

INCORPORADA A LA UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO

Escuela de Ciencias Químicas

• **Columna de Paredes Húmedas  
Diseño y Experimentación.**

**T E S I S**

Que para obtener el título de:  
**INGENIERO QUIMICO**  
p r e s e n t a :  
**TERESA DE JESUS LOPEZ LIMON**



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.

Dedico el presente trabajo, como una prueba  
de gratitud a Dios Ntro. Sr. y a la Sma.  
Virgen de Guadalupe.

A mis queridos padres Sres.  
Miguel A. López Mora y  
Consuelo Limón de López.

Con cariño a mis hermanos.

Con respeto y gratitud a mis directores de tesis y maestros.

A todas aquellas personas que de una u otra manera hicieron posible ésto trabajo.

De manera especial al Sr. Ing. Ignacio Garibay III.

A mis amigos y compañeros.

A personal de Accetora "La Gloria" S. A.

A mi tí. Jurado.

C O L U M N A D E P A R E D E S

H U M E D A S

D I S E Ñ O

Y

E X P E R I M E N T A C I O N .

- I.- INTRODUCCION. OBJETO DE LA TESIS
- II.- TEORIA DE DIFUSION DE MASA
- III.-DISEÑO Y CONSTRUCCION DEL APARATO
- IV.- TRABAJO EXPERIMENTAL
- V.- CALCULO DE COEFICIENTE DE TRASMISION DE MASA
- VI.- CONCLUSIONES
- VII.-BIBLIOGRAFIA

# I

## INTRODUCCION

### OBJETO DE LA TESIS

Antiguamente el avance de la técnica era lento porque se desconocían los principios y leyes a que obedecían los procesos, pero a medida que se fueron conociendo los principios básicos de Físico-Química que se aplican a estos procesos, se ha podido hacer generalizaciones, de tal manera que, cuando se conoce perfectamente el fundamento Físico-Químico de un proceso de Ingeniería, es posible conocer cuantos datos prácticos, calcular y predecir el comportamiento del equipo y de la operación de Ingeniería. - Por eso en la actualidad se le da gran importancia a los estudios y experimentos que ayudan a conocer mejor el comportamiento y las leyes Físico-Químicas de las operaciones básicas.

Uno de los procesos básicos es el proceso de DIFUSION DE MASA que interviene en operaciones de absorción, humidificación, secado, destilación, etc.

El estudio del proceso de difusión de masa en una de las formas más simples se puede hacer por medio de un sencillo aparato llamado " COLUMNA DE PAREDES HUMEDAS ", en el que es posible observar un proceso de difusión de vapor de agua en aire, en condiciones conocidas y a través de una área también conocida.

El objeto de la presente tesis es presentar una serie de experimentos hechos con un aparato de este tipo que será donado al Laboratorio de Ingeniería Química de la Facultad de C.C. Q.Q. de la U. A. C.

## II

### TEORIA DE DIFUSION DE MASA

#### TRANSFERENCIA DE MATERIA POR DIFUSION MOLECULAR

La gran mayoría de las operaciones de transferencia tienen lugar, por lo menos en parte, en el interior de, o entre fluidos en movimiento. La velocidad a que la materia puede transferirse en un fluido es función de su estado de movimiento y del potencial propulsor, del miemo modo que la velocidad a que puede transferirse calor en un fluido viene determinada por las propiedades físicas de éste, su estado de movimiento (descrito por el número de Reynolds) y la diferencia de temperatura que provoca la transmisión calorífica.

Cuando el fluido en que tiene lugar la transferencia de materia está inmóvil o se mueve en régimen laminar perpendicular a la dirección de transporte, éste tiene lugar por la difusión molecular, la cual se define como " la mezcla espontánea de fluidos miscibles puestos en contacto y que tiene lugar sin el concurso de agitación alguna". La transmisión del calor por conducción es análoga a la difusión molecular. Igualmente, los esfuerzos cortantes de los fluidos en movimiento por la acción de la viscosidad.

Las ecuaciones que describen el proceso de difusión molecular se derivan de la teoría cinética de los gases. De acuerdo con esta teoría, en una mezcla ideal, la resistencia de un gas, A, a difundirse a través de otro, B, es función del número de moléculas del gas A por unidad de volumen, de la velocidad media de las moléculas-



del gas A relativa a la del gas B, y de la longitud del camino de difusión.

**DIFUSIVIDAD.**— Los valores de la difusividad,  $D_g$ , en las ecuaciones de difusión se obtienen, de preferencia, a partir de datos experimentales, cuando se puede disponer de estos.

Pero aunque la importancia de los coeficientes de difusión gaseosa en Ingeniería Química está bien reconocida, la disponibilidad de los datos experimentales es limitada y los valores deseados deben por lo general estimarse. Es deseable una técnica de estimación generalizada la cual sea a la vez de confianza y sencilla, particularmente cuando se aplica a cálculos repetidos.

A este fin se han encaminado los trabajos de numerosos investigadores:

Sutherland y Gillilan propusieron una ecuación basada en una teoría cinética primitiva de colisión molecular, con factores de corrección empíricos o semi-empíricos obtenidos de información experimental.

Chapman y Cowling hicieron uso de una aproximación a la correlación molecular tomando en cuenta el campo potencial que rodea una molécula.

Hirschfeld y compañeros utilizaron entonces el modelo de Chapman y Cowling aplicando la ecuación de Lennard Jones para la energía de aproximación en dos moléculas cercanas y llegaron a las ecuaciones básicas para cada una de las propiedades de transporte de un gas.

El análisis matemático de las fuerzas intermoleculares resultantes de la aproximación molecular, hecho por H. B. S. comprendió la evaluación de una función compleja llamada la integral de colisión  $\phi$ . Esta función sirve como un factor de corrección para las expresiones familiares derivadas de la teoría cinética simple.

La ecuación de H.B.S. para un par de moléculas esféricas no polares es como sigue:

$$D_{AB} = (1.492) (10)^{-3} T^{3/2} / PL_{AB}^2 \Phi_{AB} \cdot \left( \frac{1}{M_A} + \frac{1}{M_B} \right)^{1/2}$$

A gas que se difunde y B gas en que se va difundir (gas-barreira).

$D_{AB}$  coeficiente de difusividad de A en B.

T temperatura, °R.

P presión absoluta, atm.

L diámetro molecular, Angstroms (cien millonésimas de cm.)

$M_A$  y  $M_B$  pesos moleculares de los gases A y B.

$\Phi_{AB}$  integral de colisión.

La integral de colisión  $\Phi_{AB}$  como fué valuada por H.B.S. - puede trazarse como una función del grupo  $K \frac{T}{E}$  según se ve en la fig. 1.

K constante de Boltzman, ergs/°R.

E Energía mínima de interacción, ergs.

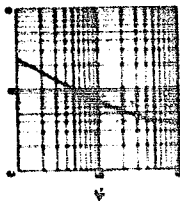


Fig. 1.- Integral de colisión como función de grupo.

Una simple expresión analítica no se adapta fácilmente a una relación de esta clase como Scheibel lo indicó en su discusión de la función integral de colisión comprendida en la expresión de viscosidad para los gases. Es de interés sin embargo que la pendiente de la línea varía alrededor - aproximadamente -0.1 a aproximadamente -0.5 sobre el rango normal de los cálculos de in-

geniería. Por lo tanto la dependencia neta de  $\frac{D_{AB}}{T^{3/2}}$  en la ecuación (1) comprende la determinación del diámetro mole-

cular medio, ( L ) valoración de integral de colisión (  $\phi$  ) y suposición de la dependencia lineal del coeficiente de difusión sobre la presión total. Debido a la colisión ternaria y de orden más alto, la última suposición fracasa a presiones elevadas aproximadas a la crítica, pero la extrapolación lineal con la presión es permisible en rangos de presión en los cuales las colisiones binarias predominan. De acuerdo por estas limitaciones, H.B.S. ha sugerido que, en la ausencia de datos experimentales de confianza sobre diámetros puede estimarse:

$$L_{AB} = 3.3 ( V_{CA} )^{1/3} \quad (II)$$

$V_{CA}$  volumen crítico de A,  $ft^3$  /lb. mol.

El promedio aritmético de los diámetros de moléculas difundidas y barreras, obtenidas por el uso de la ecuación (II), es tomado como el diámetro de colisión, la relación característica  $\frac{E_{AB}}{K}$  puede ser tomada como la medida geométrica  $\frac{E_A}{K}$  y  $\frac{E_B}{K}$ . Estos valores pueden obtenerse de las medidas de viscosidad o puede, estimarse de la ecuación: -

$$\frac{E_A}{K} = 0.75 T_{CA} \quad (III)$$

La ecuación H.B.S. es generalmente reconocida como el mejor medio en la actualidad para estimar los coeficientes de difusión binaria en la fase gas. No es difícil de usar en cálculos ocasionales aunque se requiere una tabla de integrales de colisión. Cuando deben evaluarse muchos coeficientes, sin embargo, el procedimiento consumirá mucho tiempo y entonces es deseable un método simplificado y más exacto.

En una reciente monografía Haughey hace notar que las correlaciones gráficas generalmente han sido desarrolladas -

tanto para viscosidad, como para conductividad térmica, en términos de las propiedades reducidas, pero hasta entonces no había sido desarrollada una correlación comparable para coeficientes de difusión. Los coeficientes de difusión sin embargo, presentan una situación única con respecto a la correlación, por lo que es necesario tratar inicialmente con un sistema binario más bien que con una sustancia pura, como en el caso de otras propiedades de transporte. Como un punto de arranque para la predicción de coeficientes de difusión por medio de propiedades reducidas de un sistema binario, más por lo tanto, necesario definir un coeficiente de difusión crítica como un punto de referencia para un gas particular que se difunde a través de otro gas. Esto fue hecho por medio de la ecuación (I), el coeficiente de difusión crítica para A que se difunde a través de B ha sido definido arbitrariamente como sigue:

$$D_{CAB} = \frac{(1.492 \times 10^{-3}) T_C^{3/2}}{P_{CA} L_{AB}^2 \phi_{CAB}} \cdot \left( \frac{1}{M_A} + \frac{1}{M_B} \right)^{1/2} \quad (IV)$$

$D_C$  - coeficiente de difusión crítica, ft./hr.

$T_C$  - temperatura crítica, °R.

$P_C$  - presión crítica, atm./abs.

Donde :  $\phi_{CAB}$  es valorado con la ayuda de la ecuación (III) a la temperatura crítica de A.

La anterior ecuación desde luego, introduce la dificultad que los coeficientes de difusión crítica así definidos carece de alguna significación física, ya que es posible que las bases de colisión binaria de la ecuación (I), no se cumplan a condiciones que se aproximen a las críticas. Si

Las propiedades críticas de los gases que se difunden son empleados, los coeficientes de difusión crítica de A a través de B no es igual al de B a través de A, como en el caso de los coeficientes de difusión ordinaria. Los coeficientes críticos están más bien relacionados con la ecuación:

$$\frac{D_{CAB}}{D_{CBA}} = \frac{(T_{CA})^{3/2}}{T_{CB}} \frac{(P_{CB})}{T_{CA}} \frac{(\hat{\nu}_{CBA})}{\hat{\nu}_{CAB}} \quad (V)$$

$\hat{\nu}_C$  = función de colisión crítica a temperatura crítica.

La no igualdad de los dos coeficientes de difusión crítica se debe al uso arbitrario de las propiedades críticas del gas que se difunde en las condiciones de la ecuación (IV); las únicas propiedades del gas barrera que afectan directamente la ecuación son: su peso molecular, su diámetro molecular y su contribución a la integral de colisión. Una calificación posterior debe introducirse en la que, el coeficiente de difusión crítica no tenga significado cuando el material barrera no esté en el estado gaseoso a la temperatura crítica y a la presión del gas que se difunde. A pesar de la limitación, el concepto de difusión crítica se ha encontrado que es muy conveniente como un dato y su aplicación consiguiente no presenta problemas prácticos serios mientras las limitaciones inherentes no tengan en cuenta.

#### COEFICIENTE DE DIFUSION REDUCIDA.

En vista de la definición de coeficiente de difusión crítica dada antes, un coeficiente de difusión reducida puede definirse como sigue:

$$D_{RAB} = \frac{D_{AB}}{D_{CAB}} = \frac{T_A^{1.5}}{T_A T_{AB}} \cdot \frac{T_{CA}^{1.5}}{T_{CA} \hat{\nu}_{CAB}} = \frac{T_{RA}^{1.5}}{T_{RA} \hat{\nu}_{RAB}} \quad (VI)$$

donde:

$T_R$  = Temperatura reducida  $T/T_C$

$P_R$  = Presión reducida  $P/P_C$

$D_R$  = Coeficiente de difusión reducido  $D/D_C$

$$\phi_{RAB} = \frac{\hat{\phi}_{RAB}}{\hat{\phi}_{RCAB}} = \frac{f\left(\frac{K T_A}{T_{AB}}\right)}{f\left(\frac{K T_{CA}}{T_{AB}}\right)} \quad (VII)$$

y  $f\left(\frac{K T}{T}\right)$  es mostrada gráficamente en la gráfica i. De la ecuación (III) y la definición de medio geométrico

$$\phi_{RAB} = \frac{f\left(\frac{K T_A}{0.75 (T_{CA} T_{CB})^{0.5}}\right)}{f\left(\frac{K T_{CA}}{0.75 (T_{CA} T_{CB})^{0.5}}\right)} \quad \text{ó} \quad \frac{f\left(\frac{K T_{RA}}{0.75} \cdot \frac{T_{CA}}{T_{CB}}\right)}{f\left(\frac{K}{0.75} \cdot \frac{(T_{CA})^{0.5}}{T_{CB}}\right)} \quad (VIII)$$

Por lo tanto  $\phi_{RAB}$  debe ser una función de  $T_{RA}$  y de la relación de las temperaturas críticas de los gases bajo consideración. La inspección de las ecuaciones VI y VIII indican que es posible trazar  $D_R P_R$  vs  $T_R$  en coordenadas logarítmicas usando  $\frac{T_{CA}}{T_{CB}}$  como parámetro. Esto fué hecho calculando  $D_R P_R$  para muchas combinaciones de gases (mediante el uso de valores de  $\phi$  tabulados) y los resultados son tabulados en la figura 2A y B. Debe notarse que la figura 2 es una representación gráfica de la ecuación de difusión H-B-S con parámetros derivados de una aproximación de la integral de colisión y no representa datos experimentales directos. Sin embargo la ecuación H-B-S ha sido usada para encontrar errores en los datos experimentales y así la figura 2 pueda-

ser tomada como una carta standard-provisional en lugar de datos experimentales extensos y precisos sobre coeficientes de difusión

( Figuras 2A y B )

Datos Criticos y Relación de Gas Barrera

GAS A	$D_{CA}$	AIRE $ft^3/hr$	$\frac{D_C \times A}{D_{CX-aire}}$
Aire	0.00462		1.0
Agua	0.0159		1.03

TRANSFERENCIA DE MATERIA EN FLUJO TURBULENTO

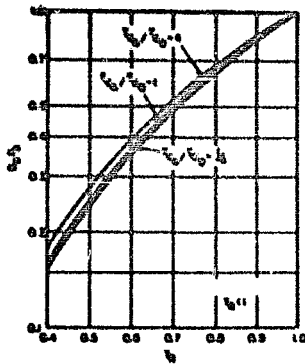
Las operaciones que incluyen humidificación, deshumidificación, absorción y desabsorción de gas, así como destilación en sus múltiples formas, tienen en común la necesidad de una fase gaseosa y una fase líquida puestas en contacto con el objeto de que se produzca un intercambio difusional entre ellas.

En todas estas operaciones el equipo usado tiene como principal misión establecer el contacto del gas y el líquido tan eficientemente como sea posible. En muchos casos se desea crear una gran superficie interfacial y aumentar la turbulencia de los fluidos lo más posible en cuanto el costo lo permita.

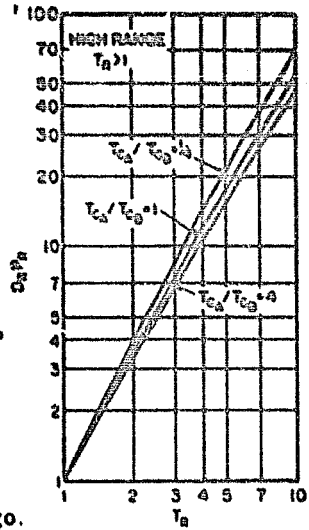
Cuando el fluido se encuentra en régimen turbulento, la transferencia de materia y de calor tiene lugar principalmente por los torbellinos formados, cuya acción es más intensa que el mecanismo de difusión o conducción. A medida que se aumenta la turbulencia del fluido, el transporte por turbulencia puede convertirse el predominante; este mecanismo se denomina "difusión por remolinos", o en el caso de la transmisión calorífica, "conducción por remolinos" aun--

Fig. 2.- Correlación de coeficiente de difusión reducida.

2A.- Bajo rango.



2B.- Alto rango.





que está claro que la transferencia se realiza por convección y que en realidad, no tiene lugar difusión o conducción alguna.

Si la turbulencia pudiera expresarse matemáticamente, sería factible deducir ecuaciones semejantes a las de difusión y calcular la velocidad del transporte de materia por turbulencia. En la actualidad no se ha logrado solucionar aún esta cuestión, aunque se están realizando importantes progresos en el conocimiento de la mecánica de fluidos en régimen turbulento es, en gran parte, empírico, y el cálculo del mismo casi imposible; no obstante, algunas ideas teóricas son muy útiles para relacionar procesos comunes en los fluidos, como la transmisión de calor y el transporte de materia que se pueden producir y, análogamente, conocidos éstos, se puede establecer la caída de presión.

Para determinar el transporte de materia en régimen turbulento, se emplean métodos empíricos, igual que las pérdidas por rozamiento y para la transmisión del calor.

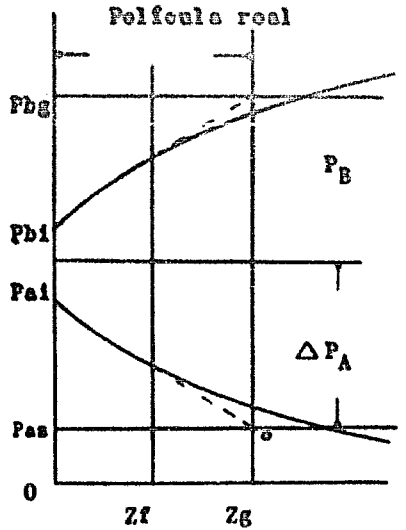
#### COEFICIENTE DE TRANSMISION

##### DE MASA.

El mecanismo de procesos de flujo tales como el movimiento de las burbujas en una región de flujo turbulento no es conocida con exactitud, pero el mecanismo de difusión molecular, principalmente en gases, se conoce muy bien, ya que puede describirse en términos de una teoría cinética cuyos resultados concuerden perfectamente con la experiencia. Es pues natural, que al se desea estudiar la velocidad de transmisión de masa en un proceso que sea una combinación de película laminar y zona turbulenta, pueden tener como auxi-

lieres útiles los datos que se encuentran en las películas laminares colas.

En la figura 3 está representado el diferencial de concentración que existe en un gas fluyendo en contacto con una superficie, mientras hay una contradifusión equimolar del



Z, distancia entre fases  
Fig. 3

componente A del gas desde la superficie y del componente B a la superficie en una película laminar cuyo grosor sea  $Z_f$ . Dicho grosor depende del grado de turbulencia general, pero, como se verá, el mayor grado de desnivel en la concentración de ambos A y B está precisamente en dicha película. Si todo el gas fluye cerca de la superficie y pudiera ser perfectamente mezclado, como sucede en la zona turbulenta, la concentración

resultante sería la concentración promedio de la corriente gaseosa. Si el movimiento del componente A sigue solamente las leyes de la difusión molecular, la concentración sería alcanzada en un punto tal como O, a una distancia  $Z_g$  de la interfase.

La ecuación sería:

$$N_A = \frac{D_{AB}}{R T_z} (P_{Al} - P_{As}).$$

Ya que para una serie dada de circunstancias la relación  $\frac{D_{AB}}{R T_z}$  es constante, pueden ser combinadas en un nuevo término -  $R T_z$  mismo que llamaremos  $K_g$ , o sea el coeficiente de

transmisión de masa en la película del gas.

$$N_a = K_g (P_{a1} - P_{a2})$$

La cantidad  $Z_g$  (grosor de la película) es ficticia, pero equivale a una película laminar efectiva cuya resistencia es la misma que la que ofrece nuestra película real más la región turbulenta, combinadas todas. De modo semejante la transmisión de masa que se calcula, comprendo la difusión de A en las tres zonas combinadas y lo mismo podríamos decir de B, en tanto  $K_g$  sería definida como  $\frac{D_{AB} P}{H E P_{Bm}}$  y la fórmula sería

$$N_b = K_g (P_{b1} - P_{b2})$$

$P_{Bm}$  es la medida logarítmica entre  $P_{B2}$  y  $P_{B1}$ . Para procesos equimolares en contra difusión de A y B.

$$N_a = \frac{D_{AB}}{Z_L} (C_{AL} - C_{a1}) = K_L (C_{AL} - C_{a1}) = K_L \Delta C_A$$

$Z_L$  - el grosor de la película líquida.

$C_{AL}$  - concentración promedio en el líquido en el componente A.

$K_L$  - coeficiente de transmisión de masa en la película líquida.

El estudio de la difusión a través de gases fluyendo dentro de una tubería puede hacerse por medio del aparato "Columna de Paredes Húmedas". Que



Fig. 4

Depósito Alimentación

Tubo de Vidrio.

Película líquida.

se muestra en la figura 4. Un líquido volátil se deja fluir hacia abajo en la pared interna de un tubo circular, mientras que el gas es soplado hacia arriba o hacia abajo, según se desee o no, el flujo en contra corriente, atravesando el centro del tubo. Midiendo la velocidad del líquido en el chorro del gas a través de una superficie conocida se puede

calcular el vapor que está entrando en el chorro de gas. Ya que se puede usar un líquido puro, el diferencial de concentración existe exclusivamente dentro del mismo chorro de gas y por lo tanto, el coeficiente  $K_g$  o su equivalente, puede — calcularse directamente con estos datos.

#### DIFUSION ENTRE FASES.

Muchas de las operaciones de transmisión de masa son llevadas a cabo en condiciones de flujo fijas, con un flujo continuo e invariante de las fases en contacto, y sobre circunstancias tales que la concentración, en un determinado — punto del equipo usado, no cambia con el tiempo. Será conveniente usar una de ellas como un ejemplo con el cual establecer los principios y posteriormente generalizar respecto a otras operaciones (para este propósito consideraremos la absorción de un gas soluble tal como el aire y amoníaco con un líquido, agua, como absorbente en uno de los aparatos más simples ó sea, el de paredes húmedas).

Investiguemos la situación en un determinado nivel del aparato por ejemplo a la mitad entre el fondo y el tope. Ya que el soluto se está difundiendo en la fase gaseosa a la fase líquida, habrá un diferencial de concentración en la dirección de la difusión de cada fase. En la fase gaseosa la resistencia a la difusión que la diferencial de concentración deba vencer, es aumentado en la película laminar que se encuentra en las interfases y parcialmente también con la turbulencia en la parte central del flujo del gas. La resistencia difusional total puede ser descrita en términos de una película ficticia cuya resistencia a la difusión sea la misma que la verdadera resistencia de la película, más la resistencia—

de la zona turbulenta actualmente presente. Algo similar sucede en la fase líquida, el diferencial de concentración puede mostrarse gráficamente en términos de la distancia a través de las fases como se ve en la figura 5 donde una sección de la torre mostrando las dos fases en contacto es mostrada.

La concentración promedio de A en la fase gaseosa en términos de su presión parcial es  $P_{ag}$ , y la caída de concentración  $P_{al}$  a la interfase aumenta con el grosor de la película  $Z_g$ .

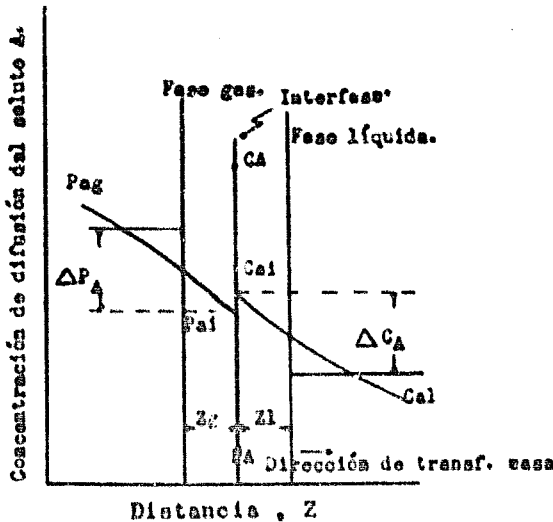


Figura 5.

vez dibujada por Whittman y Lewis, que también sugieron que no hay resistencia a la transmisión del soluto a difundir a través de la interfase en sí misma; esta última proposición se hace simultáneamente con la suposición de que los valores en la interfase  $P_{al}$ ,  $C_{al}$  son valores de concentración en equilibrio que se consideran constantes en ese punto del aparato siempre que permanezca el contacto entre las superfi-

En la fase líquida la caída de concentración es de  $C_{al}$  en la interfase hasta  $C_{al}$ . Naturalmente - valores que no están en equilibrio ya que, si esto sucediera, - la difusión ya no ocurriría. Esta figura 5, del mecanismo difusional para un sistema de dos fases fué por primera

cias para un periodo de tiempo suficientemente largo.

Dezmos una mirada a la Fig. 5; vemos que la concentración parece elevarse en la interfase de  $P_{a1}$  a  $C_{a1}$  lo cual representaría una barrera a la difusión que impediría la difusión del gas al seno del líquido. Sin embargo, nosotros de-  
beamos recordar que  $P_{a1}$ ,  $C_{a1}$  son valores que están en equilibrio y que la elevación aparente de la concentración que se observa en la interfase en realidad no existe, sino que la discontinuidad de la curva de concentración se debe en que en cada una de las fases estamos usando diferente tipo de unidades para medirla. Por tanto no existe ninguna resistencia. La situación es análoga a la de flujo de calor por conducción a través de dos paredes en serie en la que la curva de temperatura contra distancia se graficará para una pared usando escala de temperatura Centígrada y para la otra usando escala Fahrenheit, en el paso de una escala a otra, más bien que de una a otra pared producirá una curva discontinua semejante a la de nuestra figura, cuando en realidad no existe ninguna elevación de temperatura entre ambas paredes. Pero si usamos las mismas unidades de concentración en ambas fases, en nuestro caso los valores de concentración a ambos lados de la interfase, sería numéricamente los mismos ya que se supone que las fases están en equilibrio en la interfase.

La fugacidad y actividad del soluto disuelto son cantidades tales, que ellas forman una curva continua, pero rara vez convienen en la práctica. Es también claro que la discontinuidad, especialmente si la concentración se expresa en las dos fases en las unidades de fracción mol, puede tener la forma de una caída en vez de una subida, dependiendo de la relación de equilibrio.

### III

#### DISEÑO Y CONSTRUCCION DEL APARATO.

Nuestro aparato de " PAREDES HUMEDAS ", cuyo funcionamiento se explicó en el capítulo anterior, consta de los siguientes elementos:

Un tubo de vidrio sobre el cual se va a deslizar la cortina de agua. Usamos un tubo de 34.0 cm. de largo por 2.23 cm. de diámetro interno, cuya parte inferior se ensanchó para que el agua se derramara fuera del conducto de aire.

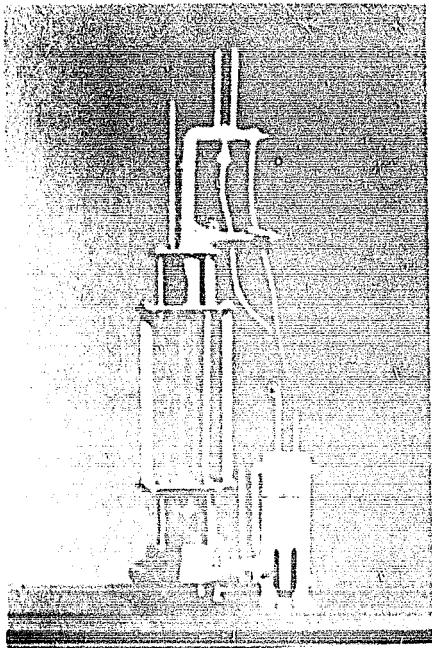
Doz pequeños depósitos colocados en los extremos del tubo anteriormente descrito, el superior está formado de acero inoxidable sujeto con tornillos a presión, a una base metálica teniendo empaque de hule. En el inferior el depósito se usa de plástico con empaque de hule, para poder observar el deslizamiento del agua en forma correcta.

La entrada y salida del aire se hace a través de tubos metálicos del mismo diámetro que el tubo de vidrio. La medida del flujo del aire se hizo insertando el tubo de salida a uno de menor diámetro (de 0.48 cm.) y conectando un tubo en forma de U antes y después de la contracción, para medir la diferencia de presión. (Como esta presión es muy pequeña el líquido usado fue agua colorada). El suministro de aire se hizo de un compresor, a la salida del cual se colocó una válvula para regular el flujo hasta un valor conveniente. La temperatura y humedad del aire se controló por medio de dos juegos de termómetros de bulbo seco y bulbo húmedo, inseg

tados a los tubos de entrada y salida.

En el tubo de entrada del agua del depósito superior se colocó, una válvula de tipo " macho ". Se insertaron termómetros en los depósitos de entrada y salida del agua, para -- calcular la temperatura promedio.

FOTO DEL APARATO.





## TRABAJO EXPERIMENTAL

Se hicieron en nuestro aparato de "Paredes Húmedas", varias pruebas, de las cuales se obtuvieron los siguientes datos:

I Aire	Entrada	Temperatura de bulbo seco 20.0 °C.
		Temperatura de bulbo húmedo 19.0 °C
	Salida	Temperatura de bulbo seco 19.5 °C
Temperatura de bulbo húmedo 17.0 °C		
Agua	Entrada temperatura 19.5 °C	
	Salida temperatura 17.0 °C	

Presión 2.5 mm. de agua.

II Aire	Entrada	Temperatura bulbo seco 18.5 °C
		Temperatura bulbo húmedo 15.0 °C
	Salida	Temperatura bulbo seco 16.0 °C
Temperatura de bulbo húmedo 17.2 °C		
Agua	Entrada temperatura 19.5 °C	
	Salida temperatura 19.0 °C	

Presión 3.5 mm. de agua

III Aire	Entrada	Temperatura bulbo seco 21.0 °C
		Temperatura bulbo húmedo 17.0 °C
	Salida	Temperatura bulbo seco 21.5 °C
Temperatura bulbo húmedo 19.5 °C		
Agua	Entrada Temperatura 21.0 °C	
	Salida temperatura 20.2 °C	

Presión 3.0 mm. de agua.

IV Aire	<table border="0"> <tr> <td>Entrada</td> <td rowspan="2"> <table border="0"> <tr> <td>Temperatura de bulbo seco 18.5 °C.</td> </tr> <tr> <td>Temperatura de bulbo húmedo 14.0 °C.</td> </tr> </table> </td> </tr> <tr> <td>Salida</td> <td> <table border="0"> <tr> <td>Temperatura de bulbo seco 17.0 °C.</td> </tr> <tr> <td>Temperatura de bulbo húmedo 17.0 °C.</td> </tr> </table> </td> </tr> </table>	Entrada	<table border="0"> <tr> <td>Temperatura de bulbo seco 18.5 °C.</td> </tr> <tr> <td>Temperatura de bulbo húmedo 14.0 °C.</td> </tr> </table>	Temperatura de bulbo seco 18.5 °C.	Temperatura de bulbo húmedo 14.0 °C.	Salida	<table border="0"> <tr> <td>Temperatura de bulbo seco 17.0 °C.</td> </tr> <tr> <td>Temperatura de bulbo húmedo 17.0 °C.</td> </tr> </table>	Temperatura de bulbo seco 17.0 °C.	Temperatura de bulbo húmedo 17.0 °C.
		Entrada		<table border="0"> <tr> <td>Temperatura de bulbo seco 18.5 °C.</td> </tr> <tr> <td>Temperatura de bulbo húmedo 14.0 °C.</td> </tr> </table>	Temperatura de bulbo seco 18.5 °C.	Temperatura de bulbo húmedo 14.0 °C.			
Temperatura de bulbo seco 18.5 °C.									
Temperatura de bulbo húmedo 14.0 °C.									
Salida	<table border="0"> <tr> <td>Temperatura de bulbo seco 17.0 °C.</td> </tr> <tr> <td>Temperatura de bulbo húmedo 17.0 °C.</td> </tr> </table>	Temperatura de bulbo seco 17.0 °C.	Temperatura de bulbo húmedo 17.0 °C.						
Temperatura de bulbo seco 17.0 °C.									
Temperatura de bulbo húmedo 17.0 °C.									
Agua	<table border="0"> <tr> <td>Entrada temperatura 19.8 °C.</td> </tr> <tr> <td>Salida temperatura 19.0 °C.</td> </tr> </table>	Entrada temperatura 19.8 °C.	Salida temperatura 19.0 °C.						
Entrada temperatura 19.8 °C.									
Salida temperatura 19.0 °C.									

Presión 4.0 mm. de agua.

Para poder leer las húmedades no tuvo que corregir la carta de húmedad, a la presión barométrica promedio de la Ciudad de Guadalajara (640 mm. de Hg).

Se procedió como sigue:

Para las líneas adiabáticas:

$$PH = P^v - \frac{(PT - P^v) - (T - T^*)}{2755 - 1.28 T^*}$$

PH presión vapor a 460 mm. de Hg.

P<sup>v</sup> presión vapor de agua (Tablas de Vapor).

PT presión total, 460 mm. de Hg. en la ciudad de Guadalajara.

T<sup>\*</sup> temperatura bulbo húmedo, a la presión P<sup>v</sup> (Tablas de Vapor).

T temperatura bulbo seco (Mayores de T<sup>\*</sup>).

Ejemplo:

$$PH = 0.0885 - \frac{(12.38 - 0.0885) (35 - 32)}{2755 - 1.28 (32)} = .075 \text{ lbs./pul}^2 \text{ a } 32^{\circ} \text{ F.}$$

P<sup>v</sup> = 0.0885 lbs./pul<sup>2</sup> a 32° F (Tablas de Húmedad).

PT = 460 mm. Hg., 12.38 lbs./pul<sup>2</sup>.

$$H = \frac{H (18)}{P^v \text{ aire } (29)}$$

P<sup>v</sup> del aire 12.38 - 0.0885 = 12.305 lbs./pul<sup>2</sup>.

$$H = \frac{0.075 (18)}{12.305 (29)} = \frac{0.0038 \text{ lbs. agua a } 32^{\circ} \text{ F.}}{\text{lbs. aire}}$$

.....etc.

Así se obtuvieron datos desde 32° F hasta 120° F.

Para las curvas de % de humedad:

$$H = \frac{P^{\circ} \text{v agua (18)}}{P^{\circ} \text{v aire (29)}}$$

$$H = \frac{0.0885 (18)}{(12.305 - 0.0885) 29} = \frac{0.0039 \text{ lbs. agua a } 32^{\circ} \text{ F para la curva de } 100\%}{\text{lbs. aire}}$$

$$H = \frac{0.0885 (18) (0.9)}{(12.305 - 0.0885) 29} = \frac{0.0035 \text{ lbs. agua a } 32^{\circ} \text{ F para la curva de } 90\%}{\text{lbs. aire}}$$

.....etc.

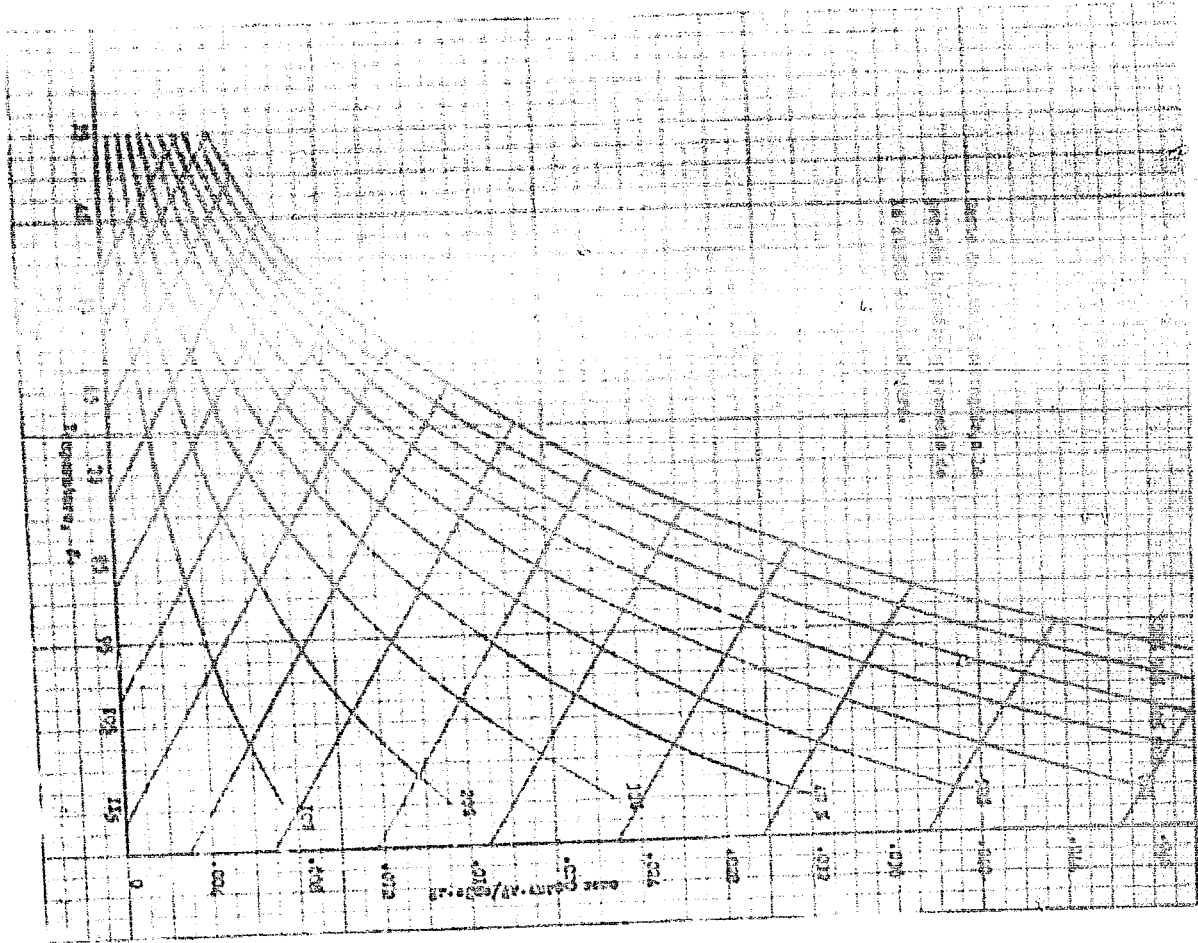
Así se obtuvieron datos desde 32° F hasta 115° F. para las curvas de 10% a 100%.

Al final viene la tabulación completa de todos los valores que se utilizaron para la carta de humedad corregida.

Temp. °F	Hrs.
35	.0038
40	.0026
40	.0039
50	.0016
45	.0050
60	.0016
50	.0063
70	.0018
55	.0076
80	.0018
60	.0096
95	.0016
65	.0120
100	.0038
70	.0145
100	.0075
75	.0175
115	.0091

Temp. °F	Fus.
80	.0211
115	.0128
85	.0258
115	.0161
90	.0307
115	.0241
95	.0259
115	.0209
100	.0424
115	.0227
105	.0502
115	.0424
110	.0594
115	.0504
115	.0699
120	.0683

Temp.	100%	90%	80%	70%	60%	50%	40%	30%	20%	10%
32	.0039	.0035	.0031	.0028	.0023	.0021	.0016	.0012	.0009	.0004
35	.0050	.0045	.0041	.0035	.0029	.0024	.0020	.0015	.0010	.0003
40	.0061	.0055	.0049	.0043	.0037	.0031	.0024	.0018	.0012	.0006
45	.0074	.0066	.0059	.0052	.0044	.0037	.0029	.0022	.0014	.0007
50	.0088	.0079	.0070	.0061	.0052	.0043	.0035	.0026	.0017	.0008
55	.0102	.0092	.0082	.0072	.0061	.0051	.0042	.0032	.0022	.0010
60	.0120	.0110	.0100	.0090	.0078	.0066	.0054	.0039	.0025	.0012
65	.0156	.0141	.0126	.0109	.0092	.0077	.0061	.0046	.0031	.0015
70	.0167	.0167	.0149	.0129	.0111	.0092	.0073	.0054	.0037	.0018
75	.0222	.0199	.0177	.0154	.0130	.0109	.0087	.0064	.0043	.0021
80	.0264	.0236	.0210	.0183	.0156	.0129	.0103	.0077	.0051	.0023
85	.0314	.0281	.0248	.0217	.0184	.0153	.0121	.0090	.0060	.0029
90	.0365	.0331	.0292	.0255	.0217	.0180	.0143	.0107	.0071	.0035
95	.0437	.0390	.0345	.0299	.0255	.0211	.0168	.0124	.0082	.0041
100	.0515	.0462	.0404	.0352	.0298	.0247	.0196	.0146	.0096	.0047
105	.0605	.0539	.0474	.0412	.0350	.0285	.0229	.0169	.0112	.0055
110	.0711	.0633	.0557	.0482	.0407	.0336	.0266	.0200	.0130	.0064
115	.0835	.0744	.0657	.0557	.0471	.0391	.0309	.0228	.0151	.0074



### CALCULO DE COEFICIENTE DE TRASMISION DE MASA.

De acuerdo con los resultados del Capitulo IV, y de la construcción del aparato Capitulo III, se procedió de la siguiente manera:

De los datos obtenidos en I.

Aire entra a temp. de bulbo seco 20° C.

• " " " " " " " húmedo 19° C.

• sale " " " " " " " seco 18° C.

• " " " " " " " húmedo 17° C.

Agua entra a temp. 19.5° C.

• sale " " " " " " " 17.5° C.

Presión 2.5 mm. de agua.

Diámetro del tubo 2.23 cm.

largo tubo 34 cm.

Fórmula aplicada:

$$K_g = \frac{V^o}{A} \frac{(y_2 - y_1)}{(-\Delta f)}$$

$K_g$  coeficiente de trasmision de masa.

A area de interfase del tubo.

$V^o$  velocidad de masa, mol. de aire / hr.

$y_2$  aire húmedo a la salida de la columna, gr. agua / gr. aire seco.

$y_1$  aire húmedo a la entrada de la columna, gr. agua / gr. aire seco.

$-\Delta f$  diferencia de fugacidad =  $\Delta P$  diferencia de presión.

Para calcular A:

$$A = 2 \pi r l = 2(3.1416)(34)(1.115) = 238.2 \text{ cm.}^2 = 0.02,382 \text{ m.}^2$$

Para calcular  $V^o$ :

Según la fórmula general para cualquier orificio:

$$W = C. A. \sqrt{\frac{2g. (-\Delta P) \rho}{1 - (A_o^2 / A_i^2)}} = \text{gr. / seg.}$$

W masa / seg.

C. coeficiente constante para orificio, 0.61.

A. Area sección transversal del orificio.

A<sub>o</sub> area del tubo.

- Δ P diferencia de presión,

ρ densidad del aire.

El diámetro del tubo 1.75 cm. y diámetro del orificio 0.48 cm.

$$A_o = 3.1416(0.24^2) = 0.18 \text{ cm.}^2$$

$$A_i = 3.1416(0.875^2) = 2.41 \text{ cm.}^2$$

$$\rho = \frac{\text{Peso}}{\text{Volúmen.}} = \frac{nRT}{P}$$

$$n = \frac{\text{peso}}{\text{peso mol. aire}} = \frac{1}{29}$$

R = 0.082 lts. / atm.

T = temp. abs. del aire a la salida del bulbo seco, 18.5 ± 273

P = presión, 640 mm. de Hg. = 0.0842 atm.

$$\text{Volúmen.} = \frac{1 (0.082) (18.5 + 273)}{29 \cdot 0.842} = 0.969 \text{ lts.} = 969 \text{ cm.}^3/\text{gr.}$$

$$\rho = \frac{1}{969} = 0.00103 \text{ gr. / cm.}^3$$

Entonces:

$$W = 0.61(0.18) \sqrt{\frac{2(981) (0.00103) (0.25)}{1 - (0.18^2 / 2.41)}} = 0.078 \text{ gr. aire / seg.}$$

$$0.078(3600) = 280 \text{ gr. / hr.}$$

$$V' = \text{Peso} / \text{mol.}, \frac{280}{29} = 9.68 \text{ mol. aire/hr.}$$

Para calcular y1 y y2 :

$$50.0^\circ\text{C.} = 58.0^\circ\text{F.} \quad 0.0166 \text{ gr. agua / gr. aire seco.}$$

$$y1 \quad 19.0^\circ\text{C} = 66.2^\circ\text{F.}$$



$$18.5^{\circ}\text{C} = 35.3^{\circ}\text{F}. \quad 0.0134 \text{ gr. agua / gr. aire seco.}$$

$$y_2 \quad 17.0^{\circ}\text{C} = 62.6^{\circ}\text{F}.$$

En la carta de humedad corregida se vió la humedad correspondiente a estas temp.

Para calcular  $-\Delta f$ :

$$-\Delta f = -\Delta P = P_v - P(y)_m.$$

$$\text{Temp. media del agua } \frac{19.5 + 17.5}{2} = 18.5^{\circ}\text{C} = 65.0^{\circ}\text{F}$$

$$P_v \text{ a } 65.0^{\circ}\text{F} = 0.3056 \text{ lbs. / pul}^2 \text{ (tablas de vapor de agua).}$$

$$\frac{0.3056 (453.6)}{6.45} = 21.5 \text{ gr. / cm.}^2$$

$$21.5 (980) = 21100 \text{ dinas/cm.}^2$$

$$\frac{21100}{1.033(10)^6} = 0.0204 \text{ atm.}$$

$$-\Delta f = 0.0204 - \left( 0.842 \frac{(0.0156 + 0.0134)}{2} \frac{29}{18} \right) = 0.0011 \text{ gr. agua / gr. aire seco.}$$

Por tanto Kg sorbá:

$$\text{Kg } \frac{9.68}{0.0238} \quad \frac{(0.0134 - 0.0156 \text{ *})}{0.0011} \quad \frac{29}{18}$$

\* Observamos que en esta prueba  $y_1$  es mayor que  $y_2$ , por lo tanto no hubo evaporación de agua, sino que el aire en contacto con el agua más fría, se enfrió y probablemente condensó algo de su humedad.

No sale el aire totalmente saturado porque la velocidad no dá la turbulencia necesaria para que todo el aire haya estado en contacto con el agua.

(Esta prueba se hizo cuando estaba lloviendo)



$$K_g = \frac{11.48/453.6 (0.0142 - 0.0112) 29}{0.0338(10.76) (0.0023)} \frac{29}{18} = 0.21 \text{ lbs.mol./hr.ft}^2.\text{atm.}$$

$$K_C = 0.21 \text{ lbs.mol./hr.ft}^2.\text{atm.}$$

Cálculo del número de

Reynolds:

$$Re = \frac{D V}{\mu} = \frac{D \text{ cm. } V \text{ gr./seg.}}{M \text{ gr.cm. } A \text{ cm}^2} \frac{A \text{ cm}^2}{\text{seg.cm}^2}$$

D diámetro del tubo de vidrio, 2.23 cm. (constante).

V velocidad masa.

M Viscosidad del aire a la temperatura que fue tomada la  $\zeta$

A area del tubo, 238.2 cm<sup>2</sup>. (Constante). (Tareas).

$$Re = \frac{2.23(0.079)}{0.000181(238.2)} = 4.034$$

$$M \text{ a } 18.5^\circ \text{ C.} = 0.000181 \frac{\text{gr.cm.}}{\text{seg.cm}^2}$$

De los datos obtenidos en III.

- Aire entra a temp. de bulbo seco 21.0° C.
- • • • • húmedo 17.0° C.
- sale • • • • seco 21.5° C.
- • • • • húmedo 18.5° C.

- Agua entra a temp. de 21.0° C.
- sale • • • • 20.2° C

Presión 0.3 cm. de agua.

$$K_g = \frac{V'}{A} \frac{(y_2 - y_1)}{(-\Delta f)}$$

$$A = 0.0238 \text{ m}^2$$

$$W = C.A. \sqrt{\frac{2gc \rho (-\Delta F)}{1 - (A^2 / A_1^2)}}$$

$$V = \frac{nRT}{P} = \frac{1 (0.082) (21 + 273)}{29 \cdot 0.0842} = 0.979 \text{ lts.} = 979 \text{ cm}^3$$

$$\frac{1}{979} = \rho = 0.00102 \text{ gr. / cm}^3$$

$$W = 0.61(0.18) \sqrt{\frac{2(981)(0.00102)(0.3)}{1 - (0.15^2/2.41^2)}} = 0.0857 \text{ gr. aire /seg.}$$

$$\frac{0.0857(3600)}{29} = 10.62 \text{ gr. mol. aire /hr.}$$

$$V' = 10.62 \text{ gr. mol. aire / hr.}$$

$$y_1 \quad \begin{array}{l} 21.0^\circ \text{ C.} = 69.8^\circ \text{ F.} \quad 0.0125 \text{ gr. agua /gr. aire.} \\ 17.0^\circ \text{ C.} = 62.6^\circ \text{ F.} \end{array}$$

$$y_2 \quad \begin{array}{l} 21.5^\circ \text{ C.} = 70.7^\circ \text{ F.} \quad 0.0144 \text{ gr. agua /gr. aire.} \\ 18.5^\circ \text{ C.} = 65.3^\circ \text{ F.} \end{array}$$

$$-\Delta f = -\Delta P = P_v - P(y)m.$$

$$\text{Temp. media del agua } \frac{21.0 + 20.2}{2} = 20.6^\circ \text{ C.} = 69.1^\circ \text{ F.}$$

$$P_1 \text{ a } 69.6^\circ \text{ F.} = 0.3316 \text{ lbs. /pal}^2. = 0.0211 \text{ atm.}$$

$$-\Delta f = .0211 - (0.642 \frac{(.0125 + 0.0144)29}{2} \frac{1}{18}) = 0.0031$$

$$K_g = \frac{10.63}{0.0238} \frac{(0.0144 - 0.0125)29}{0.0031 \cdot 18} = 439 \text{ gr.mol./hr. m}^2. \text{ atm.}$$

$$K_g = \frac{10.63/453.6}{0.0238(10.76)(0.0011)} \frac{(0.0144 - 0.0125)29}{(18)} = 0.089 \text{ mo.mol./ft}^2. \text{ atm.}$$

$$\underline{K_g = 0.089 \text{ mo.mol./ft}^2. \text{ atm.}}$$

$$Re = \frac{2.23(0.086)}{0.000183(238.6)} = 4.399$$

$$M \text{ a } 21.0^\circ \text{ C.} = 0.000183 \frac{\text{gr.cm.}}{\text{seg.cm}^2}$$

De los datos obtenidos en IV.

Aire entra a temp. de bulbo seco 18.5° C.

" " " " " " húmedo 14.0° C.

" sale " " " " " seco 17.0° C.

" " " " " " húmedo 17.0° C.

Agua entra a temp. de 19.6° C.

" sale " " " " 19.0° C.

Presión 0.4 cm. de agua.

$$K_g = \frac{V^0}{A} \frac{(y_2 - y_1)}{(-\Delta f)}$$

$$A = 0.0238 \text{ m}^2.$$

$$W = C.A. \sqrt{\frac{2g_c C (-\Delta P)}{1 - (A_c^2/A_1^2)}} = 0.61(0.18) \sqrt{\frac{2(981)(.00103)(0.4)}{1 - (0.18)^2 / 2.41^2}} =$$

0.0988 gr. aire/seg.

$$\frac{0.0988(3600)}{29} = 12.24 \text{ gr. mol. aire / hr.}$$

$$V^0 = 12.24 \text{ gr. mol. aire / hr.}$$

$$y_1 \quad 18.5^\circ \text{ C.} = 65.3^\circ \text{ F.} \quad 0.010 \text{ gr. agua / gr. aire.}$$

$$14.0^\circ \text{ C.} = 57.2^\circ \text{ F.}$$

o

$$y_2 \quad 17.0^\circ \text{ C.} = 62.6^\circ \text{ F.} \quad 0.0142 \text{ gr. agua / gr. aire}$$

$$17.0^\circ \text{ C.} = 62.6^\circ \text{ F.}$$

$$-\Delta f = P_v - P(y)m.$$

$$\text{Temp. media del agua } \frac{19.8 + 19.0}{2} = 19.4^\circ \text{ C.} = 66.96^\circ \text{ F.}$$

$$P_v \text{ a } 66.96^\circ \text{ F.} = 0.3331 \text{ lbs. / pul}^2. = 0.022 \text{ atm.}$$

$$-\Delta f = 0.022 - \left(0.842 \frac{(0.010 + 0.0142)29}{2} \right) \frac{1}{18} = 0.0056$$

$$K_g = \frac{12.24}{0.0238} \frac{(0.0142 - 0.010)29}{0.0056 \cdot 18} = 640 \text{ gr. mol. / hr. m}^2. \text{ atm.}$$

$$K_g = \frac{12.24 / 453.6 (0.0142 - 0.010) 29}{0.0238 (10.76) (0.0056) 18} = 0.12 \text{ lbs. mol. / hr. ft}^2 \text{ atm.}$$

$$K_g = \underline{0.12 \text{ lbs. mol. / hr. ft}^2 \text{ atm.}}$$

$$Re = \frac{2.23 (0.0988)}{0.000181 (239.6)} = 5.054$$

$$M = 18.5 \text{ C.} = 0.000181 \text{ gr. cm. / sec. cm}^2.$$

e Observamos que en esta prueba el aire salio 100% saturado, temperatura de bulbo seco igual a temperatura de bulbo húmedo. Esta es la razón por la que disminuye el valor de  $K_g$  a pesar - de que aumenta el número de  $Re$ ., ya que el área final tiene una velocidad de evaporación aproximada a cero.

## VI

### CONCLUSIONES

Comparando la relación  $K_g / R_e$  en las pruebas II y III y las correspondientes temperaturas:

Prueba	Kg/Re	T. del aire. °c		T. del agua. °c	
		Abajo	Arriba	Abajo	Arriba
II	0.0437	18.5	18.0	19.0	19.8
III	0.0204	21.0	21.5	20.0	21.0

Podemos concluir que el valor de  $K_g$  tiene valores relativamente mayores cuando el agua tiene una temperatura mayor que la del aire, porque el flujo de calor favorece la difusión en el mismo sentido.

La prueba IV en que el aire se saturó totalmente (difusión máxima), corresponde también a temperatura de agua mayor que la del aire, en cambio en la prueba I, en la que el agua estaba más fría que el aire, la humedad absoluta del aire disminuyó, es decir, no se tuvo evaporación, sino condensación (difusión negativa).



VII

BIBLIOGRAFIA.

Unit Operations Of Chemical Engineering.

Mc. Cabe - Smith.

Mc. Craw - Hill, 1956.

Mass Transfer Operations.

Treybol.

Mc. Craw - Hill, 1956.

Advances in Chemical Engineering.

Bird.

Academic Press, New York 1956.

Chemical Engineering Series.

Walter Badger - Bancroft.

Mc. Craw - Hill, 1956

Operaciones Básicas de la Ingeniería Química.

George Granger Brown.

Manuel Marín - Barcelona, 1955.

Manual del Ingeniero Químico.

Perry.