VHI* = Volumen húmedo de aire entrante  
*VHE* = " " de aire saliente  
*PTI* = Presión parcial del agua en aire entrante  
*PTE* = " " " agua en aire saliente  
*PTIS* = " de equilibrio a las condiciones de entrada  
*PTES* = " " " " " condiciones de salida  
*PF* = Gradiente logarítmico medio de presión ó fuerza directora de transporte  
*GAS* = Flujo de inerte en el proceso  
*GAI* = " " aire húmedo a la entrada  
*GAE* = " " " " a la salida  
*GAA* = " " " " promedio  
*VHA* = Volumen húmedo promedio  
*TBSI* = Temperatura de bulbo seco a la entrada  
*TBS2* = " " " seco a la salida  
*TBA* = " " " seco promedio  
*QA* = Flujo de aire en SCFH  
*GVI* = " " líquido en GPH  
*ROI* = Densidad de líquido  
*VVI* = Viscosidad de líquido  
*ESPBI* = Espesor de película que resbala por las paredes de la columna  
*GW2* = Flujo de líquido en cm.<sup>3</sup>/seg.

VIS = Viscosidad de la mezcla gaseosa  
 DIF = Difusividad de agua en aire  
 XI = Fracción mol a la entrada  
 VER y OKEG = Potenciales Lennard-Jones  
 TNA = Cantidad de masa transferida desde líquido al gas  
 TNU = Nusselt de transferencia de masa ó Sherwood (Sh)  
 CG = Kg (coeficiente de transferencia)  
 RE = Reynold  
 SC = Schmidt  
 W = Relación de  $P_t$  a presión parcial media logarítmica del aire  
 P<sub>B</sub> = Presión parcial media logarítmica de aire  
 JD = Factor de  $Sh/Sc^C Re^W$   
 JDP = Factor  $J_d$  predicho de la relación ajustada  
 A<sub>1</sub> = Coeficiente a en la ec. de análisis dimensional  
 B = Exponente b " " " de análisis dimensional  
 C = " c en la ec. de análisis dimensional  
 REL = Logaritmo de Re  
 TNL = " de JD  
 EP = Exponente c tanteado para las ecs.  
 ERROR = Error existente entre los JD exp. y los predichos  
 E = Error total de la expresión deducida  
 N = Número de datos  
 NCV = " de iteraciones del exponente c  
 I y J y K y M son sub-índices de iteración  
 DP = Diámetro de la torre  
 D = " efectivo de flujo de aire

## 4.2.- SECUENCIA DE CÁLCULO

### CONSTANTES DE EQUIPO:

Tanque de recepción:  $DI = 9.37 \text{ cm.}$

Torres: Núm. de torre diámetro int. A max trans. S max de flujo

1	3.03	cm.	967.15	cm <sup>2</sup> .	7.21	cm. <sup>2</sup>
2	2.24	cm.	820.3	cm <sup>2</sup> .	5.19	cm. <sup>2</sup>

longitud ó altura de ambas = 101.6 cm.

### Constantes de sistema:

$R = 82.06 \text{ atm-lt/g-mol } ^\circ\text{K}$   $P_t = 0.771 \text{ atm}$   $g = 981 \text{ cm/seg.}^2$

Potenciales Lennard-Jones para sistema:

$E_{ab}/K = 185.82$ ;  $\Omega = 1.2184 \Omega$

$D_{AB} = .2 \text{ cm.}^2/\text{seg.} = 720 \text{ cm.}^2/\text{hr}$

### METODO DE CÁLCULO

a).- Datos Experimentales.

I).- Temp. de bulbo seco y húmedo a la entrada y salida de la torre ( $^\circ\text{C.}$ )

II).- Temp. de entrada y salida del agua ( $^\circ\text{C.}$ )

III).- Gasto de aire (SCFH)

IV).- Gasto de agua (GPH)

ejemplo corrida No. 3

$T_{bs1} = 17^\circ\text{C}$ ;  $T_{w1} = 3^\circ\text{C}$ ;  $T_{bs2} = 14.5^\circ\text{C}$ ;  $T_{w2} = 12^\circ\text{C}$ ;  $T_1 = 14.5^\circ\text{C}$ ;

$T_2 = 14^\circ\text{C}$ ;  $Q = 300 \text{ SCFH}$ ;  $G_{W1} = 40 \text{ GPH}$

b).- Datos alimentados a la computadora:

I).- Humedad de entrada y salida

II).- Humedad de sat. entrada y salida

III).- Diámetro de columna, viscosidad de aire, viscosidad de agua, y densidad de agua.

IV).- Gasto de aire y agua

V).- Temperatura de entrada y salida de aire

Así quedaría:

$$H_1 = 0.0035 ; H_2 = 0.0055 ; H_{s1} = 0.011 ; H_{s2} = 0.010$$

DI = 3.03 cm.; viscosidad de aire = 0.6192 g/cm.hr; viscosidad de agua = 0.01 g/cm.sec.; densidad de agua = 0.9994 g/cm.<sup>3</sup>

$$Q \text{ aire} = 300 \text{ SCFH} ; G_{W1} = 40 \text{ GPH} ; T_{bs1} = 11.5 \text{ }^\circ\text{C} ; t_{bs2} = 10.0 \text{ }^\circ\text{C}.$$

Cálculos:

a).- Pasar gasto de agua de GPH a cm.<sup>3</sup>/seg.

$$G_{W2} = 1.0514 \text{ (cm.}^3\text{/seg.)} / \text{GPH} \times G_{W1}$$

$$\text{así } G_{W2} = 42.06 \text{ cm.}^3\text{/seg.}$$

b).- Cálculo de espesor de película que escurre (Bird, Fenómenos de Transporte)

$$\delta = \sqrt[3]{\frac{G_{W2} \times \mu_{\text{agua}} \times 3}{\rho_{\text{agua}} \times g \times W}} \quad \bar{W} = \pi \times DI \text{ Torre}$$

Caso: corrida 3

$$\bar{W} = 3.14159 \times 3.03 \text{ cm.} = 9.5 \text{ cm.}$$

$$= \frac{3/52.05 \frac{\text{cm.}^3}{\text{seg}} \times 3 \times (0.01 \text{ g/cm.}^2\text{seg.}) / (0.9994 \text{ g/cm.}^3 \times 981 \text{ cm./seg.}^2 \times 9.5 \text{ cm.})}{0.5 \text{ cm.}} = .0513 \text{ cm.}$$

c).- Cálculo de diámetro efectivo por corrección de diámetro de torre:

$$De = D \text{ efectivo} = DI \text{ Torre} - 2\delta$$

$$De = 2.9674 \text{ cm.}$$

d).- Procede a calcular las presiones de vapor de agua con:

$$p = (0.771) / (1 + 18/29 H)$$

donde:

H humedad absoluta

P presión

$$P_1 = P \text{ entrada} = .004323 \text{ atm.}$$

$$P_2 = P \text{ salida} = .0067772 \text{ "}$$

$$P_{s1} = P \text{ sat. ent.} = 0.01343 \text{ "}$$

$$P_{s2} = P \text{ sat. sal.} = 0.01222 \text{ "}$$

e).- Procede a calcular la fuerza directora  $P_{1n}$

$$\Delta P_{1n} = (P_{s1} - P_1) - (P_{s2} - P_2) / \ln (P_{s1} - P_1) / (P_{s2} - P_2)$$

$$\Delta P_{1n} = 0.007123 \text{ atm.}$$

f).- Calcula la fracción mol a la entrada:

$$X = \left( \frac{\frac{29}{18} H}{1 + \frac{29}{18} H} \right) \text{ donde } H \text{ es humedad absoluta a la entrada}$$

$$X = 0.005607$$

g).- Calcula un flujo de inerte:

$$\tilde{G} = \frac{Q \text{ aire } ft^3 / hr}{359.146 \text{ } ft^3 / lb \text{ mol}} \times 454 \frac{g \text{ mol}}{lb \text{ mol}} \times 29 \frac{g \text{ H}_2\text{O}}{g \text{ mol}} (1-X)$$

$$\tilde{G} = 36.659 \text{ } g \text{ a } (1-X)$$

$$\text{así } \tilde{G} = 10936 \frac{g}{hr}$$

h).- Calcula la cantidad de agua transferida:

$$N_a = \frac{\tilde{G} (H_2 - H_1)}{\pi L D_e (18)} = \tilde{G} (H_2 - H_1) / 5745.3446 \text{ De}$$

$$N_a = 0.0013 \text{ } g \text{ mol } H_2O / \text{ } hr \text{ cm.}^2$$

i).- Calcula en coeficiente de transferencia de masa del lado gas.

$$k_g = \frac{N_a}{\Delta P_{1n}} \quad \therefore k_g = 0.1826 \text{ } g \text{ mol} / \text{ } hr \text{ cm.}^2 \text{ atm}$$

j).- Calcula  $P_{Bln}$  logarítmico medio y  $P_t/P_{Bln}$

$$P_{Bln} = \frac{P_1 - P_2}{\ln \frac{P_T - P_2}{P_T - P_1}} \quad \text{y} \quad \pi = \frac{P_t}{P_{Bln}}$$

$$\therefore P_{Bln} = .7655 \text{ atm } \bar{M} = 1.007$$

k).- Calcula la temperatura media del aire:

$$T_{av} \Big|_{\text{air}} = \left( \frac{T_1 - T_2}{\ln(T_1/T_2)} \right)$$

$$T_{av} \Big|_{\text{air}} = 15.6^\circ\text{C.}$$

l).- Calcula el factor  $KT/E_{ab}$  de potencial Lennard-Jones

$$\frac{KT}{E_{AB}} = 0.00538 \left( T \Big|_{av}^{\text{air}} + 273 \right)$$

Y de interpolación de datos (sacados de Welty. Fundamentos de Trans. de momentum, masa y calos).

se obtiene:  $\Omega$

$$KT/E_{AB} = 1.526$$

$$\Omega = 1.1921$$

m).- Corrección de la  $D_{AB}$  por  $\Omega$  y  $T$

$$D_{AB} \Big|_{T_{av}} = 720 \text{ g/cm.hr.} \left( \frac{T_{av} + 273}{273} \right)^{1.5} \left( \frac{1.2184}{\Omega \Big|_{T_{av}}} \right)$$

$$D_{AB} = 734.8 \frac{\text{cm}^2}{\text{hr}}$$

n).- Calcula el volumen húmedo a la entrada y salida y el promedio.

$$V_H = \left( \frac{H}{18} \times \frac{1}{29} \right) \frac{1}{.771} \times 22400 \frac{\text{cm}^3}{9\text{mol}} \times \frac{T_{av} + 273}{273} = 63.26 \times$$

$$\times (T_{av} + 273) \left( \frac{H}{18} + \frac{1}{29} \right)$$

$$V_{H1} = 621 \frac{\text{cm}^3}{9\text{As}} \quad V_{H2} = 629 \frac{\text{cm}^3}{9\text{As}}$$

$$V_{\text{av}} = \frac{V_{H1} - V_{H2}}{\ln \frac{V_{H1}}{V_{H2}}} = 624 \text{ cm.}^3$$

$$\ln \frac{V_{H1}}{V_{H2}}$$

k).- Calcula el gasto de aire a la entrada y salida y el gasto promedio.

$$Gt = \tilde{G} (1 + Hi) \quad G_{av} = \frac{G_1 - G_2}{\ln \frac{G_1}{G_2}}$$

$$G_1 = 10974 \frac{g \text{ A hum}}{hr} \quad G_2 = 10996 \frac{g \text{ air húmedo}}{hr}$$

$$G_{av} = 10985 \frac{g \text{ air húmedo}}{hr}$$

o).- Calcula el Reynold, Schmidt y Sherwood.

$$Sh = \frac{k_g D_e R T}{D_{AB}} = \frac{(9 \text{ mol/hr cm.}^2 \text{ atm}) \times \text{cm.} \times \frac{\text{atm cm}^3}{0^\circ \text{K mol}} \times 0^\circ \text{K}}{\frac{\text{cm.}^2}{hr}}$$

$$Re = \frac{G_{av} D_e}{\mu \left( \frac{D_e^2}{4} \right)} = \frac{g/hr \text{ cm.}}{(g/hr.cm) \times \text{cm}^2}$$

$$Sc = \frac{\mu v_{Hav}}{D_{AB}} = \frac{(g/hr.cm) \frac{\text{cm.}^3}{g}}{\frac{\text{cm.}^2}{hr}}$$

ast:  $Sh = 16.09$

$Re = 77.16$

$Sc = .499$

p).- Supone una ecuación de la forma:

$$J_D = \frac{S h}{c} = a Re^b$$

$$Sc Re \mu$$

De ahí que se tantean valores de  $c$  entre 0.0 a 0.35 y se hace una regresión lineal con los parámetros:

$$\ln J_D = b \ln Re + \ln a$$

dando como resultado  $a$  y  $b$

si  $c = 0.33$

$$J_D = 0.002609 \quad Re = 7716$$

$$a = 0.0491 \quad b = -0.197$$



$$\text{Para } J_D = \frac{Sh}{\sqrt{Re} Sc^{1/3}} = 0.04391 Re^{-0.197} Sc^{1/3}$$

$$Sh = 0.04391 \times Re^{.803} Sc^{1/3}$$

q).- Predice valores de  $J_D$  y los compara con los experimentales en cada caso dando el error por punto y el error total:

Además sigue el criterio:

"Ajuste Perfecto"	error total	$\leq$	2%
"Ajuste Bueno"	" "	$\leq$	5%
"Ajuste Aceptable"	" "	$\leq$	10%
"Ajuste rechazado"	" "	$>$	10%

El mejor ajuste encontrado fué de:

$$c = 0.0$$

$$\therefore J_D = \frac{S h}{\sqrt{Re}} = a Re^b ; \quad a = 0.003484 ; b = -0.197$$

$$J_D = \frac{S h}{\sqrt{Re}} = 0.003484 Re^{-0.197}$$

$$\delta \quad \underline{Sh = 0.003484 Re^{0.803}}$$

$$\text{Error Total} = 8.6 \%$$

4.3.- PROGRAMA USADO PARA CALCULO

Y

RESULTADOS.

```

REAL JD, JDP
DIMENSION X(13), Y(13), DP(100)
DIMENSION HTI(100), HTE(100), HTIS(100), HTES(100), VHI(100),
*VHE(100), VHA(100), PTI(100), PTE(100), PTIS(100), PTES(100), GAS(100),
*PF(100), TNA(100), TNU(100), GAI(100), GAE(100), RE(100), VIS(100),
*DI(100), W(100), QA(100), SC(100), GAA(100), CG(100), TBSI(100),
*TBS2(100), XI(100), TBA(100), TEONU(100), CGY(100), REL(100), TNL(100),
*PB(100), FAC(100), OMEGA(100), D(100), VER(100), OMEG(100)
NOM=20
N=19
-1 DO 2 I=1,N
2 READ(5,3) HTI(I), HTE(I), HTIS(I), HTES(I), VIS(I)
3 FORMAT(5F10,0)
4 DO 5 I=1,N
5 READ(5,6) QA(I),DP(I), TBSI(I),TBS2(I)
6 FORMAT(4F10,0)
DIMENSION GW1(20), RO1(20), VW1(20), ESPE1(20), GW2(20)
DO 305 I=1,N
305 READ(5,306) GW1(I), RO1(I)
306 FORMAT(2F10,0)
DO 307 I=1,N
307 GW2(I)=GW1(I)*1,0514
DO 1300 I=1,N
1300 VW1(I)=0,01
CALL ABE (GW2,RO1,VW1,DP,N,ESPE1)
DO 61 I=1,N
DO 1056 J=1,13
1056 READ(5,57) X(J), Y(J)
57 FORMAT(2F10,0)
WRITE(6,199)

199 FORMAT(1H1,3X,10H H UNO ,3X,10H H DOS ,3X,10H HS UNO ,3X
*10H Hg DOS ,3X,10HVISCOSIDAD,3X,10H GASTO ,3X,10HDIAMETRO
*3X,10HTEMP UNO ,3X,10HTEMP DOS ///)
DO 302 I=1,N
302 WRITE(6,100) HTI(I), HTE(I), HTIS(I), HTES(I), VIS(I), QA(I),
*DP(I), TBSI(I), TBS2(I)
100 FORMAT(9(3X,1PE10,3)///)
101 WRITE(6,102)
102 FORMAT(1H1,12HPRESION UNO ,4X,12HPRESION DOS ,4X
*16HPRESION SAT UNO ,2X,16HPRESION SAT DOS ,2X
*17HFUERZA DIRECTORA /7H ATM,9X,7H ATM,9X
*8H ATM,10X,8H ATM,10X,8H ATM///)
DO 61 I=1,N
61 D(I)=DP(I)=(2,*ESPE1(I))
7 DO 13 I=1,N
8 PTI(I)=(0,771)/(1,+(18,/(29,)*(HTI(I))))
9 PTE(I)=(0,771)/(1,+(18,/(29,)*(HTE(I))))
10 PTIS(I)=(0,771)/(1,+(18,/(29,)*(HTIS(I))))
11 PTES(I)=(0,771)/(1,+(18,/(29,)*(HTES(I))))
12 PF(I)=((PTES(I)-PTE(I))-(PTIS(I)-PTI(I)))/
*(ALOG((PTES(I)-PTE(I))/(PTIS(I)-PTI(I))))
13 WRITE(6,14) PTI(I), PTE(I), PTIS(I), PTES(I), PF(I)
14 FORMAT(1PE10,3,6X,1PE10,3,6X,1PE10,3,8X,1PE10,3,

```

```

*0X,1PE10,3///)
15 DC 20 I =1,N
16 X1(I)=(1,6111*HTI(I))/(1,+(1,6111*HTI(I));
17 GAS(I)=36,659*GA(I)*(1,-X1(I))
18 TNA(I)=(GAS(I))*HTE(I)=HTI(I)/(5745,3446*D(I))
19 CG(I)=TNA(I)/PF(I)
20 WRITE(6,21) X1(I), GAS(I), TNA(I), CG(I)
21 FORMAT(13H FRACCION MOL,3X,10HAIRES SECO ,8X,13HG. MOL TRANS ,4X
*24HCOEFICIENTE DE TRANS PRA///
*1PE10,3,6X,1PE12,5,6X,1PE10,3,7X,1PE10,3///)
270 WRITE(6,271)
271 FORMAT(17H PRECISION LOG DE B ,10X,17HRELACION DE PB=PT///)
299 DO 300 I=1,N
298 PB(I)=(PTI(I)-PTE(I))/(ALOG((0,771+PTE(I))/(0,771+PTI(I))))
297 W(I)=0,771/PB(I)
300 WRITE(6,301) PB(I),W(I)
301 FORMAT(4X,1PE10,3,15X,1PE10,3///)
DO 29 I=1,N
29 TBA(I)=(TBSI(I)-TBS2(I))/ALOG(TBSI(I)/TBS2(I))
DO 500 I=1,N
500 VER(I)=0,00538*(TBA(I)+273,)
CALL LUIS (VER, N , OMEG, X, Y )
DO 501 I=1,N
501 DIF(I)=(720,*(TBA(I)+273,)/273,)**1,5)*(1,2086/OMEG(I))
22 DO 33 I=1,N
23 VHI(I)=(HTI(I)/18,)*(1,/29,)*TBSI(I)+273,)*63,26
24 VHE(I)=(HTE(I)/18,)*(1,/29,)*TBS2(I)+273,)*63,26
25 VHA(I)=(VHI(I)-VHE(I))/ALOG(VHI(I)/VHE(I))
26 GAI(I)=GAS(I)*(1,*HTI(I))
27 GAE(I)=GAS(I)*(1,*HTE(I))
28 GAA(I)=(GAI(I)-GAE(I))/ALOG(GAI(I)/GAE(I))
30 RE(I)=(GAA(I)*D(I))/(VIS(I)*((3,14159/4,)*D(I)**2,))
31 SC(I)=(VIS(I)*VHA(I))/DIF(I)
32 TNU(I)=(82,06*D(I))*TBA(I)+273,0)*CG(I))/DIF(I)
33 WRITE(6,34) RE(I), SC(I), TNU(I)
34 FORMAT(9H REYNOLDS,9X,8HSCHMIDT ,10X,9HSHERWOOD ///
*1PE12,3,6X,1PE12,3,6X,1PE12,3///)
DIMENSION JD(100),JDP(100),ERROR(100),EP(100)
DO 71 K=1,NOM
71 READ(5,76) EP(K)
76 FORMAT(F10,6)
75 K=1
GO TO 74
76 K=K+1
IF(K,GT, NOM) GO TO 60
74 EX=EP(K)
WRITE(6,600) EX
600 FORMAT(1H1,3X," EXPONENTE DE SCHMIDT C = ",3X, 1PE20,9 ////)
CALL PACO(TNU,RE,SC,W,N,TNL,REL,JD,EX)
CALL BETO (REL,N,TNL,A1,B)
WRITE(6,99)
99 FORMAT(1H1,3X,"*****")
*****"/)
WRITE(6,54) B,A1
54 FORMAT(25H EXPONENTE REYNOLD B = ,3X,1PE10,3,
*10X,35H FACTOR DE PROPORCIONALIDAD A1 = ,1PE10,3///)
WRITE(6,56) EX
56 FORMAT(3X," JD=A1(RE**R) ",3X
*27H EXPONENTE DE SCHMIDT C = ,3X, 1PE10,3 ///)
WRITE(6,98)

```

```

98  FORMAT(3X,"*****
*****" ///)
    CALL ROSA(RE,N,JDP,JD,ERROR,A1,B,E1)
    E=ABS(E1)
96  WRITE(6,95)
95  FORMAT(3X,20H*****JD*****3X,20H***** ERROR *****
*3X,20H***** REYNOLD*****3X,20H***** JD TEORICO **** //)
94  DO 93 I=1,N
93  WRITE(6,92) JD(I),ERROR(I),RE(I),JDP(I)
92  FORMAT(4(3X,1PE20,9))
91  IF(E,LE,0.02) GO TO 90
    GOTO 88
90  WRITE(6,89)
89  FORMAT(12X,"AJUSTE PERFECTO DE CURVA DE REGRESION"///)
    GO TO 80
88  IF(E,LE,0.05) GO TO 87
    GO TO 85
87  WRITE(6,86)
86  FORMAT(20X,"AJUSTE BUENO DE CURVA DE REGRESION" ///)
    GO TO 80
85  IF(E,LE,0.1) GO TO 84
    GO TO 82
84  WRITE(6,83)
83  FORMAT(12X," AJUSTE ACEPTABLE DE CURVA DE REGRESION"///)
    GO TO 80
82  WRITE(6,81)
81  FORMAT(12X,"AJUSTE NO ACEPTADO POR DEFICIENTE,ERRORS.1 " ///)
80  WRITE(6,79) E
79  FORMAT(3X,"ERROR TOTAL DETECTADO = ",3X,1PE20,9///)
    GO TO 78
60  CALL EXIT
    END

```

```

SUBROUTINE LUIS (FAC, N , OMEGA , X , Y )
DIMENSION X(13), Y(13), FAC(N), OMEGA(N)
DO 200 I=1,N
IF(FAC(I).LT. X(1))STOP
J#2
69 IF(FAC(I)=X(J)) 112, 111, 110
110 J=J+1
IF(J.LT. 13) GO TO 69
STOP
111 OMEGA(I)=Y(J)
GO TO 200
112 OMEGA(I)=Y(J-1)+(Y(J)-Y(J-1))/X(J)-X(J-1)*(FAC(I)-X(J-1))
200 WRITE(6,201) FAC(I), OMEGA(I)
201 FORMAT(21H DATOS SUBROUTINA LUIS ,1P2E15,7//)
RETURN
END

```

```

SUBROUTINE BETO (REL,N,TNL,A,B)
DIMENSION REL(N), TNL(N)
REAL U
39 SREL=0.0
42 STNL=0.0
45 SSRT=0.0
48 SR2=0.0
40 DO 50 I=1,N
41 SREL=SREL+REL(I)
44 STNL=STNL+TNL(I)
47 SSRT=SSRT+(REL(I)*TNL(I))
50 SR2=SR2+REL(I)**2.
599 U=N
51 B=(SSRT-(SREL*STNL)/U)/(SR2-SREL**2./U)
52 A=EXP((STNL-B*SREL)/U)
RETURN
END

```

```

SUBROUTINE ABE (QW,PO,VW,DI,LI,DELTA)
DIMENSION QW(LI), RO(LI), VW(LI), DI(LI), DELTA(LI), W(200)
DO 36 K=1,LI
31 W(K)=3.14159 * DI(K)
32 DELTA(K)=EXP(ALOG((3.*VW(K)*QW(K))/(RO(K)*W(K)*981.)))/3.)
36 WRITE(6,37) K,DELTA(K)
37 FORMAT(3X,20HESPESOR DE PELICULA ,2X,I4,3H = ,1PE10.7//)
RETURN
END

```



```

SUBROUTINE PACO (NU,R,S,W,M,ALOGL,ALOGR,JD,EX)
REAL NU,L,JD
DIMENSION NU(M),R(M),S(M),W(M),L(100),ALOGL(M),ALOGR(M)
DIMENSION JD(M)
WRITE(6,33)
33  FORMAT(40H*****JD*****          ***** REYNOLD ///)
DO 30 K=1,M
30  L(K)=NU(K)/(W(K)*R(K)*(S(K)**EX))
31  ALOGL(K)=ALOG(L(K))
32  ALOGR(K)=ALOG(R(K))
41  JD(K)=L(K)
39  WRITE(6,40) JD(K),R(K)
40  FORMAT(2(3X,1PE20,9)////)
34  RETURN
END

```

```

SUBROUTINE ROSA (R,MI,JDP,JD,ERROR,A,B,ET)
REAL JD, JDP
REAL Z
DIMENSION ERROR(100), JDP(MI), JD(MI), R(MI)
DO 25 M=1,MI
20  JDP(M)=A*(R(M)**B)
21  ERROR(M)=(JD(M)-JDP(M))/JD(M)
25  CONTINUE
26  ET=0.0
27  Z=MI
28  DO 30 M=1,MI
29  ET=ET+ ERROR(M)
30  CONTINUE
31  ET=ET/Z
32  RETURN
END

```

ESPEJOR DE PELICULA	1 =	5.1325723E-02
ESPEJOR DE PELICULA	2 =	5.1324182E-02
ESPEJOR DE PELICULA	3 =	5.1323497E-02
ESPEJOR DE PELICULA	4 =	5.1329490E-02
ESPEJOR DE PELICULA	5 =	5.1328120E-02
ESPEJOR DE PELICULA	6 =	5.1328126E-02
ESPEJOR DE PELICULA	7 =	5.6763629E-02
ESPEJOR DE PELICULA	8 =	5.1570093E-02
ESPEJOR DE PELICULA	9 =	5.1572759E-02
ESPEJOR DE PELICULA	10 =	5.1326922E-02
ESPEJOR DE PELICULA	11 =	5.1328120E-02
ESPEJOR DE PELICULA	12 =	5.1325723E-02
ESPEJOR DE PELICULA	13 =	5.1326322E-02
ESPEJOR DE PELICULA	14 =	5.1328120E-02
ESPEJOR DE PELICULA	15 =	5.6763924E-02

ESPEJOR DE PELICULA	16 "	5.6763166E-02
ESPEJOR DE PELICULA	17 "	5.6765817E-02
ESPEJOR DE PELICULA	18 "	5.1572759E-02
ESPEJOR DE PELICULA	19 "	6.3123024E-02

H UNO	H DOS	HS UNO	HS DOS	VISCOSIDAD
5,000E-03	8,000E-03	1,200E-02	1,050E-02	6,300E-01
5,000E-03	9,500E-03	1,200E-02	1,050E-02	6,300E-01
3,500E-03	5,000E-03	1,100E-02	1,000E-02	6,192E-01
4,000E-03	8,500E-03	1,600E-02	1,200E-02	6,480E-01
4,000E-03	9,500E-03	1,700E-02	1,150E-02	6,480E-01
4,000E-03	1,000E-02	1,250E-02	1,100E-02	6,048E-01
3,750E-03	9,000E-03	1,200E-02	1,100E-02	5,976E-01
4,250E-03	8,750E-03	1,200E-02	9,000E-03	5,960E-01
4,000E-03	8,500E-03	1,275E-02	1,000E-02	6,012E-01
5,000E-03	9,700E-03	1,200E-02	1,200E-02	6,192E-01
5,000E-03	8,700E-03	1,200E-02	1,100E-02	6,250E-01
5,000E-03	9,000E-03	1,200E-02	1,110E-02	6,250E-01
5,000E-03	8,700E-03	1,350E-02	1,110E-02	6,320E-01
4,500E-03	9,500E-03	1,500E-02	1,300E-02	6,480E-01
4,500E-03	1,100E-02	1,150E-02	1,200E-02	6,048E-01
5,000E-03	1,120E-02	1,110E-02	1,150E-02	5,996E-01
4,250E-03	1,025E-02	1,200E-02	1,150E-02	6,048E-01
4,000E-03	9,000E-03	1,275E-02	1,050E-02	6,020E-01
4,000E-03	8,500E-03	1,275E-02	1,000E-02	6,012E-01

GASTO	DIAMETRO	TEMP UNO	TEMP DOS
3,500E+02	3,030E+00	1,300E+01	1,150E+01
5,000E+02	3,030E+00	1,300E+01	1,150E+01
3,000E+02	3,030E+00	1,150E+01	1,000E+01
4,000E+02	3,030E+00	1,800E+01	1,350E+01
4,500E+02	3,030E+00	1,850E+01	1,250E+01
2,500E+02	3,030E+00	1,800E+01	1,200E+01
2,500E+02	2,240E+00	1,300E+01	1,150E+01
3,000E+02	2,240E+00	1,300E+01	9,000E+00
3,500E+02	2,240E+00	1,400E+01	1,000E+01
1,000E+02	3,030E+00	1,300E+01	1,301E+01
1,500E+02	3,030E+00	1,300E+01	1,200E+01
5,500E+02	3,030E+00	1,300E+01	1,200E+01
6,000E+02	3,030E+00	1,500E+01	1,200E+01
2,000E+02	3,030E+00	1,700E+01	1,450E+01
1,000E+02	2,240E+00	1,250E+01	1,300E+01
1,500E+02	2,240E+00	1,200E+01	1,250E+01
2,000E+02	2,240E+00	1,300E+01	1,250E+01
4,000E+02	2,240E+00	1,400E+01	1,050E+01

PRESION UNO ATM	PRESION DOS ATM	PRESION SAT UNO ATM	PRESION SAT DOS ATM	FUERZA DIR ATM
6,161E=03	9,811E=03	1,462E=02	1,283E=02	5,218E=03
6,161E=03	1,162E=02	1,462E=02	1,283E=02	4,741E=03
4,323E=03	6,772E=03	1,343E=02	1,222E=02	7,123E=03
4,937E=03	1,042E=02	1,938E=02	1,462E=02	6,292E=03
4,937E=03	1,162E=02	2,055E=02	1,403E=02	7,059E=03
4,937E=03	1,222E=02	1,522E=02	1,343E=02	4,230E=03
4,630E=03	1,102E=02	1,462E=02	1,343E=02	5,328E=03
5,243E=03	1,072E=02	1,462E=02	1,102E=02	6,642E=03
4,937E=03	1,042E=02	1,552E=02	1,222E=02	4,967E=03
6,161E=03	1,186E=02	1,462E=02	1,462E=02	5,989E=03
6,161E=03	1,066E=02	1,462E=02	1,343E=02	5,096E=03
6,161E=03	1,102E=02	1,462E=02	1,355E=02	4,910E=03
6,161E=03	1,066E=02	1,641E=02	1,355E=02	5,813E=03
5,550E=03	1,162E=02	1,819E=02	1,582E=02	7,657E=03

4.23

5,550E=03	1,343E=02	1,403E=02	1,462E=02	3,719E=03
6,161E=03	1,367E=02	1,355E=02	1,403E=02	2,324E=03
5,243E=03	1,253E=02	1,462E=02	1,403E=02	4,298E=03
4,937E=03	1,102E=02	1,552E=02	1,283E=02	4,964E=03
4,937E=03	1,042E=02	1,552E=02	1,222E=02	4,967E=03
FRACCION MOL	AIRE SECO	G. MOL TRANS	COEFICIENTE DE TRANS PRA	
7,991E=03	1,27281E+04	2,270E=03	4,301E=01	
FRACCION MOL	AIRE SECO	G. MOL TRANS	COEFICIENTE DE TRANS PRA	
7,991E=03	1,81830E+04	4,865E=03	1,307E+00	
FRACCION MOL	AIRE SECO	G. MOL TRANS	COEFICIENTE DE TRANS PRA	
5,607E=03	1,09360E+04	1,300E=03	1,826E=01	
FRACCION MOL	AIRE SECO	G. MOL TRANS	COEFICIENTE DE TRANS PRA	
6,403E=03	1,45697E+04	3,898E=03	4,698E=01	
FRACCION MOL	AIRE SECO	G. MOL TRANS	COEFICIENTE DE TRANS PRA	
6,403E=03	1,63909E+04	5,360E=03	7,593E=01	
FRACCION MOL	AIRE SECO	G. MOL TRANS	COEFICIENTE DE TRANS PRA	
6,403E=03	9,10607E+03	3,249E=03	7,680E=01	

4.24



FRACCION MOL	AIRE SECO	G. MOL TRANS	COEFICIENTE DE TRANS PRA
6,005E-03	9,10971E+03	3,915E-03	7,347E-01
FRACCION MOL	AIRE SECO	G. MOL TRANS	COEFICIENTE DE TRANS PRA
6,801E-03	1,09229E+04	4,904E-03	1,516E+00
FRACCION MOL	AIRE SECO	G. MOL TRANS	COEFICIENTE DE TRANS PRA
6,403E-03	1,27885E+04	4,673E-03	9,409E-01
FRACCION MOL	AIRE SECO	G. MOL TRANS	COEFICIENTE DE TRANS PRA
7,991E-03	3,63661E+03	1,016E-03	1,997E-01
FRACCION MOL	AIRE SECO	G. MOL TRANS	COEFICIENTE DE TRANS PRA
7,991E-03	5,45491E+03	1,200E-03	2,355E-01
FRACCION MOL	AIRE SECO	G. MOL TRANS	COEFICIENTE DE TRANS PRA
7,991E-03	2,00013E+04	4,757E-03	9,688E-01
FRACCION MOL	AIRE SECO	G. MOL TRANS	COEFICIENTE DE TRANS PRA
7,991E-03	2,18196E+04	4,800E-03	8,258E-01
FRACCION MOL	AIRE SECO	G. MOL TRANS	COEFICIENTE DE TRANS PRA
7,198E-03	7,27903E+03	2,164E-03	2,826E-01
FRACCION MOL	AIRE SECO	G. MOL TRANS	COEFICIENTE DE TRANS PRA

7,198E-03      3,63951E+03      1,936E-03      5,207E-01

FRACCION MOL    AIRE SECO      G, MOL TRANS    COEFICIENTE DE TRANS PRA

7,991E-03      5,45491E+03      2,768E-03      1,191E+00

FRACCION MOL    AIRE SECO      G, MOL TRANS    COEFICIENTE DE TRANS PRA

6,801E-03      7,28194E+03      3,576E-03      8,320E-01

FRACCION MOL    AIRE SECO      G, MOL TRANS    COEFICIENTE DE TRANS PRA

6,403E-03      1,45697E+04      5,934E-03      1,195E+00

FRACCION MOL    AIRE SECO      G, MOL TRANS    COEFICIENTE DE TRANS PRA

6,403E-03      1,63909E+04      6,074E-03      1,223E+00

PRESION LOG DE B      RELACION DE PB=PT

7,630E-01      1,010E+00

7,621E-01      1,012E+00

7,655E-01      1,007E+00

7,633E-01      1,010E+00

7,627E-01      1,011E+00

7,624E-01	1,011E+00
7,632E-01	1,010E+00
7,630E-01	1,010E+00
7,633E-01	1,010E+00
7,620E-01	1,012E+00
7,626E-01	1,011E+00
7,624E-01	1,011E+00
7,626E-01	1,011E+00
7,624E-01	1,011E+00
7,615E-01	1,012E+00
7,611E-01	1,013E+00
7,621E-01	1,012E+00

-4.27-

7,630E-01

1,010E+00

7,633E-01

1,010E+00

DATOS SUBROUTINA LUIS 1,5345626E+00 1,1903962E+00

DATOS SUBROUTINA LUIS 1,5345626E+00 1,1903962E+00

DATOS SUBROUTINA LUIS 1,5264810E+00 1,1921742E+00

DATOS SUBROUTINA LUIS 1,5528954E+00 1,1858418E+00

DATOS SUBROUTINA LUIS 1,5510781E+00 1,1865688E+00

DATOS SUBROUTINA LUIS 1,5483523E+00 1,1873625E+00

DATOS SUBROUTINA LUIS 1,5345626E+00 1,1903962E+00

DATOS SUBROUTINA LUIS 1,5272620E+00 1,1920024E+00

DATOS SUBROUTINA LUIS 1,5326977E+00 1,1908965E+00

DATOS SUBROUTINA LUIS 1,5387069E+00 1,1894845E+00

DATOS SUBROUTINA LUIS 1,5359541E+00 1,1900901E+00

DATOS SUBROUTINA LUIS 1,5359541E+00 1,1900901E+00

DATOS SUBROUTINA LUIS 1,5410701E+00 1,1889646E+00

DATOS SUBROUTINA LUIS 1,5532968E+00 1,1856813E+00

DATOS SUBROUTINA LUIS 1,5373262E+00 1,1897882E+00

DATOS SUBROUTINA LUIS 1,5346358E+00 1,1903801E+00

DATOS SUBROUTINA LUIS 1,5373262E+00 1,1897882E+00

-4,28-

DATOS SUBROUTINA LUIS 1,5341942E+00 1,1904773E+00

DATOS SUBROUTINA LUIS 1,5326977E+00 1,1908065E+00

REYNOLDS	SCHMIDT	SHERWOOD
8,844E+03	5,074E-01	3,775E+01

REYNOLDS	SCHMIDT	SHERWOOD
1,264E+04	5,080E-01	1,147E+02

REYNOLDS	SCHMIDT	SHERWOOD
7,716E+03	4,992E-01	1,609E+01

REYNOLDS	SCHMIDT	SHERWOOD
9,841E+03	5,167E-01	4,083E+01

REYNOLDS	SCHMIDT	SHERWOOD
1,108E+04	5,179E-01	6,607E+01

REYNOLDS	SCHMIDT	SHERWOOD
6,595E+03	4,844E-01	6,693E+01

REYNOLDS	SCHMIDT	SHERWOOD
9,186E+03	4,812E-01	4,684E+01

REYNOLDS	SCHMIDT	SHERWOOD
----------	---------	----------

1,099E+04

4,819E-01

9,746E+01

REYNOLDS

SCHMIDT

SHERWOOD

1,271E+04

4,846E-01

6,033E+01

REYNOLDS

SCHMIDT

SHERWOOD

2,573E+03

4,983E-01

1,749E+01

REYNOLDS

SCHMIDT

SHERWOOD

3,822E+03

5,033E-01

2,065E+01

REYNOLDS

SCHMIDT

SHERWOOD

1,402E+04

5,034E-01

8,497E+01

REYNOLDS

SCHMIDT

SHERWOOD

1,512E+04

5,077E-01

7,224E+01

REYNOLDS

SCHMIDT

SHERWOOD

4,920E+03

5,171E-01

2,456E+01

REYNOLDS

SCHMIDT

SHERWOOD

3,631E+03

4,873E-01

3,315E+01

REYNOLDS

SCHMIDT

SHERWOOD

5,491E+03

4,841E-01

7,593E+01

REYNOLDS

SCHMIDT

SHERWOOD

7.261E+03

4.979E-01

5.297E+01

REYNOLDS

SCHMIDT

SHERWOOD

1.451E+04

4.850E-01

7.660E+01

REYNOLDS

SCHMIDT

SHERWOOD

1.653E+04

4.846E-01

7.757E+01

EXPONENTE REYNOLD B-B = 1.966E-01

FACTOR DE PROPORCIONALIDAD A1 = 5.108E-02

JDCA1 (REYNOLD) EXPONENTE DE SCHMIDT C-C = 5.300E-03

\*\*\*\*\*JD\*\*\*\*\* ERROR \*\*\*\*\* REYNOLD\*\*\*\*\* JD TEORICO \*\*\*\*\*

6.134927189E-03	-3.931433078E-01	6.684497681E-03	6.546832758E-03
1.301880867E-02	3.880594864E-01	1.264438675E+04	7.966736463E-03
3.033901021E-03	-1.893723554E+00	7.716388140E+03	8.779270843E-03
5.906662916E-03	-4.169330417E-01	9.840822264E+03	8.369345853E-03
8.473838862E-03	3.503790239E-02	1.107606991E+04	8.176927533E-03
1.495397109E-02	3.944928415E-01	6.594532282E+03	9.054736540E-03
7.547218488E-03	-1.240541672E-01	9.185518649E+03	8.483482390E-03
1.310959450E-02	3.753222611E+01	1.099142843E+04	8.189271850E-03
6.997901799E-03	-1.372187862E-01	1.271395312E+04	7.958145389E-03
9.852474617E-03	-1.058327088E-01	2.573245551E+03	1.089549059E-02
7.797218622E-03	-2.927592589E-01	3.822136837E+03	1.007992140E-02
8.743672399E-03	1.071318731E-01	1.401663583E+04	7.806946317E-03
6.861484770E-03	-1.209732516E-01	1.511927114E+04	7.691552105E-03
7.093376154E-03	-3.521988701E-01	4.919983974E+03	9.591655220E-03
1.338849980E-02	2.394889231E-01	3.631061994E+03	1.018210240E-02
2.034364819E-02	3.385956876E-01	5.491342443E+03	9.386647006E-03
1.071113917E-02	1.705073485E-01	7.261441135E+03	8.884812304E-03
7.775537271E-03	2.831214700E-03	1.451452239E+04	7.753542999E-03
6.922258774E-03	-8.187547334E-02	1.652515685E+04	7.558233840E-03

AJUSTE ACEPTABLE DE CURVA DE REGRESION

ERROR TOTAL DETECTADO =

6.827605165E-02

- 1.52



\*\*\*\*\*  
 EXPONENTE REYNOLD B = -1.970E=01      FACTOR DE PROPORCIONALIDAD A1 = 3.484E=02

JD=A1(RE\*\*B)      EXPONENTE DE SCHMIDT C = 0.

\*\*\*\*\*

\*\*\*\*\*JD\*\*\*\*\*      \*\*\*\*\* ERROR \*\*\*\*\*      \*\*\*\*\* REYNOLD\*\*\*\*\*      \*\*\*\* JD TEORICO \*\*\*\*

4,224197360E=03	=3,767914249E=01	8,844497681E+03	5,815838702E=03
8,969963507E=03	3,957136879E=01	1,264438675E+04	5,420426167E=03
2,070295811E=03	-1,865717875E+00	7,716388140E+03	5,974289628E=03
4,188151503E=03	-3,862323794E=01	9,840522264E+03	5,694852633E=03
5,901031376E=03	3,716591223E=02	1,107606901E+04	5,563693535E=03
1,003679146E=02	3,860506383E=01	6,594532282E+03	6,162081709E=03
5,047325388E=03	-1,437056672E=01	9,185318699E+03	5,772654651E=03
8,774862990E=03	3,649920576E=01	1,099142843E+04	5,572107692E=03
4,698223038E=03	-1,524720161E=01	1,271395312E+04	5,414570587E=03
6,716883277E=03	-1,042648251E=01	2,573245551E+03	7,417217937E=03
5,344750787E=03	=2,837012879E=01	3,822156437E+03	6,861063469E=03
5,994304255E=03	1,139060358E=01	1,401663588E+04	5,311516820E=03
4,725873349E=03	-1,072868780E=01	1,511927114E+04	5,232869191E=03
4,935394216E=03	-3,227194480E=01	4,919983974E+03	6,528141913E=03
9,016598886E=03	2,313355876E=01	3,631061994E+03	6,930738685E=03
1,365047752E=02	3,319938454E=01	5,491342443E+03	6,388367088E=03
7,210344174E=03	1,614493560E=01	7,216441155E+03	6,046238750E=03
5,222815144E=03	-1,001453427E=02	1,451452239E+04	5,275119205E=03
4,647432739E=03	-1,064192976E=01	1,652513665E+04	5,142009289E=03

AJUSTE ACEPTABLE DE CURVA DE REGRESION

ERROR TOTAL DETECTADO = 8,614276394E=02

433

EXPONENTE REYNOLD B =

-1.970E-01

FACTOR DE PROPORCIONALIDAD A1 =

3.607E-02

JD#1(RE\*\*B)

EXPONENTE DE SCHMIDT C =

5.000E-02

\*\*\*\*\*

\*\*\*\*\*JD\*\*\*\*\*

\*\*\*\*\* ERROR \*\*\*\*\*

\*\*\*\*\* REYNOLD \*\*\*\*\*

\*\*\*\*\* JD TEORICO \*\*\*\*\*

4.369959398E-03	-3.782699946E-01	8.548897681E+03	6.022983915E-03
9.278932182E-03	3.950218265E-01	1.264438675E+04	5.613551444E-03
2.143485227E-03	-1.866444749E+00	7.716388140E+03	6.187051677E-03
4.246023832E-03	-3.889956418E-01	9.840522264E+03	5.897708597E-03
6.096379776E-03	5.517502080E-02	8.167803901E+04	5.761899106E-03
1.040727109E-02	3.868229502E-01	6.594532282E+03	6.381499787E-03
5.235346742E-03	-1.419050597E-01	9.285218699E+03	5.978268933E-03
9.101823703E-03	3.659381845E-01	1.079142543E+04	5.770611612E-03
4.871514653E-03	-1.510769462E-01	1.271359812E+04	5.607488210E-03
6.954951803E-03	-1.044072721E-01	2.573245551E+03	7.681099349E-03
5.531432847E-03	-2.845221136E-01	3.322156437E+03	7.105247812E-03
6.203600953E-03	1.132923335E-01	1.491653586E+04	5.500779725E-03
4.888814884E-03	-1.085186955E-01	1.311927114E+04	5.419342697E-03
5.100853621E-03	-3.253726279E-01	4.919963974E+03	6.760531769E-03
9.346539723E-03	2.320803960E-01	3.951061994E+03	7.177391083E-03
1.415444695E-02	5.325978954E-01	5.491342443E+03	6.615804271E-03
7.474487497E-03	1.622768715E-01	7.261441155E+03	6.261551050E-03
5.419221038E-03	-8.839930991E-03	1.451452239E+04	5.483091219E-03
4.818859992E-03	-1.05091629E-01	1.652815685E+04	5.328260017E-03

AJUSTE ACEPTABLE DE CURVA DE REGRESION

ERROR TOTAL DETECTADO =

8.632822709E-02

-A.34-

\*\*\*\*\*  
 EXPONENTE REYNOLD B = -1.969E=01      FACTOR DE PROPORCIONALIDAD A1 = 3.735E=02

JD=A1(RE\*\*B)      EXPONENTE DE SCHMIDT C = 1.000E=01

\*\*\*\*\*JD\*\*\*\*\*      \*\*\*\*\* ERROR \*\*\*\*\*      \*\*\*\*\* REYNOLD\*\*\*\*\*      \*\*\*\* JD TEORICO \*\*\*\*

4.520751166E=03	-3.797504525E=01	8.644497681E+03	6.237507110E=03
9.598543224E=03	3.943291714E=01	1.284438675E+04	5.813557628E=03
2.219262047E=03	-1.887171804E+00	7.716388140E+03	6.407390807E=03
4.388523248E=03	-3.917644136E=01	9.840522264E+03	6.107790485E=03
6.302328106E=03	5.318072562E=02	1.107606901E+04	5.967165724E=03
1.079142593E=02	3.875942914E=01	6.594532282E+03	6.608730846E=03
5.430372287E=03	-1.401072875E=01	9.185518699E+03	6.191206926E=03
9.439307774E=03	3.668829007E=01	1.099142843E+04	5.976187158E=03
5.051198043E=03	-1.496835657E=01	1.271395312E+04	5.807279377E=03
7.201458264E=03	-1.045497299E=01	2.573245551E+03	7.954368780E=03
5.72463339E=03	-2.853434583E=01	3.822156437E+03	7.358122610E=03
6.420203576E=03	1.126782042E=01	1.401863588E+04	5.696786567E=03
5.057374417E=03	-1.097579001E=01	1.51927114E+04	5.612461213E=03
5.271860063E=03	-3.280311247E=01	4.919983974E+03	7.001194248E=03
9.688553954E=03	2.328244864E=01	3.631061994E+03	7.432821356E=03
1.467728305E=02	5.332011669E=01	5.491342443E+03	6.851338602E=03
7.748307432E=03	1.631035710E=01	7.261441155E+03	6.484550820E=03
5.614715670E=03	-7.666696899E=03	1.451452239E+04	5.657761388E=03
4.996591916E=03	-1.037606316E=01	1.682515685E+04	5.515041444E=03

AJUSTE ACEPTABLE DE CURVA DE REGRESION

ERROR TOTAL DETECTADO = 6.651538142E=02

4.25

\*\*\*\*\*  
 EXPONENTE REYNOLD 0.0 #1.959E-01 FACTOR DE PROPORCIONALIDAD A1.0 3.667E-02

JDA1 (RE=0) EXPONENTE DE SCHMIDT C.0 1.500E-01

\*\*\*\*\*JD\*\*\*\*\* \*\*\*\*\* ERROR \*\*\*\*\* \*\*\*\*\* REYNOLD\*\*\*\*\* \*\*\*\*\* JD TECNICO \*\*\*\*\*

4.676740222E-03	-3.812318995E-01	6.504497661E+03	6.859671067E-03
9.929163207E-03	-3.936357245E-01	1.264438675E+04	6.020689855E-03
2.297717740E-03	-1.867899043E+00	7.716388140E+03	6.635576803E-03
4.535805041E-03	-3.945387036E-01	9.840522264E+03	6.325355682E-03
6.513097087E-03	3.118182044E-02	1.107606901E+04	6.179744921E-03
1.118976076E-02	3.883646617E-01	6.594532222E+03	6.844053107E-03
5.632662698E-03	-1.383123351E-01	9.185518699E+03	6.011729489E-03
9.790165828E-03	3.678262101E-01	1.099142843E+04	6.189026239E-03
5.237508964E-03	-1.482918698E-01	1.271395312E+04	6.014188962E-03
7.456704728E-03	-1.046922116E-01	2.573245531E+03	8.237360324E-03
5.924986071E-03	+2.861653325E-01	3.822155643E+03	7.619997214E-03
6.644369980E-03	1.120636512E-01	1.401663588E+04	5.899777620E-03
5.231748647E-03	-1.109984873E-01	1.511927114E+04	5.812461500E-03
5.448399506E-03	-3.306949575E-01	4.919983974E+03	7.250423889E-03
1.004308338E-02	2.335678531E-01	3.631061994E+03	7.697341954E-03
1.521946390E-02	5.338036590E-01	5.491342443E+03	7.095258384E-03
8.052188470E-03	1.639294542E-01	7.261441155E+03	6.715451116E-03
5.021598361E-03	-6.494624775E-05	1.451452239E+04	5.859360362E-03
5.180288718E-03	-1.024336941E-01	1.682615685E+04	5.711586289E-03

AJUSTE ACEPTABLE DE CURVA DE REGRESION

ERROR TOTAL DETECTADO = 8.67042201E-02

-96-

\*\*\*\*\*  
EXPONENTE REYNOLD B = 1.969E+01

FACTOR DE PROPORCIONALIDAD A1 = 4.003E+02

JD#A1 (RE\*\*B) EXPONENTE DE SCHMIDT C = 2.000E+01

\*\*\*\*\*JD\*\*\*\*\*

\*\*\*\*\* ERROR \*\*\*\*\*

\*\*\*\*\* REYNOLD\*\*\*\*\*

\*\*\*\* JD TEORICO \*\*\*\*

4.838124113E+03	-3.827152381E+01	8.644497681E+03	6.689747935E+03
1.027117133E+02	3.929414828E+01	1.264438675E+04	6.235202039E+03
2.378947011E+03	-1.888626465E+00	7.716388140E+03	6.871889296E+03
4.688629710E+03	-3.973185244E+01	9.840322264E+03	6.550670756E+03
6.730914022E+03	4.917869444E+02	1.107606901E+04	6.399897219E+03
1.160279898E+02	3.891340634E+01	6.594532282E+03	7.087754668E+03
5.842488850E+03	-1.365202289E+01	9.185518699E+03	6.640106766E+03
1.015406524E+02	3.687681136E+01	1.099142843E+04	6.409569756E+03
5.430691872E+03	-1.469018599E+01	1.271393312E+04	6.228470608E+03
7.720991864E+03	-1.048347680E+01	2.573245551E+03	6.530419791E+03
6.131520683E+03	-2.869877293E+01	3.822156437E+03	7.891191881E+03
6.876363329E+03	1.114486713E+01	1.401663588E+04	6.110001772E+03
5.412128956E+03	-4.122404632E+01	1.511927114E+04	6.01958817E+03
5.631264151E+03	-3.333641315E+01	4.919983974E+03	7.508525635E+03
1.041058595E+02	2.343105013E+01	3.631061994E+03	7.971276340E+03
1.578167299E+02	5.344053740E+01	5.491342443E+03	7.347862134E+03
8.326408090E+03	1.647543228E+01	7.261441155E+03	6.954594699E+03
6.036021655E+03	-5.324317116E+03	1.491452239E+04	6.066159349E+03
5.371983316E+03	-1.011083541E+01	1.652519685E+04	5.915135597E+03

AJUSTE ACEPTABLE DE CURVA DE REGRESION

ERROR TOTAL DETECTADO =

8.689476322E+02

-4.37-

\*\*\*\*\*  
EXPONENTE REYNOLD B = -1.968E+01

\*\*\*\*\*  
FACTOR DE PROPORCIONALIDAD A1 = 4.146E+02

JD=00

EXPONENTE DE SCHMIDT C =

2.580E+00

\*\*\*\*\*JD\*\*\*\*\*

\*\*\*\*\* ERROR \*\*\*\*\*

\*\*\*\*\* REYNOLD\*\*\*\*\*

\*\*\*\*\* JD TEORICO \*\*\*\*\*

5.005070581E-03	-3.842001695E-01	8.044897601E+03	6.928019547E-03
1.062495986E-02	3.922444474E-01	1.264438678E+04	6.457357105E-03
2.463047912E-03	-1.889354071E+00	7.716386140E+03	7.116617514E-03
4.845563144E-03	-4.601038855E-01	9.840922264E+03	6.784011760E-03
6.956017043E-03	4.717134056E-02	1.107606901E+04	6.627692394E-03
1.203108334E-02	3.899024965E-01	6.594532282E+03	7.340133909E-03
6.060131379E-03	-1.347309338E-01	9.185518699E+03	6.876618539E-03
1.053149075E-02	3.697086143E-01	1.0999142843E+04	6.637907899E-03
5.631000234E-03	-1.455135307E-01	1.271395312E+04	6.450386960E-03
7.994649315E-03	-1.049772284E-01	2.573245531E+03	8.033905442E-03
6.345683131E-03	-2.878106565E-01	3.822126437E+03	8.172038359E-03
7.116486905E-03	1.108332674E-01	1.401663583E+04	6.327716734E-03
5.598731629E-03	-1.134838248E-01	1.511927114E+04	6.234097108E-03
5.820052640E-03	-3.360386627E-01	4.919983974E+03	7.775815346E-03
1.079153641E-02	2.350524270E-01	3.631061994E+03	8.254959583E-03
1.636465016E-02	5.350063115E-01	5.491342443E+03	7.609459039E-03
8.631437234E-03	1.655787764E-01	7.261441155E+03	7.202254416E-03
6.258385670E-03	-4.155168368E-03	1.451452239E+04	6.284390316E-03
5.570126139E-03	2.978460420E-02	1.652315688E+04	6.125938971E-03

AJUSTE ACEPTABLE DE CURVA DE REGRESION

ERROR TOTAL DETECTADO =

8.708700288E-02

-4-38-

\*\*\*\*\*

EXPONENTE REYNOLD B = -1,968E=01 FACTOR DE PROPORCIONALIDAD A1 = 4,291E=02

JD=A1(RE\*\*B) EXPONENTE-DE SCHMIDT C = 3,000E=01

\*\*\*\*\*

\*\*\*\*\*JD\*\*\*\*\* \*\*\*\*\* ERROR \*\*\*\*\* \*\*\*\*\* REYNOLD\*\*\*\*\* \*\*\*\*\* JD TEORICO \*\*\*\*\*

5,17777779E=03	=3,856866958E=01	8,844497681E+03	7,17477778E=03
1,099093457E=02	3,915506151E=01	1,264438675E+04	6,687427379E=03
2,550121961E=03	-1,890081860E+00	7,716388140E+03	7,370061221E=03
5,007976788E=03	-4,028947997E=01	9,840522264E+03	7,025664593E=03
7,188647366E=03	4,515974771E=02	1,107606901E+04	6,864009865E=03
1,247517659E=02	3,906699637E=01	6,594532282E+03	7,601499807E=03
6,285881458E=03	-1,329444561E=01	9,185518699E+03	7,121554550E=03
1,092294513E=02	3,706477131E=01	1,099142543E+04	6,874380497E=03
5,838696871E=03	-1,441268840E=01	1,271395312E+04	6,680210058E=03
8,278006089E=03	-1,051197616E=01	2,573245551E+03	9,148188116E=03
6,567325869E=03	=2,886341053E=01	3,822156437E+03	8,462880096E=03
7,364933336E=03	1,102174353E=01	1,401663588E+04	6,553189451E=03
5,791768103E=03	-1,147285791E=01	1,511927114E+04	6,456249428E=03
6,015170275E=03	=3,387185554E=01	4,919883974E+03	8,052620061E=03
1,118642683E=02	2,357938367E=01	6,631061994E+03	8,548738566E=03
1,696916258E=02	5,356066474E=01	5,491342443E+03	7,880369241E=03
8,947640797E=03	1,664022175E=01	7,261441155E+03	7,458733527E=03
6,488941464E=03	=2,987381616E=03	1,451452239E+04	6,508326408E=03
5,775577465E=03	=9,846244887E=02	1,662518665E+04	6,344254966E=03

AJUSTE ACEPTABLE DE CURVA DE REGRESION

ERROR TOTAL DETECTADO = 8,728093285E=02

-4.99-

\*\*\*\*\*  
 EXPONENTE REYNOLD B = 1.96E-01      FACTOR DE PROPORCIONALIDAD A1 = 4.391E-02

JDS1 (REYNOLD)      EXPONENTE DE SCHMIDT C = 3.333E-01

\*\*\*\*\*JD\*\*\*\*\*      \*\*\*\*\* ERROR \*\*\*\*\*      \*\*\*\*\* REYNOLD\*\*\*\*\*      \*\*\*\* JD TEORICO \*\*\*\*

5.296202222E-03	-3.866785012E-01	8.844477681E+03	7.344129759E-03
1.124186912E-02	3.910863303E-01	1.264438675E+04	6.845327781E-03
2.609868785E-03	-1.890567105E+00	7.716388140E+03	7.544000858E-03
5.119395340E-03	-4.047583135E-01	9.840522264E+03	7.191513164E-03
7.348024396E-03	4.381646089E-02	1.107606901E+04	7.026059973E-03
1.278027789E-02	3.911810212E-01	6.594532282E+03	7.780875735E-03
6.441018687E-03	-1.317551530E-01	9.185518699E+03	7.289656090E-03
1.119193801E-02	3.712729385E-01	1.099142843E+04	7.036674300E-03
5.981385614E-03	-1.432034789E-01	1.271395312E+04	6.837940842E-03
8.472448715E-03	-1.052147817E-01	2.573245551E+03	9.363875557E-03
6.719356684E-03	-2.891833067E-01	3.822156437E+03	8.662482469E-03
7.535368762E-03	1.098066837E-01	1.401663588E+04	6.707934907E-03
5.924129265E-03	-1.155591067E-01	1.511927114E+04	6.698716350E-03
6.148855866E-03	-3.405079557E-01	4.919983974E+03	8.242590206E-03
1.145765523E-02	2.362873294E-01	3.631061994E+03	8.750356473E-03
1.738448450E-02	5.360061127E-01	5.491342443E+03	8.066279454E-03
9.164830744E-03	1.669506720E-01	7.261441155E+03	7.634736092E-03
6.647328857E-03	-2.209690664E-03	1.451452239E+04	6.662017398E-03
5.916723667E-03	-9.758198482E-02	1.488515685E+04	6.494089306E-03

AJUSTE ACEPTABLE DE CURVA DE REGRESION

ERROR TOTAL DETECTADO = 8.741114889E-02

-40-



\*\*\*\*\*  
 EXPONENTE REYNOLD B = -1,967E=01 FACTOR DE PROPORCIONALIDAD A1 = 4,599E=02

JD=A1(RE\*\*B) EXPONENTE DE SCHMIDT C = 4,000E=01

\*\*\*\*\*

\*\*\*\*\*JD\*\*\*\*\* \*\*\*\*\* ERROR \*\*\*\*\* \*\*\*\*\* REYNOLD\*\*\*\*\* \*\*\*\*\* JD TEORICO \*\*\*\*\*

5,541276351E=03	-3,886645394E=01	5,844497681E+03	7,694973971E=03
1,176113598E=02	3,901565596E=01	1,264438675E+04	7,172451629E=03
2,733613648E=03	-1,891537987E+00	7,716388140E+03	7,904347703E=03
5,349759507E=03	-4,084933292E=01	9,840522264E+03	7,535100578E=03
7,677507786E=03	4,112381253E=02	1,107606901E+04	7,361779396E=03
1,341314551E=02	3,922020029E=01	6,594532282E+03	8,152482974E=03
6,762923596E=03	-1,293799340E=01	9,185518699E+03	7,637910205E=03
1,175004567E=02	3,725217150E=01	1,099142843E+04	7,372898504E=03
6,277355070E=03	-1,413586242E=01	1,271395312E+04	7,164713346E=03
8,875204898E=03	-1,054048830E=01	2,573245551E+03	9,810694832E=03
7,034106432E=03	-2,902825830E=01	3,822156437E+03	9,075985016E=03
7,888214984E=03	1,089844913E=01	1,401863588E+04	7,028523668E=03
6,198037414E=03	-1,172222638E=01	1,511927114E+04	6,924585391E=03
6,425248836E=03	-3,440944780E=01	4,919983974E+03	8,636141481E=03
1,202008665E=02	2,372739022E=01	3,631061994E+03	9,168033786E=03
1,824600465E=02	5,368044768E=01	5,491342443E+03	8,451467669E=03
9,615223631E=03	1,680466623E=01	7,261441155E+03	7,999417392E=03
6,975846630E=03	-6,558807902E=04	1,451452239E+04	6,980421954E=03
6,209493536E=03	-9,582290481E=02	1,652515885E+04	6,804505244E=03

AJUSTE ACEPTABLE DE CURVA DE REGRESION

ERROR TOTAL DETECTADO = 6,767388338E=02

-4,41-

\*\*\*\*\*  
EXPONENTE REYNOLD B = 1.967E-01

FACTOR DE PROPORCIONALIDAD A = 4.729E+02

JDRA1(RE=0) EXPONENTE DE SCHMIDT C = 2.400E+01

\*\*\*\*\*JD\*\*\*\*\* ERROR \*\*\*\*\* REYNOLD\*\*\*\*\* JD TEORICO \*\*\*\*\*

5.693723466E-03	-3.898574681E-01	6.864497681E+03	7.913464088E-03
1.208412282E-02	3.895980430E-01	1.264438675E+04	7.376172220E-03
2.810655431E-03	-1.892120642E+00	7.715388140E+03	8.128754591E-03
5.492917041E-03	-4.107389923E-01	9.840522264E+03	7.749072251E-03
7.822237196E-03	3.950466534E-02	1.107606901E+04	7.570852054E-03
1.380779115E-02	3.928137398E-01	6.594532282E+03	8.383901068E-03
6.963727990E-03	-1.279572675E-01	9.135518699E+03	7.854787599E-03
1.209816423E-02	3.732697521E-01	1.099142843E+04	7.562285466E-03
6.461911429E-03	-1.402531978E-01	1.271395312E+04	7.368215171E-03
9.125978618E-03	-1.055189492E-01	2.573245551E+03	1.006894229E-02
7.229979782E-03	-2.909425620E-01	3.822196437E+03	9.333488622E-03
8.107796765E-03	1.084988344E-01	1.401663588E+04	7.228175146E-03
6.368415710E-03	-1.182213004E-01	1.51927114E+04	7.121298097E-03
6.597004222E-03	-3.462508852E-01	4.919983974E+03	8.881222774E-03
1.237069454E-02	2.378652867E-01	3.631061994E+03	9.428136724E-03
1.878324959E-02	5.372828125E-01	5.491342443E+03	8.629133242E-03
9.896008964E-03	1.687035319E-01	7.261441155E+03	8.226310649E-03
7.180689546E-03	2.752000628E-04	1.431452239E+04	7.179713420E-03
6.392054744E-03	-9.476886568E-02	1.052815685E+04	6.997822521E-03

AJUSTE ACEPTABLE DE CURVA DE REGRESION

ERROR TOTAL DETECTADO = 8.783296550E+02

-42

\*\*\*\*\*  
 EXPONENTE REYNOLD B = 1.967E=01      FACTOR DE PROPORCIONALIDAD A1 = 4.930E=02

JD=A1(RE\*\*B)      EXPONENTE DE SCHMIDT C = 5.000E=01

\*\*\*\*\*

\*\*\*\*\*JD\*\*\*\*\*      \*\*\*\*\* ERROR \*\*\*\*\*      \*\*\*\*\* REYNOLD\*\*\*\*\*      \*\*\*\*\* JD TEORICO \*\*\*\*\*

5.930293826E=03	-3.916487824E=01	6.844497681E+03	8.252886182E=03
1.258531007E=02	3.887593105E=01	1.264438675E+04	7.692653606E=03
2.930308310E=03	-1.892994847E+00	7.716388140E+03	8.477366842E=03
5.714868098E=03	-4.141142004E=01	9.840522264E+03	8.081476131E=03
8.199612919E=03	3.707081856E=02	1.107506901E+04	7.895046558E=03
1.442163732E=02	3.937301899E=01	6.594532282E+03	8.743403322E=03
7.276168963E=03	-1.258266266E=01	9.185518699E+03	8.191704758E=03
1.263977541E=02	3.743901371E=01	1.099142843E+04	7.907568160E=03
6.748969426E=03	-1.385970618E=01	1.271395312E+04	7.684356758E=03
9.515487321E=03	-1.056900800E=01	2.573245551E+03	1.052117994E=02
7.534063983E=03	-2.919331710E=01	3.822156437E+03	9.733507171E=03
8.44868069E=03	1.077498394E=01	1.401663588E+04	7.538336148E=03
6.632804889E=03	-1.197215260E=01	1.511927114E+04	7.426894412E=03
6.863284117E=03	-3.494919898E=01	4.919983974E+03	9.261946940E=03
1.291587432E=02	2.387512994E=01	6.631061994E+03	9.832192545E=03
1.961892250E=02	5.379993886E=01	5.491342443E+03	9.063954191E=03
1.033261477E=02	1.696878630E=01	7.261441155E+03	8.57295452E=03
7.499287284E=03	1.670201098E=03	1.451452239E+04	7.486761966E=03
6.676099491E=03	-9.318979235E=02	1.652515685E+04	7.298144829E=03

AJUSTE ACEPTABLE DE CURVA DE REGRESION

ERROR TOTAL DETECTADO = 8.807362843E=02

443-

\*\*\*\*\*  
EXPONENTE REYNOLD B = 1,966E-01      FACTOR DE PROPORCIONALIDAD A1 B 5,264E+02

JD A1 (REYNOLD)      EXPONENTE DE SCHMIDT C = 0,006E-01

\*\*\*\*\* JD \*\*\*\*\*      \*\*\*\*\* ERROR \*\*\*\*\*      \*\*\*\*\* REYNOLD \*\*\*\*\*      \*\*\*\*\* JD TEORICO \*\*\*\*\*

6,346621723E+03	-03,946394381E+01	0,844497681E+03	8,851248954E-03
1,346723904E+02	3,873588611E+01	1,264438675E+04	8,250584663E-03
3,141155956E+03	-1,894452443E+00	7,716388140E+03	9,091926533E-03
6,104894498E+03	-04,197575019E+01	9,840522264E+03	8,667469762E-03
8,757223553E+03	3,300069447E+02	1,107406901E+04	8,468229094E-03
1,550595444E+02	3,952545339E+01	6,594532282E+03	9,377155644E-03
7,828365059E+03	-1,222844983E+01	9,185518699E+03	8,785652753E-03
1,359687672E+02	3,762529963E+01	1,099142843E+04	8,481011111E-03
7,256015918E+03	-1,358421789E+01	1,271395312E+04	8,241688931E-03
1,020196153E+02	-1,059753562E+01	2,573245551E+03	1,128311804E+02
8,069556616E+03	-2,93558749E+01	3,822156437E+03	1,043866445E+02
9,048964432E+03	1,065134788E+01	1,401663388E+04	8,085127751E-03
7,098069559E+03	-1,222463763E+01	1,511927114E+04	7,965640880E-03
7,331182040E+03	-3,549111796E+01	4,919963974E+03	9,933100508E-03
1,387841988E+02	2,402258322E+01	3,631061994E+03	1,054446491E+02
2,109514535E+02	5,391912170E+01	5,491342443E+03	9,72028256E-03
1,110383041E+02	1,713258255E+01	7,261441155E+03	9,201208900E-03
8,062004907E+03	3,990678224E+03	1,451452239E+04	8,029830427E-03
7,17574543E+03	-0,056282418E+02	1,652515685E+04	7,827595964E-03

AJUSTE ACEPTABLE DE CURVA DE REGRESION

ERROR TOTAL DETECTADO = 8,848017656E+02

444-

EXPONENTE REYNOLD B = 1,966E=01 FACTOR DE PROPORCIONALIDAD A1 = 5,535E=02

JD=A1(RE\*\*B) EXPONENTE-DE SCHMIDT C = 8,667E=01

\*\*\*\*\*JD\*\*\*\*\* ERROR \*\*\*\*\* REYNOLD\*\*\*\*\* JD TEORICO \*\*\*\*\*

6,640257447E=03	-5,966365788E=01	8,844497681E+03	9,274026444E=03
1,408920128E=02	3,864235384E=01	1,264438675E+04	8,644802270E=03
3,290068520E=03	-1,895424484E+00	7,716388140E+03	9,526144945E=03
6,379562348E=03	-4,235318321E=01	9,840522264E+03	9,081510078E=03
9,149834847E=03	3,027799655E=00	1,107606901E+04	8,872796179E=03
1,627367707E=02	3,962685328E=01	6,594532282E+03	9,824930935E=03
8,219545708E=03	-1,199295088E=01	9,185518699E+03	9,205311788E=03
1,427480710E=02	3,774916951E=01	1,099142843E+04	8,886185970E=03
7,615061154E=03	-1,340094801E=01	1,271395312E+04	8,635483500E=03
1,068685941E=02	-1,061655554E=01	2,573245551E+03	1,182143577E=02
8,447494755E=03	-2,946887363E=01	3,822156437E+03	1,093687631E=02
9,472622670E=03	1,056883669E=01	1,401663588E+04	8,471476650E=03
7,426205688E=03	-1,238992248E=01	1,511927114E+04	8,346306816E=03
7,660670415E=03	-3,585356910E=01	4,919983974E+03	1,040729418E=02
1,455957673E=02	2,412071721E=01	3,631061994E+03	1,104770240E=02
2,214039350E=02	5,399839825E=01	5,491342403E+03	1,018493564E=02
1,164911418E=02	1,724158966E=01	7,261441155E+03	9,640621715E=03
8,460376199E=03	5,534841404E=03	1,451452239E+04	8,413549358E=03
7,532678958E=03	-8,881525828E=02	1,652515685E+04	8,201695785E=03

AJUSTE ACEPTABLE DE CURVA DE REGRESION

ERROR TOTAL DETECTADO = 8,875499457E=02

-4,45-

EXPONENTE REYNOLD  $\alpha$   $1.966E+01$  FACTOR DE PROPORCIONALIDAD AL  $5.644E+02$

JDRAJ (RE=0) EXPONENTE DE SCHMIDT  $\beta$   $7.088E+01$

\*\*\*\*\*JD\*\*\*\*\* \*\*\*\*\* ERROR \*\*\*\*\* \*\*\*\*\* REYNOLD \*\*\*\*\* \*\*\*\*\* JD TECNICO \*\*\*\*\*

6.792177332E+03	=3.976365211E+01	8.544497601E+03	9.492995098E+03
1.441097012E+02	3.859552020E+01	1.264438695E+04	8.848981233E+03
3.367174952E+03	-1.895910773E+00	7.736388146E+03	9.751038216E+03
6.521539288E+03	-4.254231250E+01	9.848522244E+03	9.298954217E+03
9.332754224E+03	2.891336555E+02	1.107686901E+04	9.082334622E+03
1.667179791E+02	3.967750459E+01	6.574532282E+03	1.005684453E+02
8.422467092E+03	-1.187559149E+01	5.183510699E+03	9.422665942E+03
1.462645106E+03	3.781103078E+01	1.096142543E+04	9.096039148E+03
7.801156545E+03	-1.330934637E+01	1.287139531E+04	8.839443391E+03
1.023798994E+02	-1.062697003E+01	2.573245551E+03	1.210023522E+02
8.643110030E+03	-2.952406886E+01	3.822356437E+03	1.119490777E+02
9.691899399E+03	1.052754029E+01	1.402663588E+04	8.671380785E+03
7.595970681E+03	-1.247348329E+01	1.511927114E+04	8.543468006E+03
7.830978463E+03	-3.603321285E+01	3.919483974E+03	1.065288822E+02
1.491269840E+02	2.416975116E+01	3.633061974E+03	1.130833631E+02
2.268244636E+02	5.403799717E+01	3.491342443E+03	1.042530664E+02
1.193194402E+02	1.729605573E+01	7.261841153E+03	9.868204871E+03
8.666946693E+03	6.306158435E+03	1.451482339E+04	8.612291554E+03
7.716821910E+03	-8.794226141E+02	1.852518609E+04	8.395456680E+03

AJUSTE ACEPTABLE DE CURVA DE REGRESION

ERROR TOTAL DETECTADO = 8.689353611E+02

-446-

\*\*\*\*\*  
 EXPONENTE REYNOLD B = -1,965E=01      FACTOR DE PROPORCIONALIDAD A1 = 5,864E=02

JD=A1(RE\*\*B)      EXPONENTE-DE SCHMIDT C = 7,500E=01

\*\*\*\*\*

\*\*\*\*\*JD\*\*\*\*\*      \*\*\*\*\* ERROR \*\*\*\*\*      \*\*\*\*\* REYNOLD\*\*\*\*\*      \*\*\*\* JD TEORICO \*\*\*\*

7,026551233E=03	-3,991374771E=01	8,844497641E+03	9,831111164E=03
1,490735322E=02	3,852521668E=01	1,264438675E+04	9,164263092E=03
3,486211839E=03	-1,896640213E+00	7,716388140E+03	1,009830140E=02
6,740406335E=03	-4,282647101E=01	9,840822264E+03	9,627084789E=03
9,665538712E=03	2,686328684E=02	1,197666901E+04	9,403891153E=03
1,728718996E=02	3,975338678E=01	6,594532282E+03	1,041494647E=02
8,736218988E=03	-1,169923014E=01	9,185518699E+03	9,758288383E=03
1,517011467E=02	3,790368886E=01	1,099142843E+04	9,420081608E=03
8,088998315E=03	-1,317223510E=01	1,271395312E+04	9,154387018E=03
1,132563736E=02	-1,064033990E=01	2,573245551E+03	1,253072367E=02
8,984997559E=03	-2,960688883E=01	3,822156437E+03	1,159333304E=02
1,003029961E=02	1,046557215E=01	1,401463588E+04	8,980571366E=03
7,857869177E=03	-1,259941668E=01	1,511927114E+04	8,847914857E=03
8,093512514E=03	-3,630807904E=01	4,919983974E+03	1,103211143E=02
1,545839288E=02	2,424322824E=01	3,631061994E+03	1,171077941E=02
2,352633905E=02	5,409731987E=01	5,491342443E+03	1,079646600E=02
1,236907888E=02	1,737767136E=01	7,261441155E+03	1,021962101E=02
8,986232669E=03	7,461779151E=03	1,451452239E+04	8,919179388E=03
8,001453040E=03	-8,663434290E=02	1,652815629E+04	8,694653666E=03

AJUSTE ACEPTABLE DE CURVA DE REGRESION

ERROR TOTAL DETECTADO = 8,910277286E=02

4.4E-

\*\*\*\*\*  
 EXPONENTE REYNOLD B = -1.965E-01 FACTOR DE PROPORCIONALIDAD A1 = 6.071E+02

\*\*\*\*\*  
 JDA1 (REYNOLD) EXPONENTE DE SCHMIDT C = 6.000E+01

\*\*\*\*\*

\*\*\*\*\*JD\*\*\*\*\*      \*\*\*\*\* ERROR \*\*\*\*\*      \*\*\*\*\* REYNOLD\*\*\*\*\*      \*\*\*\* JD TEORICO \*\*\*\*

7.269012543E+03	-4.006400449E+01	8.844497661E+03	1.016127006E+02
1.542083415E+02	3.845483266E+01	1.264438675E+04	9.490778182E+03
3.609456937E+03	-1.897369836E+00	7.716388140E+03	1.045793165E+02
6.966619113E+03	-4.311117591E+01	9.840522264E+03	9.970010533E+03
9.988783664E+03	2.480875989E+02	1.107606901E+04	9.740974328E+03
1.792529746E+02	3.982917351E+01	6.594532282E+03	1.078579963E+02
9.061637020E+03	-1.152336410E+01	9.185518699E+03	1.010586564E+02
1.573398620E+02	3.799620887E+01	1.099142843E+04	9.755667941E+03
8.387253297E+03	-1.303523985E+01	1.271395312E+04	9.480551882E+03
1.172705535E+02	-1.065461161E+01	2.573245551E+03	1.297652755E+02
9.257429442E+03	-2.968976177E+01	3.822156437E+03	1.200593819E+02
1.038051533E+02	1.040356109E+01	1.401663588E+04	9.300572072E+03
8.128797570E+03	-1.272529063E+01	1.511927114E+04	9.163210685E+03
8.364848036E+03	-3.658149255E+01	4.919983974E+03	1.142483430E+02
1.602405573E+02	2.431663412E+01	3.631061994E+03	1.212754473E+02
2.438918360E+02	5.415656600E+01	5.491342443E+03	1.118083929E+02
1.282220699E+02	1.745920644E+01	7.261441155E+03	1.058355140E+02
9.317280980E+03	8.616055908E+03	1.451452239E+04	9.237002766E+03
8.296982646E+03	-8.532799677E+02	1.692515685E+04	9.00451342E+02

AJUSTE ACEPTABLE DE CURVA DE REGRESION

ERROR TOTAL DETECTADO = 8.931371576E+02

48



\*\*\*\*\*  
EXPONENTE REYNOLD B = -1.965E=01      FACTOR DE PROPORCIONALIDAD A1 = 6.286E=02

JD=A1(RE\*\*B)      EXPONENTE DE SCHMIDT C = 8.500E=01

\*\*\*\*\*JD\*\*\*\*\*      \*\*\*\*\* ERROR \*\*\*\*\*      \*\*\*\*\* REYNOLD\*\*\*\*\*      \*\*\*\*\* JD TEORICO \*\*\*\*\*

7.519840332E=03	-4.021442262E=01	8.844497681E+03	1.054390070E=02
1.595200183E=02	3.838436813E=01	1.264438675E+04	9.828926722E=03
3.737059014E=03	-1.898099644E+00	7.716388140E+03	1.083036940E=02
7.200423537E=03	-4.339644826E=01	9.840522264E+03	1.032515161E=02
1.032283891E=02	2.274995638E=02	1.107606901E+04	1.008799477E=02
1.858695888E=02	3.990486487E=01	6.594532282E+03	1.116985805E=02
9.3992194803E=03	-1.134778588E=01	9.185518699E+03	1.046582314E=02
1.631881678E=02	3.808859108E=01	1.099142843E+04	1.010320938E=02
8.696612954E=03	-1.289841031E=01	1.271395312E+04	9.818337776E=03
1.214270092E=02	-1.066888554E=01	2.573245551E+03	1.343819179E=02
9.580773984E=03	-2.977268799E=01	3.822156437E+03	1.243322793E=02
1.074295910E=02	1.034150721E=01	1.401663588E+04	9.631975206E=03
8.409667196E=03	-1.285130511E=01	1.511927114E+04	9.489742078E=03
8.645280098E=03	-3.685545471E=01	4.919983974E+03	1.183153739E=02
1.661041766E=02	2.438996869E=01	3.631061994E+03	1.255914200E=02
2.529012339E=02	5.421573561E=01	5.491342443E+03	1.157889696E=02
1.329193497E=02	1.754066103E=01	7.261441155E+03	1.096044171E=02
9.660924945E=03	9.768991848E=03	1.451452239E+04	9.566151356E=03
8.602597962E=03	-8.402321900E=02	1.652515685E+04	9.325415934E=03

AJUSTE ACEPTABLE DE CURVA DE REGRESION

ERROR TOTAL DETECTADO = 8.952636596E=02

-4.41

\*\*\*\*\*

EXPONENTE REYNOLD  $\beta = -1.964E=01$  FACTOR DE PROPORCIONALIDAD  $A1 = 6.508E=02$

JD=A1(RE=WB) EXPONENTE DE SCHMIDT  $C = 9.300E=03$

\*\*\*\*\*

\*\*\*\*\*JD\*\*\*\*\* ERROR \*\*\*\*\* REYNOLD\*\*\*\*\* JD TEORICO \*\*\*\*

7.779523290E=03	-4.036500232E=01	8.244297681E+03	1.091944733E=02
1.650146540E=02	3.631382284E=01	1.264438675E+04	1.017912323E=02
3.869172099E=03	-1.898829636E+00	7.716388140E+03	1.121607079E=02
7.442074596E=03	-4.368220933E=01	9.840322264E+03	1.069294315E=02
1.066806997E=02	2.068680553E=02	1.167608901E+04	1.044737777E=02
1.927304365E=02	3.998046104E=01	6.594532282E+03	1.156759194E=02
9.749356538E=03	-1.117243412E=01	9.185318699E+03	1.083860188E=02
1.692538544E=02	3.818083560E=01	1.099142843E+04	1.046313185E=02
9.017383188E=03	-1.276174654E=01	1.271395312E+04	1.016815878E=02
1.257307835E=02	-1.068316094E=01	2.573245531E+03	1.391628054E=02
9.915012342E=03	-2.985566694E=01	3.822156437E+03	1.287572483E=02
1.111865787E=02	1.027941022E=01	1.491663580E+04	9.975187096E=03
8.699009120E=03	-1.297746665E=01	1.511927114E+04	9.827909447E=03
8.935113663E=03	-3.712996618E=01	4.919983974E+03	1.225271834E=02
1.721823611E=02	2.446323239E=01	3.631061994E+03	1.300409900E=02
2.622434402E=02	5.427482890E=01	5.991302443E+03	1.199112617E=02
1.377881093E=02	1.762263527E=01	7.261441155E+03	1.135075343E=02
1.001643385E=02	1.092056539E=02	1.491452239E+04	9.907028749E=03
8.919000499E=03	-8.272004199E=02	4.688513685E+04	9.657754776E=03

AJUSTE-ACEPTABLE DE CURVA DE REGRESION

ERROR TOTAL DETECTADO = 8.974072445E=02

450

\*\*\*\*\*  
EXPONENTE REYNOLD B ■

-1,964E=01

FACTOR DE PROPORCIONALIDAD A1 ■

6,738E=02  
\*\*\*\*\*

JD=A1(RE\*\*B)

EXPONENTE DE SCHMIDT C ■

-9,500E=01  
\*\*\*\*\*

\*\*\*\*\*JD\*\*\*\*\*

\*\*\*\*\* ERROR \*\*\*\*\*

\*\*\*\*\* REYNOLD\*\*\*\*\*

\*\*\*\* JD TEORICO \*\*\*\*

8,047760095E=03	-4,051574373E=01	5,84487681E+03	1,130836995E=02
1,706985529E=02	3,824319676E=01	1,264438675E+04	1,054179695E=02
4,005955667E=03	-1,899559811E+00	7,716388140E+03	1,161550806E=02
7,691835626E=03	-4,396870022E=01	9,840522264E+03	1,107383577E=02
1,102483848E=02	1,861929864E=02	1,107606901E+04	1,081956372E=02
1,998445329E=02	4,005596215E=01	6,594852282E+03	1,197948825E=02
1,011253645E=02	-1,099745836E=01	9,185518699E+03	1,122465844E=02
1,755450019E=02	3,827294266E=01	1,099142843E+04	1,083587640E=02
9,349984872E=03	-1,262924827E=01	1,271395312E+04	1,053044367E=02
1,301870977E=02	-1,069743799E=01	2,573245551E+03	1,441137817E=02
1,026173899E=02	-2,993869880E=01	3,822156437E+03	1,333397011E=02
1,150625352E=02	1,021727015E=01	1,401663588E+04	1,033062851E=02
8,998929845E=03	-1,310375731E=01	1,511927114E+04	1,017812743E=02
9,234663917E=03	-3,740502818E=01	4,919983974E+03	1,268889256E=02
1,784829621E=02	2,453642518E=01	3,631061994E+03	1,346896236E=02
2,719307489E=02	5,43384595E=01	5,491342443E+03	1,241803147E=02
1,428364528E=02	1,770332922E=01	7,261441155E+03	1,175496453E=02
1,038541352E=02	1,207083891E=02	1,261451452E+04	1,026005286E=02
9,248906583E=03	-8,141837274E=02	1,652515685E+04	1,000193751E=02

AJUSTE ACEPTABLE DE CURVA DE REGRESION

ERROR TOTAL DETECTADO ■

8,995679231E=02

0.031

51

## ANÁLISIS DE RESULTADOS.

Para poder llevar a cabo este análisis, tenemos que empezar por saber la forma en que se obtuvieron estos resultados y lo que significan.

En la sección anterior se siguió el cálculo hasta el punto en el cual se obtuvieron todos los números adimensionales - que se necesitan para el ajuste.

Por principio de cuentas se partió de una ecuación del tipo:

$$Sh = a Re^b Sc^c \quad \#$$

en la cual como se ve claramente tenemos tres incógnitas, a saber los exponentes de los números adimensionales b y c y el valor de factor pre-exponencial a.

Normalmente la determinación del valor de estas constantes presupone un diseño de experimentos en el cual sea posible un número de corridas suficiente, tal que el Re en un caso y el Sc en otro permanezcan constantes; es decir, presupone la existencia de una cantidad de corridas y una facilidad ó disponibilidad experimental para en un caso podamos obtener un número de corridas de Sc = cte., como para llevar a cabo un ajuste estadístico. Al tener el Sc=cte. este se absorbe en el factor pre-exponencial y se llega a una expresión del tipo:

$$Sh = a' Re^b \quad \#$$

lo que en una gráfica de  $\ln (Sh/\#)$  vs.  $\ln Re$  la pendiente sería el factor b (Nótese que  $a' = a$ ).

El mismo procedimiento se seguiría para determinar c, a partir de mantener constante el Re lo que produciría una ec. -

del tipo:

$$Sh = a'' Sc^c \eta$$

en donde el  $Re=cte.$  ha sido absorbido en el factor pre-exponencial; por lo que, en una gráfica de la  $\ln (Sh/\eta)$  vs.  $\ln Sc$  la pendiente sería el exponente  $c$  (Nótese que  $a'' \neq a'$  y  $a''$ ) de tal manera que la determinación del factor pre-exponencial sería muy fácil.

Ahora bien, en este caso, sólo se dispone de un sistema de agua-aire; por el efecto disolvente que ejercen las sustancias disponibles en el laboratorio sobre el pegamento de las juntas del aparato, esto obliga a pensar en una forma de determinación de los valores de  $a$ ,  $b$ ,  $c$  diferente a la tradicional ya descrita.

El método de cálculo fué el siguiente:

Chilton-Colburn presentaron un factor definido como:

$$J_D = \frac{Sh}{Re Sc^{1/3}} = \frac{Re Sc^{2/3}}{V_{co}}$$

para transferencia de masa en platos planos, siendo este su punto de partida para sus analogías.

Con el fin de tener un mejor manejo de los datos, el autor de la tesis propone un nuevo factor del tipo:

$$J_D = \frac{Sh}{Re \eta Sc^c}$$

donde como se ve, se deja indeterminado el exponente  $c$  del número Schmidt usando este factor de la siguiente manera:

$$J_D = a Re^b \quad \delta \quad J_D = b \ln Re + \ln a$$

como se ve esta es una ec. simple que se puede ajustar mediante una forma lineal sencilla, de ahí que el método de cálculo-

haya sido:

- 1).- Suponer un valor de c
- 2).- Calcular el factor  $J_D$
- 3).- Sacar el logaritmo a cada par  $(J_D, Re)$  de los 19 pares posibles ó corridas disponibles.
- 4).- Ajustar una recta calculando la pendiente y ordenada al origen por mínimos cuadrados simples, de tal manera que:

$$b = \frac{\sum (\ln Re) (\ln J_D) - (\sum \ln Re \sum \ln J_D) / N}{\sum (\ln Re)^2 - (\sum \ln Re)^2 / N}$$

$$a = \text{EXP} \left( \frac{\sum \ln J_D - b \sum \ln Re}{N} \right)$$

donde:  $N$  = número de datos o corridas.

de aquí se puede ver que se tendrán un conjunto de  $(a, b, c)$ , para cada valor de c supuesto

Analizando los experimentos repordados anteriormente se ve que el rango de  $c$  es  $.2 < c < .8$ , ahora bien, a partir de esto se propusieron valores de  $c$  desde  $c=0.00$  a  $c=0.95$  con un incremento de  $0.05$  aprox.

Con lo anterior se obtuvieron las tablas ya mostradas para cada conjunto de valores  $(a, b, c)$ .

Con el fin de encontrar el mejor ajuste se llevó a cabo una predicción de los valores  $J_D$  por medio de la ecuación encontrada en cada caso, y comparándolos con los valores experimentales se encontró un error entre puntos el cual fue después combinado para encontrar el error total detectado, mismo que aparece al final de cada tabla.

Este fué el criterio que se usó para la selección del me

for ajuste.

Ahora bien, si se analizan los datos, se encuentra con-- que la tendencia y en sí el menor error detectado es para cuan-- do  $c = 0.00$ ; esto fue algo inesperado pero muy lógico; para aclarar lo anterior veamos:

1).- Por deficiencias del equipo solo se trabajo un sistema, agua-aire.

2).- El coeficiente para el cual se busca una relación era del lado gas ya que del lado líquido nosotros no encontramos resistencia alguna (líquido puro).

Y por último un punto que no se consideró:

3).- El  $Sc$  no es función de la temperatura en gases o mezclas gaseosas, solo es función del tipo de gas o mezcla específica.

Este último punto que parece poco relevante es la causa de que el valor de  $c = 0.00$  sea el que mejor ajuste a la curva.

Desde un principio se dijo que una torre de pared húmeda es un equipo en el cual se tiene la ventaja de tener una superficie de transferencia calculable con buena exactitud, pero -- también se dijo que es un equipo en el cual se cumple que

$$N_a \rightarrow 0 \quad \delta \quad \lim_{t \rightarrow 0} N_a = 0$$

es decir, la cantidad de transporte de masa es muy pequeña y -- solo apreciable en largos períodos de operación; luego entonces la posibilidad de que la composición varíe en una forma -- tal que varíe el  $Sc$  no es detectable y por tanto despreciable; por otro lado, se ha cambiado de sistema ya que se trabajó con



un sistema único, lo que reduce la posibilidad de cambio del  $Sc$ ; de hecho si se ven los valores tabulados de  $Sc$  se encuentra que casi no varía teniendo como valor base el de 0.5 y las variaciones son prácticamente despreciables; de ahí que el mejor ajuste sea = para los valores de:

$$c = 0.00 \quad ; \quad b = .97 \quad ; \quad a = 0.034$$

Si se analizan todas las tablas se ve que el valor de  $b$  no varía aunque varíe  $c$ , si no lo que varía es el valor de  $a$ , La explicación es simple, cuando  $c \neq 0.00$  entonces el valor de  $Sc^c \neq 1$  y por lo tanto se traduce realmente un valor del lado de la ecuación donde se encuentra el  $J_D$ . Esto debe compensarse por otra variación en el lado de  $ARe^b$ ; pero no se compensa en el valor de  $b$  sino en el de  $a$ . De esto se concluye que el valor que introducimos no es una variable sino una constante y esto no es más que una confirmación de que el  $Sc = cte.$ , ya que si  $Sc = cte. \Rightarrow Sc^c = cte.$  también, sea cual sea el valor de  $c$ . Así se refuerza el hecho de escoger como mejor ajuste a  $c=0.00$  por lo tanto, la mejor ecuación válida para el equipo es:

$$J_D = \frac{Sh}{Re} = 0.034 \quad Re^{-.197} \quad \text{ó} \quad Sh = 0.034 \quad Re^{.803}$$

En el error total se ve que la tendencia es a 8% y no a 0% de error, para explicar lo anterior veamos:

1).- Si nosotros estuviéramos presentes en alguno de los experimentos, una de las características que encontraríamos sería que las ondulaciones en la película de líquido no es posible eliminarlas por completo, solo es posible reducirlas al mínimo en cada corrida.



X

2).- También fue notorio el hecho de que la longitud de columna fué muy grande, ya que al final de ésta las ondulaciones, aún en el mejor de los casos son muy fuertes.

3).- Por último al aumentar el flujo de aire aumenta la fricción de interfase, lo que hace que las ondulaciones se vuelvan críticas en puntos extremos de máxima capacidad del equipo. Esto hace pensar que ese 8% de error es el error mínimo esperado en este equipo, debido a las ondulaciones, por lo que se recomienda usar torres de pared húmeda de menor longitud con el fin de obtener mejores resultados. Por otro lado, se concluye que aunque en todos los casos el error es mayor de 8% nunca excede el 9% por lo que se dice que el grado de confiabilidad del equipo es de un 9%.

Por último entre las relaciones que se han encontrado en este equipo se tiene v.g. la de Cairns & Roper cuya ec. dice:

$$Sh = 0.021 Re^{0.83} Sc^{0.44} \mu^{-0.63}$$

y la más aceptada generalmente, la de Gilliland & Sherwood:

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

contra la que se concluye en la presente tesis:

$$Sh = 0.034 Re^{0.803} \mu$$

se encuentra gran similitud, como se ve el valor del exponente del Reynold no varía realmente, pero la variación existente en el factor pre-exponencial realmente presenta una gran interrogante.

La respuesta es el hecho de que dicho factor pre-exponencial engloba en su valor el efecto de  $Sc=cte.$  Nótese que aquí se ve claramente que el  $Sc$  realmente no ha desaparecido de la -

X

ecuación, sino que solo ha sido absorbido por el factor pre-exponencial. Además de que esta expresión engloba, como se dijo, un error de un 9%; lo que hace lógico la diferencia existente entre las expresiones de la literatura. Se puede decir que la expresión propuesta en esta tesis está muy acorde realmente con las derivadas por los investigadores nombrados.

#### 4.5.- CONCLUSIONES.

De la experimentación se encontró que la siguiente ecuación es válida para todo el rango de trabajo del equipo.

$$Sh = 0.034 Re^{.803} \quad \#$$

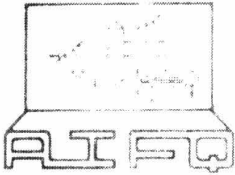
Se puede ver que en esta ecuación no aparece el Schmidt. Esto era de esperarse debido al hecho que el lado de transferencia que estudiamos es del lado gas, y en las mezclas gaseas el  $Sc \neq Sc(T)$  dependiendo solo de los cambios de sistema que se le apliquen al equipo. Dado que como se expresó anteriormente el equipo solo puede trabajar el sistema, agua-aire, dicho  $Sc^C$  se convierte en una constante que es absorbido por la constante A o a en la ec. adimensional.

También se puede asegurar que los coeficientes obtenidos de la ecuación anterior para un sistema agua-aire tienen un máximo de un 9% de error.

Este 9% de error existente en la relación, puede ser -- atribuido a la cantidad de ondulaciones que presenta la película de líquido, que debido a la longitud de la torre se presentan mas evidentemente en la parte inferior de la columna.

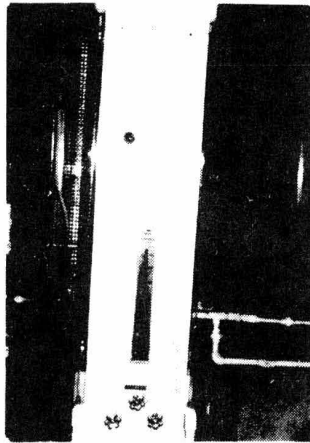
Por lo anterior se recomienda el uso de columnas más pequeñas para obtener resultados más exactos.

Por último se podría concluir que los coeficientes solo dependen del sistema de trabajo y no de las propiedades del equipo.



LABORATORIO DE  
INGENIERIA QUIMICA

# TORRES DE PAREDO HUMEDA



FACULTAD DE QUIMICA  
DIVISION DE ESTUDIOS PROFESIONALES  
Area de Ingenieria



UNIVERSIDAD NACIONAL  
AUTÓNOMA DE  
MÉXICO

## O B J E T I V O S.

- 1.- Familiarizar al alumno con la transferencia de masa por convección.-
- 2.- Determinar los coeficientes de transferencia de masa por convección de modo experimental.
- 3.- Introducir al alumno en los fenómenos de transferencia de masa.
- 4.- Familiarizar al estudiante con el manejo de una Torre de pared mojada.

## T E O R I A .-

La transferencia de masa según se ha visto, se lleva a cabo por medio de dos mecanismos: Difusión y Convección.

En el mecanismo por Difusión el transporte se lleva a cabo desde una interfase de 2 fluidos o sólidos, a una de las fases, la cual, se halla en estado estacionario. Es un mecanismo lento en el cual las moléculas pasan desde la interfase a la fase estacionaria por los huecos intermoleculares del fluido estacionario siguiendo un camino lento y tortuoso.

En la Convección, la transferencia de masa se lleva por un mecanismo predominantemente de arrastre, es decir, es un mecanismo que se presenta en la interfase de dos fluidos ó sólidos en movimiento, bajo el cual, cierta cantidad de material es prácticamente acarreado de la interfase por el mismo movimiento del fluido, y llevado al seno de alguna de las fases. Este mecanismo es más evidente en fluidos con flujo turbulento donde porciones de fluido con un movimiento desordenado y - -

abrupto, se pueden acercar a la interfase y de ella tomar el material, a transportar pasandolo al seno del fluido por mezclado; es natural pensar que no cualquier material se va a acrear desde la interfase a la condición volumétrica del fluido pero si es de esperarse que los materiales que se transportan sean aquellos que están en deficiencia en la fase a la cual --llegan, es decir, aquellos en los que hay un gradiente de concentración, de ahí que es factible pensar:

$$N_a = Na (f)$$

donde:

$N_a$  = cantidad de material transportado

$F$  = gradiente director

Ahora bien como hemos dicho con anterioridad, el fenómeno de difusión se presenta primordialmente en fluidos estacionarios; pero este en una pequeña parte contribuye también al transporte en fluidos en movimiento; aunque debido a que el mecanismo de convección es muy importante, la Difusión es poco manifiesta o despreciable en algunos casos.

Se sabe que los coeficientes de Difusión pueden ser medidos experimentalmente desde una celda de Arnold por ejemplo; ó en su defecto estimados de ecuaciones desarrolladas de complejas teorías atómicas y cinéticas.

Ahora bien si la Difusión ha sido estudiada con detalle no sucede lo mismo con el mecanismo de convección que presenta grandes problemas para las teorías actuales, de ahí que la ecuación característica de transporte sea para este mecanismo:

$$N_a = K_D \Delta F$$

donde:

$N_a$  = La cantidad de material transferido --  
por unidad de tiempo y unidad de masa.

$K_g$  = El coeficiente de transferencia de masa.

$F$  = El gradiente director que rige el trans  
porte.

Como se puede ver esta ecuación nada nos dice de como se realiza el transporte, y únicamente nos da la cantidad de mate  
rial transferido en un punto dado con una fuerza directora de-  
terminada, siempre y cuando se conozca el coeficiente de trans  
porte.

Normalmente estos coeficientes son difíciles de obtener, de ahí que este tipo de representaciones presentan grandes pro  
blemas para su manipulación.

Ahora bien existen diferentes tipos de coeficientes, es-  
tando basados unos en la fuerza directora que los rige (gra---  
dientes de concentración, presión, fracción mol, etc.) ó por -  
la fase cuya resistencia representan. En sistemas normales -  
existen dos fases en contacto, siendo que en ambas se realiza-  
un transporte de material; en una desorbiéndolo y en la otra -  
absorbiéndolo, de ahí que en estos casos existan coeficientes-  
que representan únicamente la resistencia de algunas de las fa  
ses; a dichos coeficientes se les llama individuales. Otros -  
que representen la resistencia total del sistema basados en --  
las propiedades ó fuerzas directoras de alguna de las fases se  
les llaman coeficientes totales.

El camino que sigue un material que es transportado en -  
un sistema de dos fases es el siguiente:

- 1.- Transporte desde una de las fases, del material a transfe  
rir, desde su condición volumétrica a la interfase.

- 2.- Transporte a través de la interfase.
- 3.- Transporte del material desde la interfase a la condición volumétrica de la segunda fase.

Experimentos realizados han determinado que la interfase no opone ninguna resistencia a la transferencia de masa.

Viendo lo anterior se ve claramente que el problema radical de la transferencia de masa, radica principalmente en la de terminación de dichos coeficientes.

Un aparato que nos puede dar una idea de como calcular dichos coeficientes es la torre de pared húmeda.

La columna de pared húmeda no es mas que un tubo vertical de diámetro conocido por el cual se deja resbalar un líquido (ver Figs. 1 y 2) y se pone en contacto en contracorriente con otro fluido más ligero (normalmente un gas).

La ventaja de este aparato es el hecho de que el área de transferencia, la cual es el área de interfase, puede ser determinada con bastante exactitud, y la cantidad de material transferido puede ser determinada con relativa facilidad, lo que nos permite calcular los coeficientes de transferencia para un sistema dado.

Ahora para la presente práctica el sistema utilizado es agua-aire; en este sistema al usar un líquido puro podemos ver que la resistencia de la fase pesada no existe, ya que el material a transferir es el mismo líquido, con lo que esta disponible enteramente en la interfase.

De ahí que para este sistema la determinación que se hará será la del coeficiente total de transferencia de masa basa



do en el lado gas, que será igual a la resistencia del lado <sup>Líquido</sup> ~~gas~~, por ser la única presente. De lo anterior se desprende que el coeficiente total será igual al individual.

La ecuación base para los cálculos será:

$$N_a = K_g (\tilde{P} - P^*)$$

Que en esencia es la ecuación usada en el experimento.

CALCULOS.-

Hay que hacer notar que durante la operación, el gradiente de presiones no es constante, debido de que a cada instante que pasa el mismo transporte de material varía dicho gradiente; por lo que habrá que redefinir el gradiente de la siguiente manera:

$$\Delta P_f = \frac{\tilde{P}_1 - P_1^* - \tilde{P}_2 - P_2^*}{\ln \frac{\tilde{P}_1 - P_1^*}{\tilde{P}_1 - P_2^*}} \quad (7)$$

Donde el sub-índice 1 es de entrada y el dos de salida.

$\tilde{P}$  es la presión parcial del agua en la fase gaseosa.

$P^*$  es la presión de saturación a la temperatura en el punto de lectura.

De ahí que:

$$N_a = K_g \Delta P_f$$

Ahora bien si se toman datos de  $T_b$  y  $T_h$  a la entrada y salida del gas, temp. a la entrada y salida del líquido, gasto de gas y líquido, bajo un balance de material se podrá calcular la cantidad de material transferido por unidad de tiempo.

Otra forma de calcular esta masa es aprovechando el hecho de que el equipo viene dotado de un recipiente calibrado,-

que por diferencia de nivel nos revela que ha habido una cierta cantidad de masa transferida, es decir, al estarse transfiriendo la masa, una cierta cantidad de agua de reposición es necesaria, la cual puede ser medida en el aparato para un cierto tiempo de operación, con lo que también obtendríamos el dato de masa transferida por unidad de tiempo.

Hay que notar que el área de transferencia no es el área de la pared interior de la columna, sino el área de interfase, la cual puede ser calculada desde el diámetro interno de la columna al cual se le restará el espesor de película de líquido que cae.

Las fórmulas útiles serán para este último punto son:

$$Q_{\text{agua}} = \frac{\rho g \bar{W} \delta^3}{3\mu}$$

donde  $\rho$  = densidad líquido constante

$g$  = constante de gravedad

$\bar{W}$  = Perímetro de columna

$W = \pi D.$

$\mu$  = Viscosidad

$\delta$  = espesor de película

$$\therefore Ae = (\pi (ID - 2\delta)^2 / 4) L$$

donde:  $ID$  = Diám. int. columna

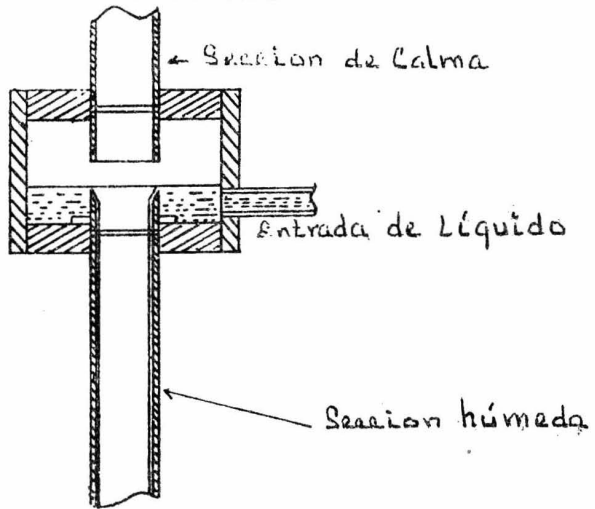
$L$  = Long.

$\delta$  = Espesor de película

fig 3-1

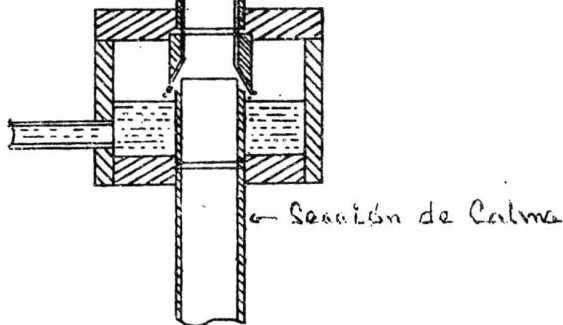
# Detalles de Construcción de Columna de Pared húmeda.

Salida de Gas

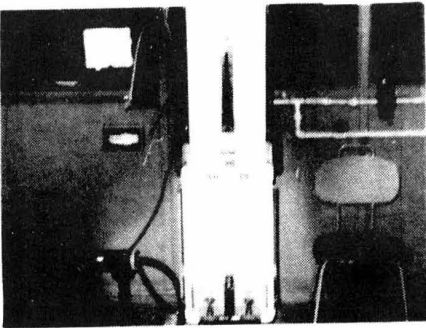
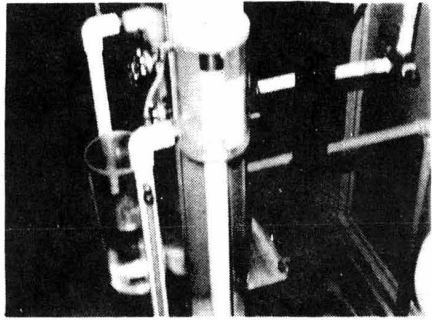
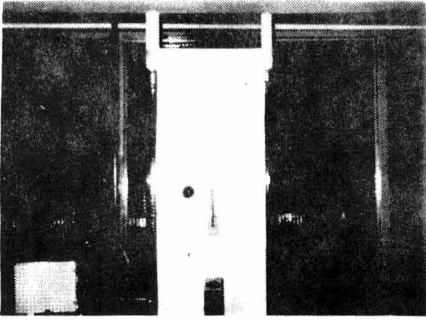


Película de Líquido

Salida de Líq.



Entrada de Gas



Columna de  
pared los muros  
existente en  
el laboratorio

Fig. 2

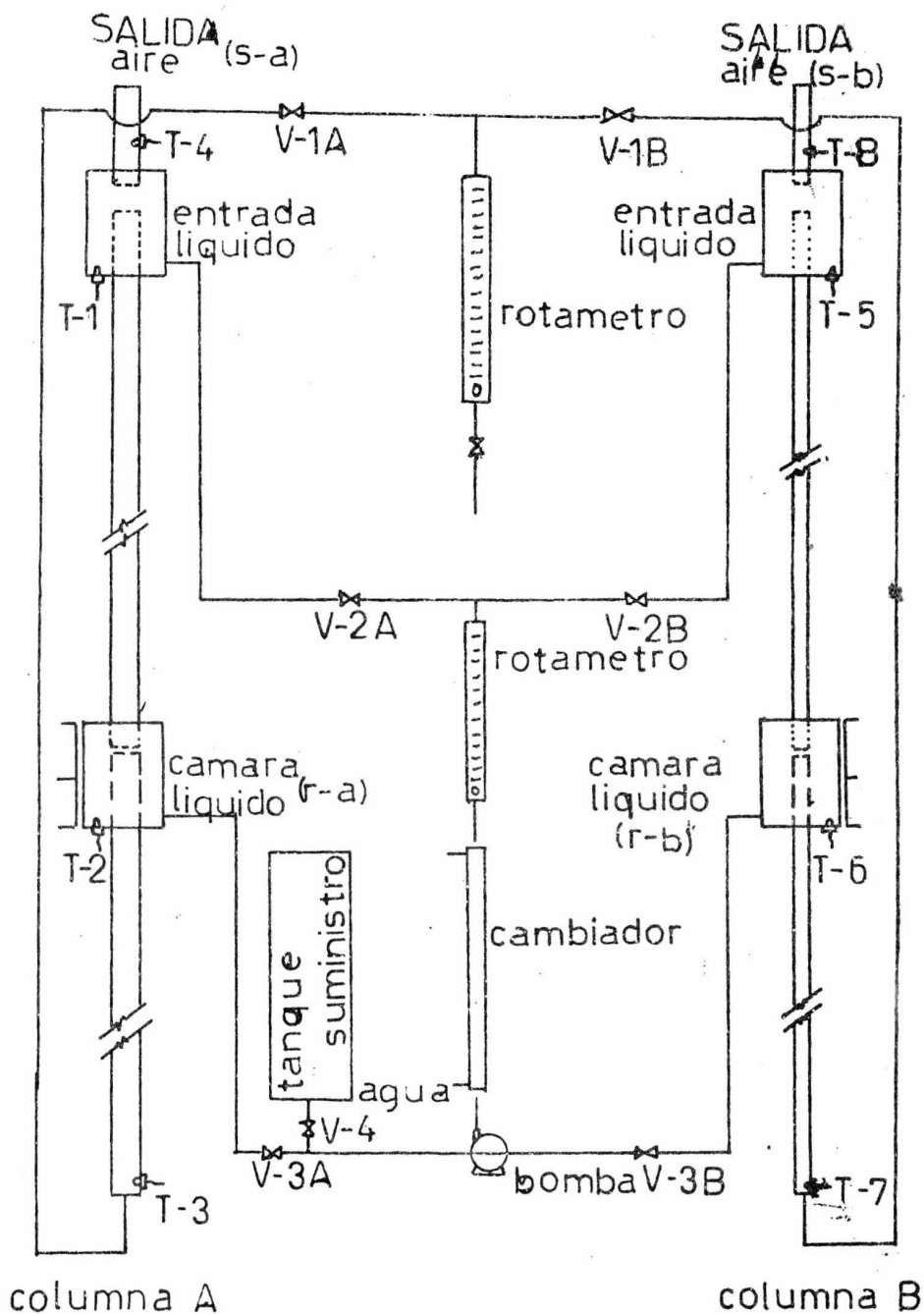


DIAGRAMA DE TUBERIA

fig 3

DESCRIPCION DEL EQUIPO  
PARA "TORRES DE PARED HUMEDA"

El equipo consta de dos torres de pared húmeda de 3.03 y 2.24 cm. de diámetro con una longitud efectiva de 101.6 cm. de vidrio Pyrex y Bronce las cuales tienen dos cámaras de líquido; una en la parte superior con el fin de tener un derramamiento de líquido uniforme y una inferior la cual está calibrada con el fin de observar la cantidad de líquido transferido; cuenta con un cambiador de calor de doble tubo de cobre, donde por el anulo pasa agua y por el tubo interior el líquido a transferir; además cuenta con un tanque de alimentación o suministro, y -- una bomba centrífuga de .01 HP y una cabeza de 4 psig. para 3-gal/min. El aire es suministrado por una compresora de 3 H.P. y regulado por un regulador de presión colocado antes de la -- válvula de suministro de aire.

Las válvulas existentes en el equipo son:

- V - 1A = Válvula de paso de aire para columna A (D.=3.03 cm)
- V - 1B = " " " " " B (D.=2.24 cm)
- V - 2A = " reguladora de líquido colocada a la entrada de columna A.
- V - 2B = " reguladora de líquido colocada a la entrada de columna B.
- V - 3A = " de paso de líquido colocada a la salida de columna A.
- V - 3B = " de paso de líquido colocada a la salida de columna B.

V - 4 = Válvula de suministro de líquido colocada a la salida del tanque de suministro.

V - 5 = " regulador de aire identificada como "Supply-air".

Además cuenta con termopares de cobre constantano en diferentes puntos del equipo numerados progresivamente, siendo necesario para lectura seleccionar el termopar con el detector de puntos, y observar la lectura en el pirómetro que está colocado para este fin en la parte izquierda inferior del equipo. (Nótese que existen solo 8 termopares *NUNCA MEDIR* en 9 ó 10 - del selector de puntos).

Con el fin de asegurarse las dimensiones del equipo medir ID de columnas, longitud de columna, ID de cámara de calibración (Indirecta, mida E.D. y el espesor de pared del plexiglass en el tanque de suministro de líquido).

Es bueno hacer notar que existen zonas de calma a la entrada y salida del aire con el fin de obtener un flujo uniforme; y que la zona de calma inferior puede inundarse por paso de líquido a ella lo cual se detecta por muy bajas temperaturas en los termopares 3 ó 7.

Además nótese que el detalle de construcción de la torre permite que el flujo de líquido sea lo más uniforme posible ya que la parte alta de la torre está biselada y en la parte baja existen unas muescas que aseguran contacto de fases solo en la longitud efectiva de la columna.

### TECNICA DE OPERACION.

- 1).- Familiarizarse con el equipo y el efecto de cada una de las válvulas existentes en él (Manéjese con cuidado ya que las columnas son de vidrio y por tanto muy delicadas); cierre todas las válvulas.
- 2).- Llenar el tanque de suministro con el líquido a estudiar (agua en este caso) hasta un nivel de 22 cm.
- 3).- Asegúrese de que el regulador de presión este a 10 psig. de presión y si no es así corregir; purgar las líneas de aire, y la zona de calma inferior con los purgadores -- existentes junto a los termopares 3 ó 7.
- 4).- Abra totalmente la válvula V-1A ó V-1B, alimente aire a un nivel bajo de flujo (200 SCFH) con la válvula V-5
- 5).- Abra la válvula V-4 y haga funcionar el cambiador.
- 6).- Verificar que la bomba esté purgada debidamente y si no es así purgarla; asegurarse que el tanque de suministro esté lleno.
- 7).- Abra a una vuelta la válvula V-2A ó V-2B y encienda la bomba (NUNCA HAGA TRABAJAR LA BOMBA EN SECO, SE QUEÑA -- RAPIDAMENTE EN ESTE CASO), esperando a que la cámara calibrada llegue a un nivel de 7 cm. luego de lo cual se cierra totalmente la válvula V-4 y simultáneamente abre la Válvula V-3A ó V-3B (tiempo máximo de operación continua es de 1 hr.)
- 8).- Regúlese el flujo de líquido con las válvulas V-2A ó V-2B hasta que la película de líquido sea lo más lisa posible.



9).- Regule el flujo de aire al nivel deseado; es probable -- que sea necesario reajustar el flujo de líquido para ali sar la película (Nótese que las válvulas V-1A ó V-1B de- ben estar totalmente abiertas o cerradas no son válvulas reguladoras).

10).- Espere a que se estabilice el equipo y tome los datos ne cesarios.

DATOS A TOMAR.-

1).- Temps. de bulbo húmedo y seco a la entrada de aire.

2).- " " " " " " salida de aire.

3).- " de agua a la entrada y salida de líquido.

4).- Tiempo de operación y agua de reposición originado en es ta operación.

(Nótese que para este fin se usará la cámara calibrado en la parte final de la columna).

5).- Gastos de gas y líquido para la corrida.

CALCULOS.-

1).- Calcule el coeficiente de transferencia de masa usando -- un balance de material y usando los datos tomados de -- agua de reposición.

2).- Compare los dos coeficientes, ¿son iguales?, ¿si no lo -- son, cuál es la causa? ¿Cuál es el coeficiente correcto?

3).- Una relación encontrada para este equipo es:

$$Sh = 0.03 Re^{.803} \frac{P_T}{P_{Bln}}$$

donde  $Sh = D R T \overline{Re} / D_{AB}$

$$Re = \frac{G D}{\mu}$$

Compara el coeficiente obtenido con la ec. empírica con los coeficientes experimentales.

4).- Que limitaciones ve Ud. para la determinación de los coeficientes obtenidos y las limitaciones de dichos coeficientes.

5).- Gráfiqúe Coeficientes VS  $Re$  (¿Existe alguna tendencia?)

6).- CONCLUSIONES.-

*BIBLIOGRAFIA.-*

*Tesis profesional de Abraham Bodas Lecona.*

*Cairns. R.C., and, Roper G.H. CHEM.ENG. SCIENCE 1954*

*(3) 97-109*

*Bird, R.B. Stewart, W. E. and Lightfoot, E.M. "Transport Phenomena" John W. Wiley Son, Inc. N.Y. (1960) 2.J-2.18*

## CUESTIONARIO

- 1).- ¿Qué es un coeficiente de transferencia de masa por convección?
- 2).- ¿Qué es un coeficiente de difusividad?
- 3).- ¿Cuál es una fuerza directora o gradiente útil, que provoque un transporte de material?
- 4).- Clasifique los coeficientes de acuerdo a:  
Fuerza directora.  
Fase dominante.  
Fase donde se presenta la resistencia.  
y haga una representación gráfica de todos ellos.
- 5).- Métodos de determinación de los coeficientes de transferencia por convección.
- 6).- Equipo usado para la determinación de dichos coeficientes (sin tomar en cuenta la torre de pared húmeda).
- 7).- ¿Qué es una torre de pared húmeda?
- 8).- Descripción de una torre de pared húmeda, manejo, ventajas, utilidad.
- 9).- Operaciones unitarias en las que los coeficientes de -- transferencia intervengan directa o indirectamente.
- 10).- Principal problema que se presenta en una torre de pared mojada.
- 11).- Principal ventaja de una torre de pared mojada.
- 12).- ¿Cuál es la solución para determinación de coeficientes-- por análisis dimensional?
- 13).- ¿Qué son las Analogías, porque pueden ser útiles, en que casos?

- 14).- ¿Qué resultados espera del experimento?
- 15).- ¿Cómo calcularía el espesor de una película de líquido -  
que escurre?
- 16).- Identifique cual es la verdadera área de transferencia -  
de masa en una torre de pared húmeda, ¿por qué?