

**MONTAJE DE UNA TORRE DE PAREDES MOJADAS  
PARA REALIZAR PRÁCTICAS DE TRANSFERENCIA DE MASA**



**UNIVERSIDAD DEL VALLE DE GUATEMALA**

Facultad de Ciencias y Humanidades

Departamento de Ingeniería Química



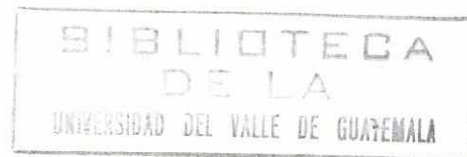
**MONTEAJE DE UNA TORRE DE PAREDES MOJADAS  
PARA REALIZAR PRÁCTICAS DE TRANSFERENCIA DE MASA**

JORGE RAFAEL RAMOS RINZE

Trabajo de graduación presentado para optar al grado académico

de

Licenciado en Ingeniería Química




1997




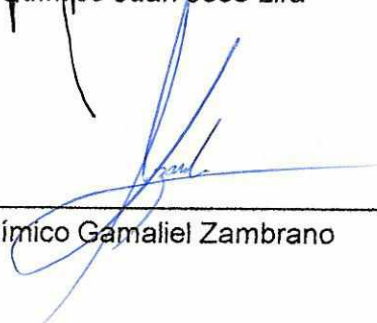
Vo.Bo.:

(f)   
\_\_\_\_\_  
Ing. Químico Eduardo Calderón  
Asesor

Tribunal:

(f)   
\_\_\_\_\_  
Ing. Químico Eduardo Calderón

(f)   
\_\_\_\_\_  
Ing. Químico Juan José Lira

(f)   
\_\_\_\_\_  
Ing. Químico Gamaliel Zambrano

Fecha de aprobación: 17 de julio de 1997



## RESUMEN

El presente trabajo consiste en diseñar y construir una torre de paredes mojadas, que será utilizada en el futuro por los estudiantes del Laboratorio de Operaciones Unitarias. El equipo se construyó completamente dentro de la Universidad y se utilizaron materiales fácilmente disponibles en el país.

Se determinaron las características de la torre en cuanto al flujo de fluidos, transferencia de masa y transferencia de calor. Se calculó la altura y el número de unidades de transferencia de la torre, para agua, metanol, etanol y 2-propanol. Los resultados obtenidos fueron consistentes con la teoría.

Se obtuvieron coeficientes individuales de transferencia de masa y de calor. También se comprobaron experimentalmente las analogías entre los distintos fenómenos de transporte. Se utilizó el análisis dimensional para relacionar todas las variables obtenidas en la torre. Se comprobó que la torre de paredes mojadas, permite hacer determinaciones que no se pueden hacer en los equipos con que cuenta actualmente el Laboratorio de Operaciones Unitarias, además de ilustrar los principios de transferencia de masa.

La técnica experimental utilizada, fue la desorción adiabática de líquidos puros en el seno de un gas. Se eligió la misma por ser sencilla, segura y permitir una gran

diversidad de prácticas a partir de líquidos disponibles en el país. Sin embargo, la torre tiene la opción de poder utilizarse para otro tipo de experimentación, como por ejemplo, absorción de gases en líquidos.

Se estableció que con la torre de paredes mojadas puede introducirse una gran cantidad de conceptos: la determinación de coeficientes de transferencia de masa y de calor, la aplicación de la teoría de analogías entre los fenómenos de transporte, el uso del análisis dimensional como método para correlacionar datos experimentales, la aplicación de la teoría de la película y la obtención de la altura y el número de las unidades de transferencia de la torre.

Se elaboró un manual de operación del equipo, que será utilizado por los estudiantes del Laboratorio de Operaciones Unitarias. Se calculó el costo del equipo ya instalado y resultó ser mucho menor que equipos similares disponibles comercialmente.

## CONTENIDO

	Páginas
RESUMEN	
I. INTRODUCCIÓN	1
II. ANTECEDENTES	3
A. Principios de transferencia de masa	3
1. Difusión molecular	4
2. Difusión turbulenta o de remolino	7
3. Coeficientes de transferencia de masa	8
4. Importancia de los coeficientes de transferencia de masa	10
5. Métodos para obtener coeficientes de transferencia de masa	10
6. Análisis dimensional	11
7. Teoría de la película	13
8. Transferencia de masa interfacial	14
9. Teoría de la doble resistencia	15
10. Coeficientes globales de transferencia de masa	17
B. Analogías entre los fenómenos de transporte	21
1. Transporte molecular	22
2. Transporte de remolino	25
3. Coeficientes de transferencia	28
4. Flujo a través de sólidos	32

5. Análisis dimensional	33
6. Analogías	34
C. Torre de paredes mojadas	38
1. Transferencia de masa en la fase líquida	40
2. Transferencia de masa en la fase gaseosa	42
3. Desempeño de la torre de paredes mojadas	45
4. Analogías	48
5. Inundación	50
6. Simulación	51
7. Equipo de película descendente	52
8. Datos de diseño	53
III. JUSTIFICACIÓN	57
IV. OBJETIVOS	59
V. PROBLEMA A RESOLVER	61
VI. METODOLOGÍA	63
VII. RESULTADOS	65
A. Diseño y montaje de la torre	65
1. Estructura	65
2. Plataformas	67
3. Pinzas	67
4. Distribuidores de líquido	73

5. Torre de paredes mojadas	75
6. Instrumentación	81
7. Sistema de líquido	82
8. Sistema de gas	83
9. Colocación del equipo	84
B. Resultados de operación de la torre	87
1. Transferencia de cantidad de movimiento	87
2. Coeficientes de transferencia de masa	93
3. Ecuación empírica de transferencia de masa	94
4. Analogías entre transferencia de masa y fricción de superficie	96
5. Coeficientes de transferencia de calor	119
6. Ecuación empírica de transferencia de calor	119
7. Analogía entre transferencia de masa y calor	120
8. Razón $h/k_Y$	121
9. Teoría de la película	121
10. Altura de unidades de transferencia	122
VIII. DISCUSIÓN	141
IX. CONCLUSIONES	155
X. RECOMENDACIONES	159
XI. BIBLIOGRAFÍA	161

ANEXOS	163
A. Especificaciones del equipo	165
B. Datos originales	169
C. Muestra de cálculos	175
D. Datos calculados	191
E. Guías de prácticas	207
F. Procedimientos de operación del equipo	223
G. Costos del equipo	229
H. Propiedades físicas de los líquidos utilizados	231
I. Notación	233

## LISTA DE CUADROS

Cuadro	Páginas
2.1 Datos de diseño para torres de paredes mojadas (Sistema agua-aire)	55
7.1 Propiedades de la película líquida	122
7.2 Valores teóricos de $H_{TG}$ en m	137
B.1 Datos para el ventilador	169
B.2 Datos para fricción	169
B.3 Datos de transferencia de masa	170
B.4 Datos de transferencia de calor para el agua	174
D.1 Cálculos de caída de presión y factores de fricción para el aire	191
D.2 Cálculos de transferencia de masa a partir de datos experimentales	192
D.3 Comparación entre números de Sherwood	199
D.4 Analogías entre transferencia de masa y fricción de superficie	200
D.5 Cálculos de transferencia de calor	202
D.6 Analogías entre transferencia de calor y transferencia de masa	203
D.7 Cálculos de espesor efectivo de película, altura de unidades de transferencia y número de unidades de transferencia	204

## LISTA DE FIGURAS

Figura	Páginas
2.1 Transferencia de masa interfacial	16
2.2 Teoría de Prandtl en turbulencia	26
2.3 Torre de paredes mojadas	39
2.4 Correlación empírica de datos de desorción adiabática de líquidos	43
2.5 Valores teóricos para $k_Y$ y $H_{IG}$ para una torre de paredes mojadas	47
7.1 Curva de velocidad del ventilador	89
7.2 Caída de presión en sección mojada	91
7.3 Factor de fricción de fanning	97
7.4 Coeficientes de transferencia de masa para desorción adiabática de líquidos	99
7.5 Datos de desorción adiabática	101
7.6 Correlación empírica de datos	103
7.7 Correlación de datos	105
7.8 Correlación de datos	107
7.9 Comparación entre ecuaciones empíricas	109
7.10 Analogías con el factor de fricción	111
7.11 Analogías con el factor de fricción	113
7.12 Analogías con el factor de fricción	115

7.13 Analogías con el factor de fricción	117
7.14 Coeficientes de transferencia de calor	123
7.15 Correlación en transferencia de calor	125
7.16 Comparación del factor j de Chilton	127
7.17 Analogía con transferencia de calor	129
7.18 Espesor de película efectiva	131
7.19 Altura de unidades de transferencia	133
7.20 Número de unidades de transferencia	135

#### LISTA DE PLANOS

Figura	Páginas
7.1 Estructura	69
7.2 Estructura (Proyección)	71
7.3 Distribuidores de líquido	77
7.4 Torre de paredes mojadas y sistemas auxiliares	79
7.5 Ventilador	85

*[The page contains extremely faint, illegible text, likely bleed-through from the reverse side of the paper. The text is too light to transcribe accurately.]*

## I. INTRODUCCIÓN

Las operaciones de transferencia de masa constituyen una de las partes más importantes en el campo de la ingeniería química. Existe una gran cantidad de operaciones en la industria que modifican la composición de las soluciones, todas ellas basadas en los principios de transferencia de masa.

La torre de paredes mojadas es un equipo continuo de transferencia de masa, que por su sencillez ha sido de gran utilidad para comprender dichos principios. Se ha utilizado para obtener correlaciones empíricas, en investigaciones fundamentales y en la verificación de teorías sobre los procesos de transferencia.

Este trabajo consistió en diseñar, construir y poner a funcionar una torre de paredes mojadas en el Laboratorio de Operaciones Unitarias de la Universidad del Valle. Se elaboró un manual de operación de dicho equipo y se diseñaron y llevaron a cabo prácticas de transferencia de masa, comparando los resultados experimentales con los reportados en la literatura. También se presentó un análisis económico del equipo. La torre de paredes mojadas servirá en el futuro, para que los estudiantes de ingeniería química lleven a cabo las prácticas diseñadas.

Para comprender la aplicación de la torre de paredes mojadas, se elaboró un resumen sobre los principios fundamentales de transferencia de masa y las analogías con otros fenómenos de transporte, con sus respectivas ecuaciones. Se incluyeron

correlaciones empíricas que se han obtenido en torres de paredes mojadas en diversos estudios realizados con anterioridad. Se menciona cómo puede utilizarse la torre para simulación de equipo industrial y en operaciones que requieren altas tasas de transferencia de calor y una rapidez baja de transferencia de masa.

## II. ANTECEDENTES

### A. Principios de transferencia de masa

Las operaciones de transferencia de masa, tienen como fin modificar la composición de las soluciones. Estas operaciones son de gran importancia industrial, ya que en casi todos los procesos se requiere de la purificación o separación de la materia prima y de los productos. Algunos ejemplos de estas operaciones, son absorción de gases, humidificación, destilación, extracción, adsorción, secado y lixiviación. (16)

El mecanismo de transferencia de masa ocurre a nivel molecular y depende de la dinámica del sistema en el cual ocurre. La materia puede ser transferida ya sea por el movimiento al azar de las moléculas en un fluido estático, o puede ser transferida con ayuda de las características dinámicas de un fluido en movimiento. Estos dos mecanismos, se conocen como difusión molecular y difusión turbulenta o de remolino. (17)

La difusión se define como el transporte de materia de un lugar a otro, debido a un estímulo físico de un componente individual a través de una mezcla. La causa más habitual para la difusión, es un gradiente de concentración del componente que se difunde. (12) Esto se observa fácilmente al poner en contacto dos soluciones con distinta concentración respecto a algún componente: hay una tendencia natural a disminuir dicha diferencia, transfiriéndose el componente desde una región de alta

concentración hacia una de baja concentración. (17) En todas las operaciones de transferencia de masa, la difusión ocurre por lo menos en una fase, y más frecuentemente en dos fases. Por ejemplo, en humidificación no ocurre difusión en la fase líquida por ser un componente puro, pero el vapor se difunde desde la interfase gas-líquido hacia la fase gaseosa. Por otro lado, en absorción de gases, el soluto se difunde primero en la fase gaseosa, luego pasa a través de la interfase y finalmente se difunde en la fase líquida. (12)

En los equipos industriales el principal mecanismo de transferencia de masa es la difusión turbulenta, ya que es mucho más rápida que la difusión molecular. A pesar de ello, es importante el estudio de esta última, ya que se comprende bastante bien y se utiliza como base para formular las ecuaciones para la difusión turbulenta, cuyo mecanismo no se ha entendido completamente. (16)

### 1. Difusión molecular

La difusión molecular es el resultado del movimiento de las moléculas en una solución, debido a su energía térmica. La rapidez de dicho movimiento es proporcional al gradiente de concentración en un punto dado y ello se describe cuantitativamente por medio de la primera ley de Fick. Si la difusión ocurre en el sentido del eje  $z$ , la primera ley de Fick en estado estable y una dimensión es:

$$J_A = -D_{AB} \frac{dc_A}{dz} = -cD_{AB} \frac{dx_A}{dz} \quad (2-1)$$

En este caso  $J_A$  es el flux del componente A con respecto a la velocidad promedio de las demás moléculas,  $c$  la concentración y  $D_{AB}$  es la constante de proporcionalidad. Esta ecuación define a  $D_{AB}$ , que es la difusividad o el coeficiente de difusión del componente A en solución en B, y es una medida de la movilidad de difusión. El signo negativo en (2-1) indica que el sentido de la difusión es contrario al gradiente de concentración, o sea que las moléculas pasan de una región de mayor concentración a una de menor concentración. (16)

Para el diseño de equipo, es más conveniente utilizar un flux  $N$  con respecto a un punto fijo en el espacio, ya que es más fácil de medir e interpretar. A partir de la ecuación (2-1), se puede deducir las siguientes expresiones para un sistema binario, en una dimensión:

$$N_A = (N_A + N_B) \frac{c_A}{c} - D_{AB} \frac{dc_A}{dz} \quad (2-2)$$

donde  $N_A$ ,  $N_B$  son los fluxes de los componentes A y B, respectivamente.

Esta ecuación diferencial se puede integrar sobre la trayectoria de difusión  $z$ , y se obtiene:

$$N_A = \frac{N_A}{N_A + N_B} \frac{D_{AB} c}{z} \ln \frac{N_A / (N_A + N_B) - c_{A2} / c}{N_A / (N_A + N_B) - c_{A1} / c} \quad (2-3)$$

Para gases ideales, la ecuación anterior se puede describir como:

$$N_A = \frac{N_A}{N_A + N_B} \frac{D_{AB} p_t}{RTz} \ln \frac{[N_A / (N_A + N_B)] p_t - \bar{p}_{A2}}{[N_A / (N_A + N_B)] p_t - \bar{p}_{A1}} \quad (2-4)$$

o

$$N_A = \frac{N_A}{N_A + N_B} \frac{D_{AB} p_t}{RTz} \ln \frac{N_A / (N_A + N_B) - y_{A2}}{N_A / (N_A + N_B) - y_{A1}} \quad (2-5)$$

donde  $\bar{p}_A$  es la presión parcial del componente A y  $p_t$  es la presión total del sistema.

Las ecuaciones (2-4) y (2-5) son las ecuaciones básicas utilizadas para la difusión molecular en estado estacionario para fluidos estáticos o en flujo laminar. El cociente  $N_A/(N_A+N_B)$  se establece por consideraciones no-difusionales. (16)

Un caso especial se tiene cuando un componente A se difunde a través de un no difundente B (por ejemplo absorción de amoníaco (A) del aire (B) en agua). En ese caso,  $N_B=0$ ,  $N_A=\text{constante}$ , por lo que (16):

$$\frac{N_A}{N_A + N_B} = 1 \quad (2-6)$$

y la ecuación (2-6) se transforma en:

$$N_A = \frac{D_{AB} p_t}{RTz \bar{p}_{B,M}} (\bar{p}_{A1} - \bar{p}_{A2}) \quad (2-7)$$

donde:

$$\bar{p}_{B,M} = \frac{\bar{p}_{B2} - \bar{p}_{B1}}{\ln(\bar{p}_{B2} / \bar{p}_{B1})} \quad (2-8)$$

## 2. Difusión turbulenta o de remolino

La difusión turbulenta o de remolino puede lograrse mediante agitación mecánica, movimiento de convección del fluido o por flujo en régimen turbulento. En estos casos lo que ocurre es que se produce un rápido movimiento de grandes masas de fluido, o remolinos, que acarrean el soluto consigo. Dentro de los remolinos se alcanza finalmente, la uniformidad de concentración por difusión molecular. Por lo tanto, la difusión molecular está presente hasta en el flujo turbulento más intenso, aun cuando no es el mecanismo predominante. (16)

En base a la teoría de transporte de materia, calor y momentum en el régimen turbulento (esta teoría se examina con más detalle en la pag.25), se formula la siguiente ecuación, para la transferencia de materia:

$$J_A = -E_D \frac{dc_A}{dz} \quad (2-9)$$

donde  $J_A$  = densidad de flujo molar de A, con relación a la fase en su conjunto, debida a la acción turbulenta;  $E_D$  = difusividad turbulenta o de remolino

La densidad de flujo molar, con relación a toda la fase es:

$$J_A = -(D_{AB} + E_D) \frac{dc_A}{dz} \quad (2-10)$$

La difusividad de remolino depende de las propiedades del fluido y de la velocidad y posición en cada punto de la corriente. Por ello, la ecuación (2-10) no es integrable analíticamente para una diferencia de concentración dada. (12) La complejidad de la difusión turbulenta hace necesaria la introducción de nuevos conceptos, como el de coeficientes de transferencia de masa. (16)

### 3. Coeficientes de transferencia de masa

Los coeficientes de transferencia de masa son medios para trabajar con sistemas que no se comprenden completamente. Los coeficientes incluyen una gran cantidad de efectos, resultantes de las propiedades y régimen de flujo del fluido. (16)

Como no se ha comprendido por completo la difusión de remolino, se ha propuesto una descripción similar a la de la difusión molecular. Para un sistema binario, se utiliza la ecuación:

$$N_A = \frac{N_A}{N_A + N_B} F \ln \frac{N_A / (N_A + N_B) - c_{A2} / c}{N_A / (N_A + N_B) - c_{A1} / c} \quad (2-11)$$

donde  $D_{AB}$  c/z, característico de la difusión molecular, se ha sustituido por un coeficiente de transferencia de masa  $F$ . Por ello, se pueden plantear las ecuaciones (2-4)-(2-7) utilizando el coeficiente  $F$ .  $F$  es un coeficiente de transferencia de masa local y está definido para un lugar particular de la superficie de transferencia. Por lo mismo,  $F$  varía según su posición en la superficie y según las propiedades del fluido. A veces es más conveniente utilizar un valor promedio, con símbolo  $F_{pr}$ . (16)

Otra definición muy utilizada para los coeficientes de transferencia de masa y que se aplica a los casos más comunes, tiene la forma:

$$\text{Flux} = \text{coeficiente} (\Delta \text{concentración}) \quad (2-12)$$

Por ejemplo, para el caso de la transferencia de A a través de un no-difundente B, donde  $N_B = 0$  y  $N_A / (N_A + N_B) = 1$ , se plantean las siguientes ecuaciones equivalentes:

$$N_A = k_G (\bar{p}_{A1} - \bar{p}_{A2}) = k_Y (y_{A1} - y_{A2}) = k_Y (Y_{A1} - Y_{A2}) \quad \text{en gases} \quad (2-13)$$

$$N_A = k_x (x_{A1} - x_{A2}) = k_L (c_{A1} - c_{A2}) \quad \text{en líquidos} \quad (2-14)$$

donde las unidades del coeficiente  $k$ , dependen de la situación particular de transferencia de masa y del gradiente de concentración empleado, según las definiciones dadas en (2-13) y (2-14). Estos coeficientes tienen uso restringido para los casos donde la rapidez de transferencia de masa es baja. Para poder utilizar estos

coeficientes en otras situaciones, con distinta rapidez de transferencia de masa, es necesario convertirlos a  $F$  para usarlos con la ecuación (2-11). La conversión entre  $F$  y los  $k$  se puede obtener comparando las ecuaciones que los definen. (16)

#### 4. Importancia de los coeficientes de transferencia de masa

En los procesos de separación, la rapidez con la que un componente es transferido de una fase a otra depende del coeficiente de transferencia de masa y del grado de desviación del sistema respecto al equilibrio. El método más usado para lograr una separación, es la desviación del sistema respecto al equilibrio. Los coeficientes de transferencia de masa regulan la rapidez con que se alcanza el equilibrio, controlando el tiempo en que se lleva a cabo una separación. Esto incide directamente en el tamaño y costo del equipo. Los coeficientes de transferencia de masa también son importantes en reactores, ya que pueden controlar la rapidez de una reacción química, por ejemplo cuando se tienen reactivos y productos gaseosos sobre un catalizador sólido. (16)

#### 5. Métodos para obtener coeficientes de transferencia de masa

Hay cuatro métodos para evaluar los coeficientes de transferencia de masa:

1. Análisis exacto de la capa límite de concentración.
2. Análisis aproximado de la capa límite de concentración.

3. Método empírico-dimensional (que consiste en análisis dimensional y experimentos).
4. Método analógico-empírico-dimensional (que se basa en analogías entre la transferencia de momentum, masa y calor). (17)

Por lo general, el análisis exacto y aproximado de la capa límite, sólo puede llevarse a cabo en condiciones en que se pueda describir matemáticamente la situación de flujo. Ello se aplica, por ejemplo en el flujo laminar. La mayoría de situaciones prácticas involucran flujo turbulento, donde los coeficientes de transferencia de masa dependen de la difusividad total ( $E_D + D_{AB}$ ), definida en la ecuación (10). El análisis matemático de esta situación de transferencia, se puede calcular sólo en los casos en que se conozca la variación de  $E_D / D_{AB}$  en la trayectoria de difusión. Dado que por lo general no se cuenta con esta descripción matemática de las condiciones de flujo, no es posible calcular analíticamente los coeficientes de transferencia de masa. Por ello, se utilizan experimentos y correlaciones empíricas para su obtención (16). Hay que mencionar que  $k$  se ha estudiado en equipo con área de contacto entre fases conocidas y donde no hay separación de la capa límite fluidodinámica. La torre de paredes mojadas es un diseño de este tipo. (12)

### 6. Análisis dimensional

Las variables importantes en la transferencia de masa turbulenta en una tubería, son el diámetro del tubo ( $d$ ) la densidad y viscosidad del fluido ( $\rho$  y  $\mu$ ), la velocidad del fluido, la difusividad molecular del componente A en el fluido B, el coeficiente de

transferencia de masa. Por medio del análisis dimensional, dichas variables se agrupan en tres grupos adimensionales :

$$N_{Sh} = \phi(N_{Re}, N_{Sc}) \quad (2-15)$$

siendo  $\phi$  una función que depende de las condiciones de flujo y de la geometría del sistema. (17)

El número de Sherwood ( $N_{Sh}$ ) es la relación entre la transferencia de masa total y la transferencia de masa por transporte molecular. (4) Se puede escribir de varias formas, dependiendo del coeficiente de transferencia utilizado (16):

$$N_{Sh} = \frac{Fd}{cD_{AB}} = \frac{k_G \bar{p}_{BM} RTd}{p_t D_{AB}} = \frac{k_c \bar{p}_{BM} d}{p_t D_{AB}}, \text{etc.} \quad (2-16)$$

El número de Schmidt ( $N_{Sc}$ ) es la relación entre la difusividad molecular (o viscosidad cinemática) y la difusividad de masa. (4) Su ecuación es:

$$N_{Sc} = \frac{\mu}{\rho D_{AB}} = \frac{\nu}{D_{AB}} \quad (2-17)$$

donde  $\nu$  es la viscosidad cinemática del fluido. (16)

El número de Reynolds expresa la relación entre la transferencia por flujo turbulento y la transferencia por flujo laminar. (4)

$$N_{Re} = \frac{\rho \bar{V} d}{\mu} = \frac{G' d}{\mu} \quad (2-18)$$

### 7. Teoría de la película

La teoría de la película es una interpretación sencilla sobre los coeficientes de transferencia de masa. Esta teoría atribuye la resistencia a la transferencia a una película efectiva de espesor  $z_F$ , que es una película ficticia en flujo laminar. Por lo tanto, en dicha película, la transferencia es enteramente por difusión molecular y ofrece la misma resistencia a la transferencia que la existente en todo el fluido. (17)

La teoría de la película se opone a los conocimientos sobre flujo turbulento, pero funciona bien para un flux de masa elevado y para predecir el efecto de la transferencia de calor o de una reacción química sobre la transferencia de masa. (16)

En las ecuaciones (2-3)-(2-8) la teoría de la película establece que las  $z$  son  $z_F$ , cuyo valor depende de las naturalezas de condiciones de flujo. Esta teoría predice además, que los  $F$  y los coeficientes tipo  $k$ , son proporcionales a  $D^n$  para los solutos, donde  $n = 0.8 - 1$ , según las condiciones de flujo. (16)

Existen otros modelos más complejos para interpretar los coeficientes de transferencia, como el de penetración o renovación de superficie, pero todos ellos tienen un parámetro empírico. Por ello, en operaciones en gran escala no se pueden esperar mejores resultados de estos modelos que de los coeficientes obtenidos empíricamente. Por otro lado, los modelos pueden usarse indistintamente para varios propósitos. En el caso de reacciones químicas, la teoría de la película proporciona resultados similares a los basados en modelos más sofisticados. (2)

### 8. Transferencia de masa interfacial

Las ecuaciones presentadas hasta el momento, son válidas para transferencia de masa en una fase. En la mayoría de operaciones industriales sin embargo, se ponen en contacto dos fases insolubles, de tal manera que los componentes pasen de una fase a otra. (16)

La transferencia de masa entre dos fases, depende de la desviación que tenga el componente transferido respecto a las condiciones de equilibrio. Por ello, es importante conocer la distribución en el equilibrio del componente transferido entre las fases. Se puede graficar una curva de distribución, de la forma:

$$y_{A,i} = \phi(x_{A,i}) \quad (2-19)$$

que muestra una serie de concentraciones del componente A en el equilibrio, para la fase de vapor ( $y$ ) y líquida ( $x$ ). El subíndice  $i$  se refiere a la interfase. Las funciones

más simples son las dadas por la ley de Raoult o ley de Henry. Dicha curva depende únicamente de la temperatura y de la presión. (16)

### 9. Teoría de la doble resistencia

La transferencia de masa entre fases involucra tres pasos: la transferencia de masa desde la masa principal de la primera fase hacia la superficie interfacial, luego la transferencia a través de la interfase y finalmente la transferencia desde la interfase hasta la masa principal de la segunda fase. Se utiliza una teoría de doble resistencia para explicar el proceso. La teoría tiene dos suposiciones: que la transferencia está controlada por la rapidez de difusión en cada fase y que no hay resistencia a la transferencia en la interfase (17)

Por ejemplo, en un proceso de absorción del soluto A entre una fase líquida y una gaseosa, la concentración de A, que es  $y_{A,G}$  en la masa del gas, baja hasta  $y_i$  en la interfase, luego en el líquido baja desde  $x_i$  hasta  $x_{A,G}$  en la masa del líquido. Como no hay resistencia en la interfase, las concentraciones  $x_{A,i}$ ,  $y_{A,i}$  son los valores dados por la curva de distribución en el equilibrio. (16)

Cuando hay transferencia de A en estado estacionario, el flux de masa es el mismo en cada fase. Por lo tanto, si los coeficientes de transferencia de masa son  $k_x$ ,  $k_y$ :

$$N_A = k_y (y_{A,G} - y_{A,i}) = k_x (x_{A,i} - x_{A,L}) \quad (2-20)$$

y las diferencias de  $x_A$ ,  $y_A$  son las fuerzas motrices para la transferencia de masa. La ecuación anterior, puede reordenarse de la siguiente forma:

$$\frac{y_{A,G} - y_{A,i}}{x_{A,L} - x_{A,i}} = - \frac{k_x}{k_y} \quad (2-21)$$

que muestra que en la gráfica x-y, es una línea recta con pendiente  $k_x/k_y$ . Todos los conceptos vistos hasta ahora, se pueden resumir de manera gráfica, tal como se muestra en la figura No. 2.1. En ella se muestra la curva de distribución en el equilibrio, y un punto P fuera de ella. La transferencia de masa ocurre siguiendo la línea recta y puede verse que la rapidez con que se alcanza el equilibrio depende de la relación  $k_y/k_x$ .

(16)

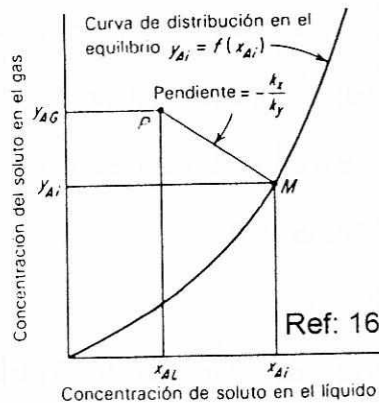


Figura No. 2.1

Transferencia de masa interfacial

Las ecuaciones (2-20) y (2-21) para la transferencia de masa interfacial, se derivaron utilizando coeficientes tipo k, ya que son más fáciles de manejar e interpretar de esa forma. Con los mismos argumentos utilizados, se pueden derivar las ecuaciones equivalentes para los coeficientes tipo F, obteniéndose para (2-20):

$$N_A = \frac{N_A}{\Sigma N} F_G \ln \frac{N_A / \Sigma N - y_{A,i}}{N_A / \Sigma N - y_{A,G}} = \frac{N_A}{\Sigma N} F_L \ln \frac{N_A / \Sigma N - x_{A,i}}{N_A / \Sigma N - x_{A,G}} \quad (2-22)$$

donde  $F_G$  y  $F_L$  son los coeficientes para la fase gaseosa y líquida y  $\Sigma N = N_A + N_B + N_C + \dots$ . Y para la ecuación (2-21):

$$\frac{N_A / \Sigma N - y_{A,i}}{N_A / \Sigma N - y_{A,G}} = \left( \frac{N_A / \Sigma N - y_{A,i}}{N_A / \Sigma N - y_{A,G}} \right)^{F_L / F_G} \quad (2-23)$$

#### 10. Coeficientes globales de transferencia de masa

Experimentalmente, es muy difícil o casi imposible, determinar las concentraciones del soluto en la interfase,  $(x_{A,i}, y_{A,i})$ . Sin embargo, es sencillo determinar las concentraciones  $x_{A,G}, y_{A,G}$  en la masa principal de los fluidos. Por ello, es conveniente utilizar coeficientes de masa globales, que estén en función de la fuerza impulsora global, y entre las composiciones de la masa principal de cada fase. (16)

Como se conoce la curva de equilibrio,  $y_A^*$  en equilibrio con  $x_{A,L}$  se puede usar en lugar de  $x_{A,L}$ . De manera similar  $x_A^*$  en equilibrio con  $y_{A,G}$  se puede utilizar en lugar de  $y_{A,G}$ . Con ello, se pueden definir los coeficientes globales  $K_x$  y  $K_y$  para la fase gaseosa y líquida, respectivamente.

$$N_A = K_y (y_{A,G} - y_A^*) \quad (2-24)$$

$$N_A = K_x (x_{A,G} - x_A^*) \quad (2-25)$$

Los  $K$  definidos en (2-25) y (2-26) se dan en términos de fracciones molares, pero al igual que en el caso de los coeficientes  $k$ , se pueden definir distintos  $K$  según la situación de transferencia de masa y el gradiente de concentración, cambiando únicamente sus unidades. (16)

Las relaciones entre los coeficientes individuales y los globales, son las siguientes:

$$\frac{1}{K_y} = \frac{1}{k_y} + \frac{m'}{k_x} \quad (2-26)$$

$$\frac{1}{K_x} = \frac{1}{m'' k_y} + \frac{1}{k_x} \quad (2-27)$$

donde  $m'$  y  $m''$  son la pendiente de la curva de equilibrio entre la masa principal del fluido y la interfase. (16)

Existen casos especiales, que dependen de la magnitud relativa de  $m'$  y  $m''$ , que a la vez dependen de la solubilidad del gas. Cuando  $m'$  es muy pequeña, significa que A es muy soluble en el líquido (por ejemplo amoníaco en agua), por lo que la ecuación (2-26) se convierte en:

$$\frac{1}{K_y} \approx \frac{1}{k_y} \quad (2-28)$$

y se dice que la rapidez de transferencia está controlada por la fase gaseosa. Para un diseño, significa que para aumentar la velocidad de transferencia, la atención debe centrarse en  $k_y$  y no en  $k_x$ .

Cuando  $m''$  es muy grande, A es muy insoluble (por ejemplo, dióxido de carbono en agua) y la ecuación (2-27) se convierte en:

$$\frac{1}{K_x} \approx \frac{1}{k_x} \quad (2-29)$$

y se dice que la rapidez de transferencia está controlada por la fase líquida. Para otros casos, el tamaño relativo de  $k_x/k_y$  y de  $m'$  o  $m''$  determinan la localización de la fase que controla la transferencia. (16)

Las ecuaciones (2-26) y (2-27) también se pueden definir en términos de coeficientes globales  $F_{OG}$ ,  $F_{OL}$ , obteniéndose:

$$N_A = \frac{N_A}{\Sigma N} F_{OG} \ln \frac{N_A / \Sigma N - y_{Ai}^*}{N_A / \Sigma N - y_{A,G}} = \frac{N_A}{\Sigma N} F_L \ln \frac{N_A / \Sigma N - x_{A,L}}{N_A / \Sigma N - x_A^*} \quad (2-30)$$

La relación entre los coeficientes globales e individuales tipo F, se puede obtener de manera similar al procedimiento para los K. Para el caso especial de A que se difunde en un no difundente B, se obtiene:

$$e^{N_A / F_{OG}} = e^{N_A / F_G} + m' \frac{1 - x_{A,L}}{1 - y_{A,G}} (1 - e^{-N_A / F_L}) \quad (2-31)$$

$$e^{N_A / F_{OL}} = e^{-N_A / F_L} + \frac{1}{m''} \frac{1 - y_{A,G}}{1 - x_{A,I}} (1 - e^{N_A / F_G}) \quad (2-32)$$

Los coeficientes de transferencia de masa globales, se obtienen muchas veces a partir de los coeficientes individuales. Las correlaciones para los coeficientes individuales, se llevan a cabo en las condiciones en las cuales la resistencia en la segunda fase es nula, por ejemplo cuando la segunda fase es una sustancia pura. Es importante notar que la resistencia a la transferencia de masa en una fase es independiente de la transferencia en una segunda fase. También es frecuente utilizar coeficientes promedio, que se aplican a todo un aparato. (16)

### B. Analogías entre los fenómenos de transporte

Los fenómenos de transporte en ingeniería química lo constituyen la transferencia de masa, calor o momentum de un punto a otro en un espacio con propiedades determinadas. Estos fenómenos están involucrados en las operaciones unitarias, por lo que el primer paso para diseñar o analizar equipo industrial, consiste en conocer tanto los fundamentos, como la rapidez con que ocurre el transporte. (4)

Los mecanismos fundamentales de la transferencia de masa, calor y momentum están estrechamente relacionados. Existe un comportamiento similar entre los mismos. Sus ecuaciones de rapidez tienen la misma forma y en situaciones físicas simples, los mecanismos de transporte son iguales. Por ello, se ha intentado establecer las analogías existentes entre los fenómenos de transporte (4). Las analogías entre los tres fenómenos de transporte tienen varias ventajas. Por una parte, permiten que el transporte sea considerado como una sola disciplina en lugar de tres, y se pueden usar las similitudes de descripción y cálculo para ayudar a comprender los procesos individuales. (17). También se pueden utilizar las analogías para predecir el comportamiento de sistemas de los que se carece de datos cuantitativos. Y en investigación, son un instrumento que permite conocer la naturaleza íntima de los procesos. (4)

Los términos transferencia y transporte se utilizan indistintamente en la mayor parte de los casos. Si se quiere hacer una distinción, el transporte se refiere usualmente al mecanismo fundamental en una sola fase, mientras que transferencia se refiere al proceso global. (4)

A continuación, se explican con cierto detalle los mecanismos de transporte molecular y turbulento, enfatizando las analogías entre ellos. Sin embargo, hay que notar que además de similitudes, existen también diferencias fundamentales (4).

### 1. Transporte molecular

El transporte de cantidad de movimiento (momentum) se limita a fluidos y ocurre cuando la presión en una región, es más alta que en otra. El momentum se transporta desde la región de alta presión a la de baja, por medio de migraciones y colisiones moleculares. Esto se conoce como transporte molecular de momentum en flujo laminar. En gases, donde las fuerzas intermoleculares son débiles, primero ocurre migración y luego hay colisiones. En líquidos, donde las fuerzas intermoleculares son altas, se requiere de una gran fuerza para inducir el flujo. (4)

Si se considera el flujo laminar a través de una superficie sólida, el gradiente en la interfase es cero. En el flujo laminar se deslizan planos paralelos de fluido. Como la velocidad entre dichos planos es distinto, existe un esfuerzo cortante  $\tau$  entre ellos, que tiende a deformar el fluido. En un fluido newtoniano, el esfuerzo cortante es proporcional al gradiente de velocidad y la constante de proporcionalidad es la viscosidad del fluido. Se obtiene la ley de Newton para flujo laminar unidimensional:

$$\tau_{g_c} = -\mu \frac{du_x}{dz} = -\frac{\mu}{\rho} \frac{d(u_x \rho)}{dz} = -\nu \frac{d(u_x \rho)}{dz} \quad (2-33)$$

donde  $\mu$  es la viscosidad absoluta con dimensiones  $(M/L\theta)$  y  $\nu$  es la viscosidad cinemática o difusividad molecular con dimensiones  $(L^2/\theta)$ . (12)

El transporte molecular de calor, ocurre de una región de alta temperatura a otra de baja temperatura y se da mediante el mecanismo de transferencia de calor por conducción. Este fenómeno ocurre en un medio homogéneo, que puede ser un sólido o un fluido. El fluido puede estar en reposo o en flujo laminar. Como la temperatura es una medida de la energía interna, en realidad se transfiere energía. Por ello, esta transferencia se conoce como transferencia de energía, de energía térmica o de calor. Puede ocurrir un transporte neto de moléculas, pero más frecuentemente la transferencia de calor se lleva a cabo por colisiones entre moléculas en vibración, o a través de los electrones (como en los metales). (4)

La velocidad de transferencia de calor es proporcional al gradiente de temperatura, y la constante de proporcionalidad se llama conductividad. La ecuación obtenida se conoce como ley de Fourier en estado estable y una dimensión:

$$\frac{q}{A} = -k \frac{dt}{dz} = -\frac{k}{C_p \rho} \frac{d(tC_p \rho)}{dz} = -\alpha \frac{d(tC_p \rho)}{dz} \quad (2-34)$$

donde  $q$  es la rapidez de flujo de calor transferido,  $C_p$  el calor específico a presión constante,  $k$  la conductividad térmica,  $tC_p \rho$  la concentración volumétrica térmica, y  $\alpha$  la difusividad térmica con dimensiones  $(L^2/\theta)$ . (16)

El transporte de masa puede ocurrir en un sistema que tiene más de un compuesto químico, desde una región de alta concentración a una de baja concentración. Esto se conoce como difusión molecular. Hay un transporte neto de moléculas, por lo cual la difusión ocurre con mayor facilidad en gases que en líquidos, y en sólidos es muy lenta. La ecuación obtenida es (2-1), la 1ra. ley de Fick. (4)

La ecuación generalizada para el transporte molecular, se puede obtener a partir de la teoría cinética de los gases, o bien comparando las ecuaciones (2-32)-(2-34). La ecuación generalizada es:

$$\Psi = -D \frac{d\Gamma}{dz} \quad (2-35)$$

donde:  $\Psi$  = Flux de la propiedad transferida, en unidades de cantidad de propiedad por unidad de tiempo y por unidad de área de transporte.

$\Gamma$  = Concentración de la propiedad que se transfiere, en unidades de cantidad de propiedad transferida por unidad de volumen.

$d\Gamma/dz$  = Gradiente, el incremento de la concentración con la distancia, en dirección del eje z.

- D = constante de proporcionalidad, difusividad, con dimensiones  $(L^2/\theta)$ .

(4)

La ecuación (2-35) puede reordenarse de la forma:

$$\Psi = -\frac{d\Gamma/dz}{1/D} = \frac{\text{Fuerza impulsora}}{\text{Resistencia}} \quad (2-36)$$

que muestra que para un flux dado, el gradiente es una fuerza impulsora que favorece la transferencia, mientras que el inverso de las difusividades constituye la resistencia a dicha transferencia. (4)

Cada fenómeno de transporte tiene su propia notación para el transporte molecular, ya que sus leyes se obtuvieron independientemente, antes de reconocer la similitud entre ellos. (4)

## 2. Transporte de remolino

El flujo turbulento está formado por una serie de remolinos de distinto tamaño que coexisten en un fluido. Continamente se forman remolinos grandes que se transforman sucesivamente en otros más pequeños, hasta desaparecer. En el proceso, se tranforma energía mecánica del fluido en calor. (12)

Cuando un fluido fluye en la forma mostrada en la figura No. 2.2, la velocidad local del fluido se puede analizar separando cada componente de la velocidad total instantánea en dos partes: una parte constante que es la media temporal de la

componente en la dirección del flujo de la corriente y otra llamada la velocidad de desviación, que corresponde a la fluctuación instantánea de la componente alrededor del valor medio. (12)

La interpretación más sencilla de la turbulencia, está dada por la teoría de Prandtl, y se ilustra en la figura No. 2.2. En dicha figura se muestran dos remolinos que intercambian su posición entre 1 y 2. La velocidad en 1 en x es mayor que en 2 por  $\Delta u_x = -l \, du_x/dz$ . La distancia  $l$ , llamada longitud de mezcla de Prandtl, está definida de tal forma que  $\Delta u_x = u'_{iz}$ . Debido a la velocidad fluctuante, un remolino se mueve de 2 a 1 con una velocidad  $u'_{iz}$ , y es reemplazado por otro remolino que se mueve de 1 a 2. Los remolinos mantienen su identidad durante el intercambio y se mezclan con el fluido en su nueva posición. (16)

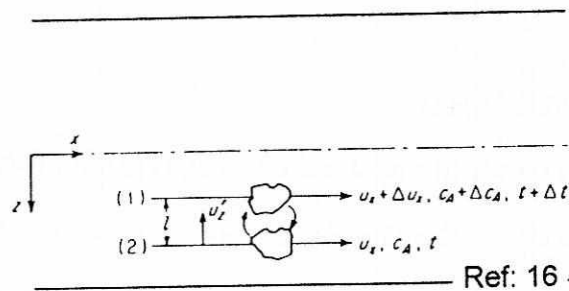


Figura No. 2.2

Teoría de Prandtl en turbulencia

El esfuerzo cortante promedio por el intercambio del remolino viene dado por:

$$\tau_{turb} g_c = \rho l^2 \left( \frac{du_x}{dz} \right)^2 \quad (2-37)$$

y el esfuerzo cortante total, debido al movimiento molecular y turbulento es:

$$\tau g_c = -\mu \frac{du_x}{dz} + \rho l^2 \left( \frac{du_x}{dz} \right)^2 = - \left[ \mu + \rho l^2 \left( -\frac{du_x}{dz} \right) \right] \frac{du_x}{dz} = -(\nu + E_v) \frac{d(u_x \rho)}{dz} \quad (2-38)$$

donde se definió  $E_v$ , que es la difusividad de cantidad de movimiento por remolino.

(16)

En la figura No. 2.2 el gradiente de concentración promedio entre 1 y 2 es proporcional al gradiente local  $-dc_A/dz$ , con lo cual se puede definir la difusividad de masa por remolino  $E_D$  que se presentó anteriormente, ecuaciones (2-9)-(2-10). (16)

De manera similar, utilizando el mismo modelo, se puede definir una difusividad térmica de remolino  $E_H$  que se utiliza para describir el flux de calor como resultado de un gradiente de temperatura local:

$$q_{turb} = -E_H \frac{d(tC_p \rho)}{dz} \quad (2-39)$$

y el flux de calor total, debido a la conducción y al movimiento de remolino es:

$$q = -(k + E_H C_p \rho) \frac{dt}{dz} = -(\alpha + E_H) \frac{d(tC_p \rho)}{dz} \quad (2-40)$$

A partir de las ecuaciones anteriores, puede observarse que la ecuación generalizada para la transferencia en régimen turbulento está dada por:

$$\Psi = -(D + E) \frac{d\Gamma}{dz} \quad (2-41)$$

donde E es la difusividad de remolino de la propiedad transferida, y depende de las condiciones de flujo, mientras que D es una propiedad intrínseca del fluido. (4)

### 3. Coeficientes de transferencia

Para tubos, la ecuación (2-41) puede ser integrada en base a propiedades medias del fluido, que deben medirse experimentalmente. Se define una razón entre la diferencia de concentración de la propiedad transferida entre la pared y su media, y la diferencia máxima entre la pared y el centro:

$$\gamma = \frac{\Gamma - \bar{\Gamma}}{\Gamma - \Gamma_0} \quad (2-42)$$

$\gamma$  es una función de distribución de  $\Gamma$  con respecto a la posición,  $\Gamma$  se refiere a las condiciones en la pared,  $\Gamma_0$  se refiere al centro de la tubería y  $\bar{\Gamma}$  es la media. (4)

Además, se define un coeficiente de transferencia  $\xi$ :

$$\xi = \frac{4(D + \bar{E})}{\gamma d} \quad (2-43)$$

donde  $\bar{E}$  es la difusividad media de remolino. Se puede notar que el coeficiente de transferencia definido, es una función compleja de la transferencia por mecanismo turbulento y molecular, de la concentración de la propiedad transferida como se indica por  $\gamma$  y de la geometría del sistema, al incluir el diámetro  $d$ . También es función de las características de flujo del sistema, según se indica por  $E$ . (4)

La ecuación final de transferencia, para un cilindro en estado estable es:

$$(\Psi A) = \frac{\Gamma - \bar{\Gamma}}{1/\xi A} \quad (2-44)$$

Las variables en esta ecuación integrada son fáciles de medir experimentalmente. Si se examina la ecuación (2-44),  $(\Gamma - \bar{\Gamma})$  es la fuerza impulsora y  $(1/\xi A)$  es la resistencia a la transferencia. Por lo tanto, esta ecuación tiene la misma forma que (2-36). La única diferencia es que en el transporte molecular se conoce la distancia

asociada con la resistencia ( $dz$ ), mientras que en el transporte turbulento dicho término está incluido en el coeficiente. La ecuación (2-44) es importante, pues muestra la relación entre la transferencia de remolino y los coeficientes de transferencia. Sin embargo, para evaluar los coeficientes de transferencia, se hace necesario relacionar las variables del sistema por medio del análisis dimensional (4).

Ahora se mostrará el uso de las ecuaciones anteriores, para los casos específicos de transferencia. Para la transferencia de calor,  $\xi=h/\rho C_p$ ,  $D=\alpha$ ,  $\Gamma=\rho C_p t$ ,  $\Psi A=q$  y  $\bar{E}=\bar{E}_H$ , de tal forma que al sustituir todo ello en (2-43) y (2-44), se obtiene:

$$q = -\frac{(t - \bar{t})}{1/hA} = -hA\Delta t \quad (2-45)$$

donde  $\Delta t$  es la diferencia entre la pared y la masa principal del fluido,  $h$  es el coeficiente individual de transferencia local de calor ( $H/L^2\theta T$ ) y  $1/hA$  es la resistencia a la transferencia. La ecuación (2-48) es la ecuación característica para la transferencia de calor por convección. Existen asimismo coeficientes globales de calor  $U$ , análogos a  $K$  en transferencia de masa. (4)

Para la transferencia de masa,  $\xi=k_c$ ,  $D=D_{AB}$ ,  $\Gamma=C_A$ ,  $\Psi A=N_A A$ ,  $\bar{E}=\bar{E}_D$  de tal forma que al sustituir todo ello en (2-47) y (2-48), se obtiene:

$$N_A = -\frac{c_A - \bar{c}_A}{1/k_c} = -k_c \Delta c_A \quad (2-46)$$

que es una de las ecuaciones mostradas en (2-12)-(2-14), pero se puede generalizar para cualquier coeficiente  $k$  o  $F$ , cambiando las unidades del gradiente de concentración. (4)

Para la transferencia de momentum, se tiene un caso especial. Tradicionalmente no se ha utilizado un coeficiente de transferencia, sino un factor de fricción, que es un número adimensional. Este número expresa la relación entre el momentum total transferido y el momentum transferido por turbulencia. La definición para el factor de fricción de Fanning, para la fricción de superficie es:

$$f = \frac{-\Delta p d}{2\bar{u}_x^2 l \rho} \quad (2-47)$$

donde  $\Delta p$  es la caída de presión en un segmento de tubería de diámetro  $d$  y largo  $l$ . El fluido tiene la densidad  $\rho$  y la velocidad  $u$ . (4)

Se puede definir un coeficiente de transferencia de momentum, por medio de las ecuaciones (2-47), (2-48) y (2-51). Sustituyendo  $D=v$ ,  $\Gamma=\rho u_x$ ,  $\Psi A=\tau_g g_c A$ ,  $\bar{E}=\bar{E}_v$ , se obtiene:

$$\xi = \frac{f\bar{u}_x}{2} \quad (2-48)$$

y:

$$\tau g_c = -\frac{(\rho u_x - \rho \bar{u}_x)}{1/\xi} = -\xi \Delta(\rho u_x) = -\frac{f\bar{u}_x}{2} \Delta(\rho u_x) \quad (2-49)$$

Es posible que al utilizar este coeficiente en lugar de  $f$ , se encuentren nuevas relaciones entre los fenómenos de transporte. (4)

#### 4. Flujo a través de sólidos

Cuando un fluido fluye a través de un sólido, la velocidad en la interfase es cero. Ello tiene como resultado la formación de un perfil de velocidad, que va desde  $u=0$  en la interfase hasta un valor  $u=u_0$  en la masa principal del fluido. La región en la cual la velocidad del fluido tiene el 99% del valor de  $u_0$ , se conoce como capa límite hidrodinámica. La capa límite puede caracterizarse por el flujo laminar o por el flujo turbulento. Para este último, existe una región delgada cercana a la superficie del sólido, que se conoce como subcapa viscosa. (12)

Cuando hay transferencia de calor, entre el sólido a temperatura  $t_i$  y una temperatura  $t_0$  para la masa principal del fluido, se forma una capa límite térmica, que puede ser más delgada o más gruesa que la capa límite hidrodinámica. La relación entre el espesor de las dos capas límites para un punto dado, depende del número de Prandtl,  $N_{Pr}$ . Cuando  $N_{Pr}=1$  ambas capas son del mismo espesor, mientras que para  $N_{Pr}>1$ , como ocurre en la mayoría de líquidos, la capa térmica es más delgada que la capa hidrodinámica. (12)

Cuando hay transferencia de masa desde la superficie hacia el fluido, desde una concentración en la interfase  $c_{A,i}$  hasta una concentración  $c_{A0}$  en la masa principal del fluido, se forma una capa límite de concentración. La relación entre los espesores para las capas límites está dado por el número de Schmidt,  $N_{Sc}$ , que es análogo a  $N_{Pr}$ . (12)

### 5. Análisis Dimensional

Las variables importantes en la transferencia de calor turbulento en una tubería, se agrupan en tres grupos adimensionales (17) :

$$N_{Nu} = \phi(N_{Re}, N_{Pr}) \quad (2-50)$$

El número de Nusselt ( $N_{Nu}$ ) es la relación entre la transferencia de calor total y la transferencia de calor por transporte molecular: (4)

$$N_{Nu} = \frac{hd}{k} \quad (2-51)$$

El número de Prandtl ( $N_{Pr}$ ) es la relación entre la difusividad de momentum y la difusividad de calor. (4) Su ecuación es:

$$N_{Pr} = \frac{C_p \mu}{k} = \frac{\nu}{\alpha} \quad (2-52)$$

donde  $\nu$  es la viscosidad cinemática del fluido. (16)

Puede notarse que las ecuaciones (2-50)-(2-52) son análogas a las (2-16)-(2-18), lo que muestra una vez más la similitud entre la transferencia de masa y de calor.

Otro número importante es el número de Lewis ( $N_{Le}$ ), que es la relación entre la difusividad de calor y la difusividad de masa:

$$N_{Le} = \frac{\alpha}{D_{AB}} = \frac{h_G}{k_Y C_p} \quad (2-53)$$

donde  $h_G$  es el coeficiente de transferencia de calor y  $C_p$  la capacidad calorífica. (16)

### 6. Analogías

Hasta ahora, se ha mostrado la similitud entre las ecuaciones de los fenómenos de transporte, en flujo molecular y turbulento. A partir de las ecuaciones vistas y distribuciones de velocidad, concentración y temperatura, se pueden desarrollar analogías, que tratan de predecir el comportamiento cuantitativo de un fenómeno a partir de otro. La exactitud de una analogía, dependerá del conocimiento de la variación de  $E$  con la distancia. Además, debe cumplirse con que las condiciones de flujo y geometría sean las mismas, que las condiciones de frontera sean análogas, que la fricción utilizada sea de superficie y no de forma. Como existen más datos para caída de presión debido a la fricción y para la transferencia de calor que para transferencia de masa, éste es un método muy útil para obtener coeficientes de transferencia de masa.

(16) Por otro lado, las analogías proporcionan luz en los mecanismos de transporte

(15)

La analogía de Reynolds, es el primer reconocimiento acerca del comportamiento análogo entre la rapidez de transferencia de momentum y de calor. Aunque tiene

limitación aplicada, es útil al trabajar con gases y se ha utilizado extensivamente en aerodinámica. Esta analogía postula bien que los mecanismos para transferencia de momentum y de calor son idénticos. A partir de las ecuaciones de transferencia de remolino, se puede deducir que ello es equivalente a:

$$\frac{N_{Nu}}{N_{Re} N_{Pr}} = N_{St_H} = \frac{f}{2} \quad (2-54)$$

o bien, aplicada a transferencia de masa:

$$\frac{N_{Sh}}{N_{Re} N_{Sc}} = N_{St_D} = \frac{f}{2} \quad (2-55)$$

donde  $N_{St}$  es el número de Stanton. Se ha demostrado que la analogía de Reynolds es válida únicamente para  $N_{Pr}=1$  o  $N_{Sc}=1$ , condición para la cual los mecanismos de transporte para momentum, masa y calor son idénticos. (4)

La analogía de Prandtl es una extensión de la analogía de Reynolds, quien tuvo en cuenta el efecto de la región turbulenta y de la subcapa viscosa. Ello tiene como consecuencia que se tome en cuenta la variación de los datos experimentales con  $N_{Sc}$  o  $N_{Pr}$ . El resultado final es:

$$N_{St_D} = \frac{f}{2} \left[ \frac{1}{1 + 5\sqrt{f/2}(N_{Sc} - 1)} \right] \quad (2-56)$$

que se reduce a la analogía de Reynolds cuando  $N_{Sc}=1$ . Aunque supone mejoría sobre la anterior, no es válida para  $N_{Sc}$  muy grandes. (8)

La analogía de Prandtl fue extendida por von Karman, quien tuvo en cuenta una región de transición entre la subcapa viscosa y el núcleo turbulento. Esta analogía ha encontrado aplicación en la transferencia de masa desde la pared de un tubo liso y se basa en una distribución universal de velocidad. La deducción de la ecuación da como resultado:

$$N_{St_D} = \frac{f/2}{1 + 5\sqrt{f/2} \left( N_{Sc} - 1 + \ln \left( \frac{1 + 5N_{Sc}}{6} \right) \right)} \quad (2-57)$$

Se obtienen resultados razonables para  $N_{Sc} < 25$ , y se reduce a la analogía de Reynolds para  $N_{Sc}=1$ . (8)

La analogía de Sherwood -von Karman es una extensión de la anterior, donde se incluye un término  $\alpha$  que relaciona la difusión de remolino con la viscosidad de remolino:

$$N_{St_D} = \frac{f/2}{1 + 5\sqrt{f/2} \left( \beta N_{Sc} - 1 + \ln \left( \frac{1 + 5\beta N_{Sc}}{6} \right) \right)} \quad (2-58)$$

La ecuación (2-58) se aplicó a la torre de paredes mojadas y se encontró que  $\beta=1.15$ . En el caso de la analogía de von Kármán,  $\beta=1$ . (10)

La analogía de Friend y Metzner, correlaciona bien los datos para  $N_{Pr}=0.5-600$  y  $N_{Sc}>3000$ . Se aplica al flujo en el interior de tubos. (16)

$$N_{St_D} = \frac{f/2}{1.20 + 11.8(f/2)^5 (N_{Sc} - 1) N_{Sc}^{1/3}} \quad (2-59)$$

La analogía de Chilton y Colburn, se basa en la analogía de Reynold y de Prandtl, así como en varios datos experimentales para geometrías sencillas. La analogía introduce los factores j:

$$j_D = N_{St_D} N_{Sc}^{2/3} = \frac{f}{2} = \Psi(N_{Re}) \quad (2-60)$$

$$j_H = N_{St_H} N_{Pr}^{2/3} = \frac{f}{2} = \Psi(N_{Re}) \quad (2-61)$$

Esta analogía proporciona buenos resultados para  $N_{Pr}$  grandes y  $N_{Sc}$  no muy grandes. Esta analogía se ha utilizado bastante para obtener datos de transferencia de masa cuando se tienen datos de transferencia de calor o viceversa. El procedimiento consiste en poner los datos en función de  $N_{Re}$ , y luego igualar  $j_H$  a  $j_D$ . (16)

Todas las analogías anteriores se pueden aplicar a transferencia de calor, sustituyendo  $N_{Pr}$  por  $N_{Sc}$  y  $N_{ShH}$  por  $N_{ShD}$ . (17)

### C. Torre de paredes mojadas

La torre de paredes mojadas es un dispositivo para estudios de transferencia de masa. Esquemáticamente se muestra en la figura No. 2.3, en la página 39. Una película de líquido desciende a través de la pared del tubo, a la vez que un gas circula por el núcleo del tubo en flujo paralelo o en contracorriente. La transferencia de masa desde la pared interior de un tubo hacia un fluido en movimiento, tal como ocurre en la torre de paredes mojadas, es importante por sus aplicaciones prácticas a flujo en tuberías. Aunque industrialmente ha tenido poco uso, ha sido un instrumento de gran utilidad en investigación. La superficie de contacto por unidad de volumen es pequeño, por lo que el equipo no es de importancia industrial. Sin embargo, ha sido de gran utilidad en estudios de investigación, ya que se puede medir la superficie de contacto y las condiciones de turbulencia en cada corriente son estándar y reproducibles. Además, por su sencillez, ha sido un instrumento valioso para verificar teorías sobre la transferencia de masa. (15) Asimismo, por su geometría simple, se ha utilizado para estudios de analogías entre los fenómenos de transporte. (3) Los resultados obtenidos en estas columnas han sido de aplicación para analogías en flujo en tubos circulares. (16)

La mayor parte de los datos que se han obtenido corresponden a la desorción adiabática de líquidos en el aire y menos para la transferencia hacia el líquido en movimiento. Se han utilizado torres de paredes mojadas en estudios de absorción, absorción con reacción química, extracción (15), así como en destilación. (10) En el caso de extracción, se utiliza una torre de paredes mojadas de diseño especial, en la cual se operan dos líquidos fluyendo en contracorriente, formándose una superficie de contacto cilíndrica estable entre los dos. El líquido que preferentemente moja la pared, forma la película de la pared y el otro líquido forma el núcleo. (15)

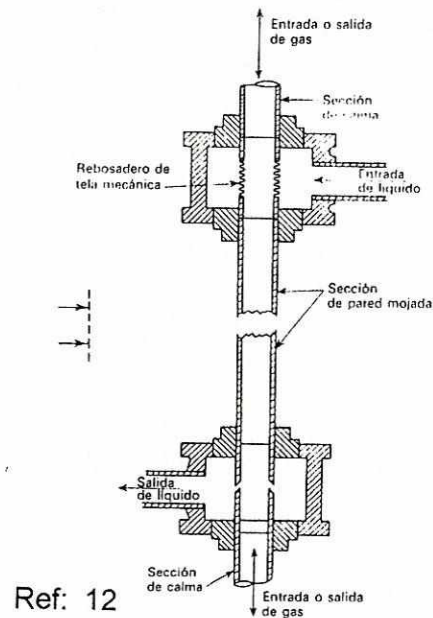


Figura No. 2.3

Torre de Paredes Mojadas

### 1. Transferencia de masa en la fase líquida

La transferencia de masa de un soluto desde la fase gaseosa hacia la fase líquida, es muy dependiente de las condiciones de superficie. (13) Si no hay olas, la transferencia puede ser examinada analíticamente, pues el régimen de flujo es laminar. El análisis, que hace uso de la ecuación de Navier-Stokes, da como resultado, para  $N_{Re} < 100$  o tiempos largos de contacto:

$$N_{Sh} = \frac{k_{L,pr} \delta}{D_{AB}} = 3.41 \quad (2-62)$$

y para  $N_{Re} > 100$  o tiempos grandes de contacto:

$$N_{Sh} = \left( \frac{3}{2\pi} \frac{\delta}{Z} N_{Re} N_{Sc} \right)^{1/2} \quad (2-63)$$

donde  $\delta$ =espesor de la película,  $Z$ = altura de la torre,  $N_{Re} = 4\Gamma/\mu$ ,  $\Gamma$ =flujo másico de líquido por unidad de perímetro húmedo.(16)

Los  $k_L$  obtenidos se pueden utilizar para calcular el flux promedio,  $N_{A,pr}$  que está dado por la ecuación:

$$N_{A,pr} = k_{L,pr} (C_{A,i} - \bar{C}_A)_M \quad (2-64)$$

Experimentalmente, se ha encontrado que los  $k_{L,pr}$  son mayores que los valores teóricos, debido a ondas o agitaciones no incluidas en el análisis. Estas ondas

comienzan a formarse aproximadamente a  $N_{Re}=25$ . (16) Para corregir dicho problema, se recomienda multiplicar los valores teóricos por 1.5, y tener en cuenta el efecto de las ondas. (5)

Las ecuaciones (2-61)- (2-63) se aplican a  $N_{Re}<1200$  en condiciones normales (G) y a  $N_{Re}>1200$  si se añaden humectantes que eliminan las agitaciones. (16) Los experimentos para medir los  $k$  incluyeron absorción y desorción de  $O_2$ , absorción de  $H_2$  y de  $CO_2$  en agua (13)

Se encontró en estudios con el sistema  $CO_2-H_2O$  y  $Cl_2-HCl-H_2O$ , que el flujo de gas no tenía efecto sobre los  $k_L$  para  $N_{Re}<2200$ . La presencia de ondas incrementa  $k_L$  significativamente. (13)

También se obtuvo por medio del análisis dimensional, una ecuación que incluye términos como el tiempo de contacto, que baja los  $k_L$  y formación de ondas, que eleva los  $k_L$ . La ecuación obtenida debe usarse con precaución y es (13):

$$\frac{k_L Z}{D_{AB}} = 0.433 \left( \frac{\mu_L}{\rho_L D_{AB}} \right)^{1/2} \left( \frac{\rho_L^2 g Z^3}{\mu_L^2} \right)^{1/6} \left( \frac{4\Gamma}{\mu_L} \right)^{0.4} \quad (2-65)$$

## 2. Transferencia de masa en la fase gaseosa

Los coeficientes de transferencia de masa para un líquido volátil, se determinan midiendo la velocidad de evaporación del líquido en el gas, a través de la superficie que es conocida. Sherwood y Gilliland (6) estudiaron la desorción adiabática de 9 líquidos, en flujo paralelo y en contracorriente, con lo cual abarcaron  $N_{Sc}$  desde 0.6 a 2.5 y variaron  $N_{Re}$  desde 2000 a 35000. El utilizar desorción de líquidos puros en lugar de absorción simplificó la técnica experimental y a la vez permitió estudiar la difusión de distintos vapores. Encontraron también que la película de líquido descendente no tenía influencia sobre la caída de presión debida a la fricción en el gas. Otro resultado interesante es que la velocidad del gas debía ser medida relativa al tubo y no relativa al líquido. La ecuación que correlacionaba todos los datos fue:

$$N_{Sh} = 0.023 N_{Re}^{0.83} N_{Sc}^{0.44} \quad (2-66)$$

aunque no pudieron establecer con exactitud el exponente 0.44, debido a los líquidos utilizados. Sus resultados se muestran en la figura No. 2.4, en la página 43. Los autores variaron el exponente 0.44 hasta encontrar el mejor ajuste de los datos. (6)

En otro estudio, se hizo fluir agua a través de tubos fabricados por compresión de sólidos poco solubles, con lo que se abarcó hasta  $N_{Sc}$  de 3000. La ecuación empírica que correlaciona estos datos, así como los de vaporización es:

$$N_{Sh} = 0.023 N_{Re}^{0.83} N_{Sc}^{1/3} \quad (2-67)$$

que es la ecuación que se toma como válida para transferencia de masa en tubos. (16)

Cuando aumenta la intensidad de la turbulencia, teóricamente se predice que  $N_{Re}$  tiende a la unidad, por lo cual para líquidos con  $N_{Sc} > 100$ , se aplica:

$$N_{Sh} = 0.023 N_{Re}^{0.88} N_{Sc}^{1/3} \quad (2-68)$$

Esta ecuación da valores de  $N_{Sh,pr}$  ligeramente menores para  $N_{Sc} = 20000$  hasta 100 000. (16)

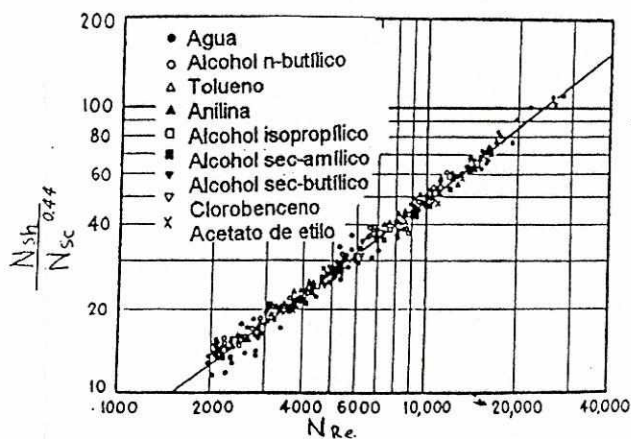


Figura No. 2.4

Correlación empírica de datos de desorción adiabática de líquidos

Un estudio para absorción de ácido sulfúrico por agua mostró que el coeficiente de transferencia era unas ocho veces el predicho por la ecuación (2-67), si el gas se hacía pasar a través de un agujero y el doble de grande, si se utilizaba un difusor tipo venturi. (15)

Por otro lado, un estudio para absorción de  $\text{NH}_3$  demostró que los  $k_G$  decrecían al aumentar la sección de calma. (13)

Haslam y Hershey (7) estudiaron la absorción de  $\text{SO}_2$  y  $\text{NH}_3$  por agua en una torre de paredes mojadas, con el fin de comprobar cuantitativamente la teoría de la doble resistencia a varias condiciones. Obtuvieron correlaciones empíricas para los coeficientes individuales  $k_L$  y  $k_G$ , en función de la temperatura, velocidad del gas, densidad y viscosidad del líquido. Comprobaron como válida la teoría de la doble resistencia.

Para absorción de HCl en agua, se encontró que  $k_G$  es proporcional a  $G^{1.8}$ , en un sistema con flujo paralelo, en lugar de  $G^{0.8}$  en la ecuación (2-65). En otro absorbedor de HCl de múltiples tubos, en flujo paralelo se encontró la ecuación:

$$K_G = \frac{1.66 \times 10^{-5}}{M_{pr}^{1.75}} N_{Re} \quad (2-69)$$

que también es válida para una unidad de un solo tubo. (13)

La torre de paredes mojadas también se utilizó para estudios cinéticos, en casos en los cuales una reacción química influya en la rapidez de absorción. Los estudios realizados, incluyeron absorción de  $\text{Cl}_2$  en aire con  $\text{FeCl}_2$ - $\text{FeCl}_3$  así como de  $\text{CO}_2$  o  $\text{Cl}_2$  en aire con  $\text{NaOH}$ . Los datos obtenidos se utilizaron para verificar teorías de estado inestable sobre la absorción, las cuales fueron confirmadas cualitativamente (15)

Para  $N_{Re} < 2000$ , el flujo en la tubería es laminar, y desaparece el núcleo turbulento. En esas condiciones, se aplican las leyes de difusión molecular. Se ha estudiado el problema teóricamente, asumiendo que no hay gradientes de velocidad o bien que existe una distribución parabólica de velocidades. Los análisis teóricos dan distintos resultados y no siempre corresponden a los datos experimentales. Experimentalmente se ha obtenido que una buena correlación para los datos es:

$$\frac{p_2 - p_1}{p_i - p_1} = 5.5 \left( \frac{w}{\rho D_{AB} Z} \right)^{-2/3} \quad (2-70)$$

donde  $p_1$  y  $p_2$  son las presiones parciales del gas que se difunde en la entrada y salida de la torre,  $p_i$  es la presión parcial del líquido en la pared y  $w$  es el flujo másico. (15)

### 3. Desempeño de la torre de paredes mojadas

El número de unidades de transferencia ( $N_{tG}$ ) y la altura de una unidad de transferencia ( $H_{tG}$ ), son conceptos utilizados en el diseño de equipo continuo de

transferencia de masa y son una medida de la dificultad de la separación. Su relación con la altura  $Z$  del equipo es:

$$Z = H_{tG} N_{tG} \quad (2-71)$$

Por lo general,  $N_{tG}$  se obtiene a partir de datos de equilibrio, balances de masa y de energía e incluye una integración a través del equipo. Este es un número fijo para las condiciones de entrada y salida y el grado de separación deseado en un proceso. Sin embargo, el tamaño real del equipo, no se puede conocer hasta tener la altura de una unidad de transferencia,  $H_{tG}$ , que depende directamente de la velocidad de separación. Conocer este valor para la torre de paredes mojadas es de interés, no sólo para obtener datos de diseño, sino también proporciona una base para comprender el mecanismo de transferencia de masa en este y otros sistemas. (15)

Una unidad de transferencia está dada en el caso evaporación por:

$$H_{tG} = \frac{k_Y a}{G'} \quad (2-72)$$

donde  $a=4/d$  en el caso de la torre de paredes mojadas. Esta ecuación puede combinarse con la (2-67) o con valores experimentales de  $k_Y$  para obtener la altura de una unidad de transferencia. En la figura No. 2.5, página 47, se muestran los valores teóricos para  $H_{tG}$  y  $k_Y$  obtenidos en función de  $N_{Re}$  y  $N_{Sc}$ . Estos valores se obtuvieron a

partir de un análisis matemático, y predicen valores de  $H_{tG}$  aproximadamente 20% mayores que los obtenidos al combinar (2-67) con (2-72). (15)

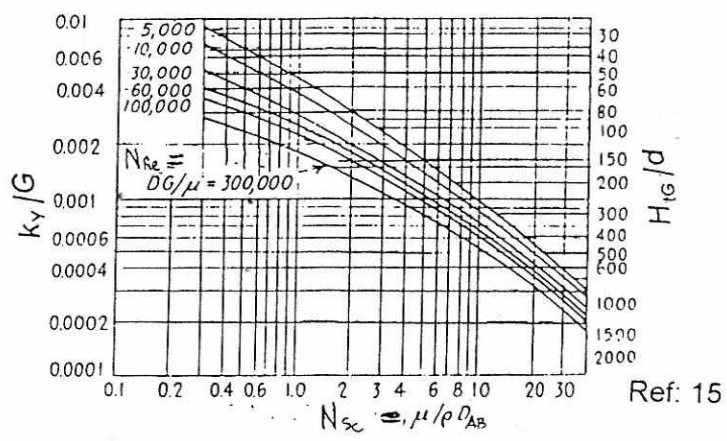


Figura No. 2.5

Valores teóricos para  $k_y$  y  $H_{tG}$  para una torre de paredes mojadas

Para el caso de la fase líquida, la definición de una unidad de transferencia es:

$$H_{tL} = \frac{\Gamma}{\rho k_L} \quad (2-73)$$

y al combinar la misma con (2-62) y (2-63), se obtienen:

$$H_{tL} = 0.29 \frac{\Gamma \delta}{\rho D_{AB}} \quad \text{para } N_{Re} < 100 \quad (2-74)$$

$$H_{tL} = \left( \frac{\pi \delta Z \Gamma}{6 \rho D_{AB}} \right)^{1/2} \quad \text{para } N_{Re} > 100 \quad (2-75)$$

Se conoce poco acerca de los factores que influyen en la resistencia en la fase líquida en las torres de paredes mojadas, ya que por lo general esta resistencia es mucho menor que la existente en la fase gaseosa. (15)

#### 4. Analogías

La torre de paredes mojadas, se ha utilizado para estudiar las analogías entre los fenómenos de transporte en tubos circulares. (16) Las características del equipo, permiten hacer estudios de transferencia de masa, de calor y de fricción bajo las mismas condiciones geométricas y con mediciones no muy complicadas.

Barnet y Kobe (1) estudiaron la relación entre transferencia de masa y de calor para vaporización de agua, así como la transferencia de calor en aceites calientes. Para la vaporización de agua, encontraron  $j_D=f/2$ , como lo predice la analogía de Chilton-Colburn, pero  $j_H/j_D=1.25$ . Encontraron también que la transferencia de calor estaba controlada por la resistencia del gas, con o sin transferencia de masa.

Jackson y Ceaglske (10) utilizaron una torre de paredes mojadas de diseño especial, con la cual pudieron comparar la destilación con la vaporización. Encontraron que la torre de paredes mojadas tiene una resistencia en la película líquida negligible, por lo que se pueden estudiar directamente las características del gas en destilación. El sistema estudiado fue la destilación del sistema 2-propanol-agua en reflujo total y parcial, así como la vaporización de cuatro líquidos distintos. Concluyeron que el factor  $j_D$  era adecuado para vaporización y destilación, cuando la turbulencia del gas se puede predecir por la fricción. Asimismo, obtuvieron el valor de  $\beta=1.15$  en la analogía de Sherwood-von Karman, para las condiciones de la columna.

Chilton y Colburn (3) compararon datos de diversos autores, para mediciones de transferencia de calor, de masa y de fricción en varios sistemas. Comprobaron que  $j_D=j_H=f/2$  era válido para varios sistemas de geometría simple, como torre de paredes mojadas, superficies planas y tubos. Recomiendan el uso de los factores  $j$  para estimaciones en el diseño.

Sherwood y Pigford (15) compararon las analogías de Reynolds, de Chilton-Colburn y de von Karman en una torre de paredes mojadas, con la ecuación empírica (66) y con datos experimentales de evaporación y destilación. El intervalo cubierto fue de  $N_{Sc}=0.1 - 5$ . Las curvas obtenidas por las analogías mostraron pocas diferencias, y la concordancia con los datos experimentales fue excelente, teniendo en cuenta el amplio rango cubierto. La analogía de von Kármán mostró una desviación máxima de 6% respecto a los datos experimentales y la de Chilton-Colburn no mostró desviación en  $N_{Sc}=0.54-0.72$ .

### 5. Inundación

La inundación es un fenómeno que ocurre cuando circula un líquido y un gas en contracorriente. Cuando el flujo de gas es muy grande, el gas arrastra al líquido y la caída de presión del gas aumenta con rapidez. Este fenómeno ocurre en torres empacadas (16). La inundación en la torre de paredes mojadas, cuando opera en contracorriente, puede suceder a altas velocidades del gas. La expresión que correlaciona los datos para la inundación es:

$$U_f = F_1 F_2 \left( \frac{\sigma}{\rho_g} \right)^{1/2} \quad (2-76)$$

donde  $U_f$  es la velocidad del gas en la inundación (m/s),  $F_1=1.22$  cuando  $d/\sigma > 1$ ,  $F_1=1.22(3.2 d/\sigma)^{0.4}$  cuando  $d/\sigma < 1$ ,  $F_2=(G'/L')^{0.25}$ ,  $G'/L'$  = relación de masas gas-líquido,

$d$ =diámetro (mm),  $\rho_g$ =densidad del gas ( $\text{kg/m}^3$ ),  $\sigma$ =tensión superficial (mN/m). La ecuación es válida para columnas hasta de  $d=50\text{mm}$ . (13)

## 6. Simulación

La torre de paredes mojadas es un simulador adecuado para un absorbedor de gases continuo y empacado. También es útil para estudiar la cinética en condiciones en las cuales la rapidez de reacción química afecta la rapidez de absorción. (15)

La simulación consiste en utilizar aparatos de laboratorio en los que se llevan a cabo experimentos de absorción, con el fin de predecir el comportamiento de los absorbedores industriales. En el diseño de tales equipos, existe la dificultad de conocer la solubilidad o difusividad de uno o varios solutos en una solución reaccionante con cinética desconocida. Lo anterior, justifica que se utilicen modelos de laboratorio simples con área interfacial definida y hacer experimentos donde se obtengan datos directamente aplicables al diseño. La meta es predecir el efecto de una reacción química en un absorbedor industrial a partir de pruebas en laboratorio con el mismo sistema gas-líquido, aunque los medios de agitación no sean los mismos. Se ha encontrado que este método de diseño, posee un grado de exactitud mejor que varios métodos. El método de simulación mencionado, no requiere de conocimiento detallado de solubilidades, difusividades o cinética de reacción, sino únicamente de  $k_L$  y  $k_G$ , los cuales pueden ser medidos fácilmente en el modelo de laboratorio (2)

Los tres criterios para la simulación son que deben tenerse valores idénticos de  $k_L$ ,  $k_G$  y  $a_M / V_L = a_i / \varphi$ , donde  $a_M$  es el área interfacial del modelo y  $V_L$  su volumen líquido, mientras que  $a_i$  es el área interfacial del equipo industrial y  $\varphi$  su retención. Estos criterios se pueden examinar según los casos específicos. Para el caso de la torre de paredes mojadas, se recomienda su uso como simulador para una columna empacada, basándose en el criterio de  $k_L$ . (2)

### 7. Equipo de película descendente

La torre de paredes mojadas o de película descendente, se utiliza en aplicaciones especiales, donde se requieren altas tasas de transferencia de calor, a la vez que se tiene una velocidad baja de transferencia de masa.(13) Los intercambiadores de película descendente, pueden considerarse como múltiples torres de paredes mojadas que operan simultáneamente. La caída de presión en estos aparatos, es menor que en cualquier otro aparato de contacto gas-líquido. (16)

El intercambiador de película descendente es un intercambiador convencional del tipo 1-1, diseñado para operar verticalmente. El líquido entra a la parte superior, con un gasto tal que los tubos no se llenen de líquido, sino que descienda por gravedad por las paredes interiores de los tubos formando una película delgada. Existen ecuaciones para obtener los coeficientes de transferencia de calor en dicha película. (11)

La película puede ser enfriada, calentada, evaporada o congelada con las condiciones apropiadas fuera de los tubos. Las principales ventajas, son una alta tasa

de transferencia de calor, ninguna caída de presión interna, tiempo de contacto corto, tubos accesibles para limpieza fácil y prevención de fugas de un lado a otro. Se utilizan estos intercambiadores en aplicaciones muy especiales, como condensadores y enfriadores que operan con agua de desecho. También se utilizan en evaporadores para concentrar alimentos o químicos sensitivos al calor, como jugos de fruta, urea, nitrato de amonio, ya que tienen la característica de que el líquido no se sobrecalienta al pasar por el intercambiador. Otra aplicación es en el congelamiento de la fase líquida, lo cual se utiliza en producción de hielo y en la separación de paradiclorobenceno. Se utiliza congelamiento selectivo para separar isómeros. (14) En el caso de absorción, se utilizan haciendo fluir una película del absorbedor, mientras que el gas contaminado fluye en paralelo o contracorriente. Al mismo tiempo, se enfrían los tubos por agua que circula en el exterior. (16) Un ejemplo es la absorción de ácido clorhídrico con agua, en donde la absorción produce gran cantidad de calor, utilizando tubos de grafito. Una planta que obtiene HCl a partir de desechos orgánicos clorinados, ha utilizado tres de estos absorbedores en serie, con una capacidad de 7000 lb/h de desechos. (9)

### 8. Datos de diseño

Los diseños de torres de paredes mojadas encontrados en la literatura, muestran que la torre puede dividirse en tres partes: sección de calma inferior, sección mojada y sección de calma superior. La sección mojada es donde la fase gaseosa y la fase líquida entran en contacto y ocurre la transferencia de masa. Las secciones de calma, son una extensión de la tubería por arriba y por debajo de la entrada del líquido, y sirven para minimizar los efectos de la turbulencia del gas en la sección mojada.

Los parámetros de diseño más importantes, son el diámetro interno de la tubería y la longitud de cada una de las secciones de la torre. Estos parámetros varían en cada uno de los diseños existentes, así que para compararlos, se han expresado las distintas longitudes en relación al diámetro interno de la torre. En el cuadro No.1, en la página 55, se presentan algunos datos de diseño para las torres de paredes mojadas que se han construido con anterioridad.

El resumen que se ofrece a continuación, fue elaborado en base a las referencias dadas en el cuadro. Se utilizan termómetros para medir la temperatura de entrada y de salida del gas y del líquido. El gas se ha hecho circular con ventiladores, y su flujo del gas se ha medido ya sea con medidores de orificio o con rotámetros. El líquido se hace descender por gravedad, en algunos casos se recircula con una bomba. El flujo del líquido se ha medido de manera directa (probetas y cronómetro), con rotámetros o con orificios. Por lo general, el flujo de líquido se mantiene constante durante las corridas. En el caso de evaporación de agua, la velocidad de vaporización se puede medir determinando la humedad del aire a la entrada y a la salida de la columna. Si se evaporan otros líquidos, es necesario tener un recipiente graduado que permita determinar la cantidad que se evapora en un tiempo determinado. En el caso de absorción, la concentración del soluto en el gas entrante se fija con una corriente medida de soluto que se mezcla con el gas acarreador. Luego se determinan las concentraciones del soluto a la entrada y salida de la columna. Algunas columnas incluyen calentadores de vapor o eléctricos colocados en distintas partes, como en la entrada del líquido, en la entrada del aire, o bien sobre toda la sección mojada.

Cuadro No.2.1

Datos de diseño para torres de paredes mojadas (Sistema agua-aire)

	Diámetro* d	Longitud			Flujos (g/min)		Referencia
		Calma Inferior	Sección Mojada	Calma Superior	Agua	Aire	
cm	2.67	150	117	150	790	44-625	15
No.d**	1	56	44	56			
cm	2.54	152.4	121.9	91.4	213-680	22-417	1
No.d**	1	60	48	36			
cm	3.82	114.6	183.4	53.5		80-800	10
No.d**	1	30	48	14			
cm	7.62		91.4		1800	3-150	7
No.d**	1		12				
cm	2.64		169.1		520	40-180	3
No.d**	1		64				

\* d es el diámetro interno de la torre de paredes mojadas

\*\* No.d se refiere al número de diámetros y se obtiene dividiendo la longitud dentro del diámetro. Por ejemplo,  $150 \text{ cm} / 2.67 \text{ cm} = 56$ .



### III. JUSTIFICACION

La torre de paredes mojadas, es un equipo que ha sido de gran importancia y utilidad para comprender los principios fundamentales de la transferencia de masa. Este equipo tiene características únicas, como sencillez de su diseño, reproducibilidad en los regímenes de flujo y área interfacial conocida, lo cual permite aislar, identificar y relacionar las variables involucradas en la transferencia de masa. Aunque no ha tenido importancia comercial, ha sido un valioso instrumento en investigación, docencia y simulación de procesos. Los principios derivados de la torre de paredes mojadas forman la base para el diseño de equipos industriales.

El montaje de una torre de paredes mojadas en el Laboratorio de Operaciones Unitarias de la Universidad del Valle, permitirá la realización de nuevas prácticas que en la actualidad no se pueden llevar a cabo con otros equipos. Principalmente, se utilizará para obtener coeficientes de transferencia de masa y verificar teorías sobre el comportamiento análogo entre los fenómenos de transporte. Estos principios se estudian hasta ahora únicamente en forma teórica, por lo que las nuevas prácticas complementarán la formación profesional de los estudiantes en cuanto a la transferencia de masa.

La torre de paredes mojadas es muy didáctica, puesto que los principios se presentan de manera clara y sencilla. Ello es especialmente importante en transferencia de masa, puesto que sus fundamentos son más complejos que los de

transferencia de calor o flujo de fluidos. Con las prácticas que se llevan a cabo en este equipo se refuerza lo estudiado en la teoría y se desarrolla la habilidad para aplicar principios, que luego se pueden utilizar para resolver problemas más complejos.

Por la sencillez del diseño, la torre de paredes mojadas puede construirse, operarse y ser mantenida fácilmente con los recursos disponibles en la Universidad del Valle de Guatemala, lo cual garantiza que no quedará en desuso, ya sea por falta de técnicos calificados o de repuestos.

## IV. OBJETIVOS

### A. Generales

- 1) Diseñar y construir una torre de paredes mojadas en el Laboratorio de Operaciones Unitarias de la Universidad del Valle de Guatemala.
- 2) Diseñar prácticas de transferencia de masa que se llevarían a cabo en el equipo construido.

### B. Específicos

- 1) Poner en marcha y probar el desempeño de la torre.
- 2) Comparar los resultados experimentales de la torre, en cuanto al diseño y funcionamiento, con los datos teóricos disponibles en la literatura.
- 3) Elaborar un manual de operación del equipo.
- 4) Probar las prácticas de laboratorio diseñadas para asegurar su buen desempeño, previo a utilizarlas en el programa del Laboratorio de Operaciones Unitarias.
- 5) Presentar un informe económico sobre los costos del equipo.



## V. PROBLEMA A RESOLVER

En el Laboratorio de Operaciones Unitarias de la Universidad del Valle no se cuenta con un equipo con las características de la torre de paredes mojadas. Por ello, no se realizan prácticas sobre coeficientes de transferencia de masa, ni sobre las analogías entre los fenómenos de transporte.



## VI. METODOLOGÍA

La metodología seguida, fue similar a la empleada en la instalación de equipos industriales:

- 1) Diseño del equipo: Incluyó dimensionamiento, elaboración de planos, especificación de la instrumentación, especificación de máquinas de potencia y elección de materiales de construcción..
- 2) . Montaje del equipo: Consistió en construir e instalar la torre de paredes mojadas y su estructura en el Laboratorio de Operaciones Unitarias de la Universidad del Valle.
- 3) . Puesta en marcha del equipo: Se realizaron pruebas preliminares que tenían como fin determinar si el equipo operó según las condiciones de diseño. Se modificaron las partes del diseño que no funcionaban adecuadamente.
- 4) Diseño y realización de prácticas: En base a la teoría y las características únicas de la torre de paredes mojadas, se diseñaron prácticas de laboratorio sobre transferencia de cantidad de movimiento, transferencia de calor y transferencia de masa. Las prácticas se probaron para asegurar que fueran adecuadas y cumplieran con sus objetivos. Estas prácticas serán ejecutadas de manera regular por los estudiantes del Laboratorio de Operaciones Unitarias.

5) Elaboración de un manual de operación del equipo: Elaboración del documento que presenta paso a paso la forma como debe ser operado el equipo para que opere adecuadamente.

6) Elaboración de un análisis económico sobre los costos del equipo.

## VII. RESULTADOS

### A. Diseño y Montaje de la Torre

#### 1. Estructura

La estructura se diseñó y construyó con el fin de sostener el equipo y proporcionar un área de trabajo en la parte superior de la torre. Por ello, además de considerar la torre y sus aditamentos, se incluyeron dos plataformas para el operador de la torre, en la parte frontal y trasera. La estructura se construyó en dos secciones, una inferior con tubos gruesos y otra superior con tubos más delgados. Las dimensiones se muestran en el plano No.7.1 y se puede ver una proyección en el plano No.7.2, que se encuentran en las páginas 69 y 71, respectivamente.

La parte inferior de la estructura se construyó a partir de tubos de caldera viejos, de 2" de diámetro, que estaban disponibles en el Laboratorio de Operaciones Unitarias. Los tubos estaban oxidados y eran irregulares, por lo que se lijaron y se cortaron sus puntas, quedando aproximadamente de 1.65 m de largo. Se requerían seis columnas de 2.00 m de largo, por lo que se alargaron seis tubos soldándoles un trozo de 0.35 m. Las dos columnas interiores, se agregaron para sostener la torre de paredes mojadas. Las vigas se cortaron todas de 1.35 m de largo y se elaboró con el esmeril una media luna en las puntas. De esta forma, las vigas encajaban con las columnas a través del borde y se podía aplicar soldadura en toda la circunferencia. Para la construcción, se soldaron primero los marcos frontal y trasero con dos vigas y dos columnas cada uno. Luego se armó la estructura total agregando las vigas faltantes y las dos columnas

interiores. Las dos vigas laterales, se colocaron 5 cm por debajo de las vigas frontal y trasera, con el fin de tener un marco para colocar tablas que sirven de plataforma. Las plataformas se colocaron en la parte frontal y trasera. Los agujeros en los tubos se taparon con tapones de hule No. 9 y No.10 y se pintaron.

La parte superior de la estructura se construyó a partir de dos tubos galvanizados de 1" de diámetro nominal y 6 m de largo. Se cortaron cuatro columnas de 2.00 m cada una y diez vigas de 0.40 m cada una, para un total de 12 m ( $4 \times 2 + 10 \times 0.4 = 12$ ). A las vigas se les elaboró una media luna en sus extremos, para encajarlas en las columnas. Se aplicó ácido clorhídrico en los lugares donde se iba a soldar, para remover el galvanizado y lograr así una buena soldadura. En la parte lateral de la estructura, se colocaron tres vigas, mientras que en el frente y parte trasera únicamente dos. De esta manera se logró rigidez, a la vez que quedaba visibilidad y bastante espacio para trabajar con la torre de paredes mojadadas.

Se elaboraron dos plataformas para los recipientes de líquido. Los marcos de las plataformas se construyeron con hierro angular de  $3/8" \times 1/4"$ . El marco inferior se soldó a 1 m de altura entre las columnas interiores y una viga. El marco superior se colocó a 4 m de altura en la parte superior de la estructura y se le soldaron varillas de hierro en diagonal para sostenerla. Para dar mayor rigidez a las plataformas donde trabajan las personas, se soldaron dos vigas de hierro angular a cada lado.

Después de la soldadura, se pulieron todas las uniones con el esmeril. Donde había agujeros, se aplicó nuevamente soldadura. Después de ello, se aplicó una capa de pintura anticorrosiva y luego pintura de aceite para el acabado final.

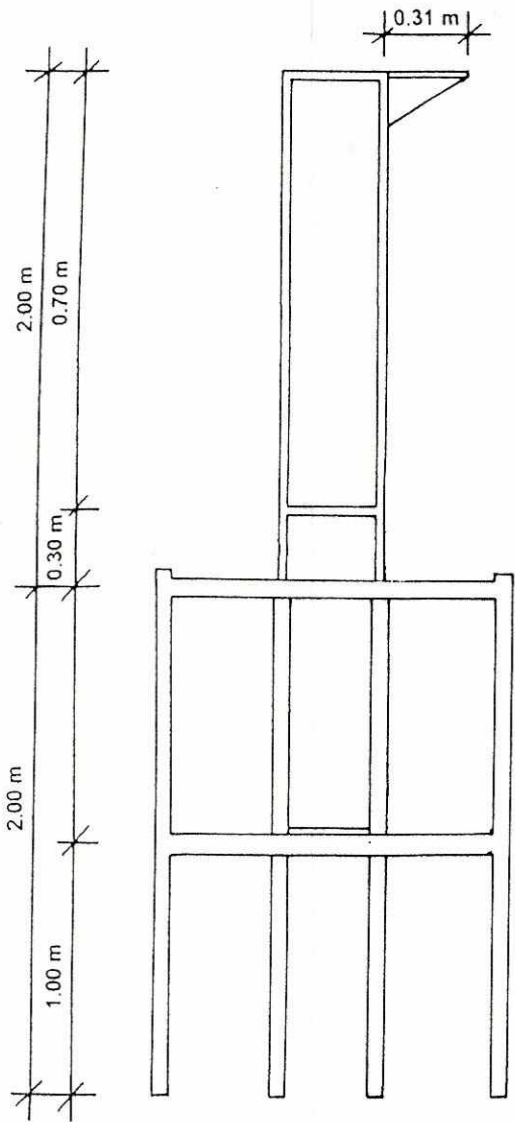
## 2. Plataformas

Todas las plataformas se elaboraron de tablas de pino. La mayor parte de las tablas se cortaron de tablones abandonados en el Laboratorio de Operaciones Unitarias, comprando únicamente los pedazos faltantes. Las tablas se limpiaron con cepillo y luego se pintaron con anticorrosivo diluido, para cerrar los poros de la madera. Luego se aplicó pintura de aceite para dar el acabado final. Las tablas de las plataformas donde trabajan las personas, se fijaron a la estructura con tornillos, a los que por seguridad se les cortó la punta una vez estuvieron colocados. Los tablones para sostener los tanques, sólo se pusieron sobre el marco formado por el angular.

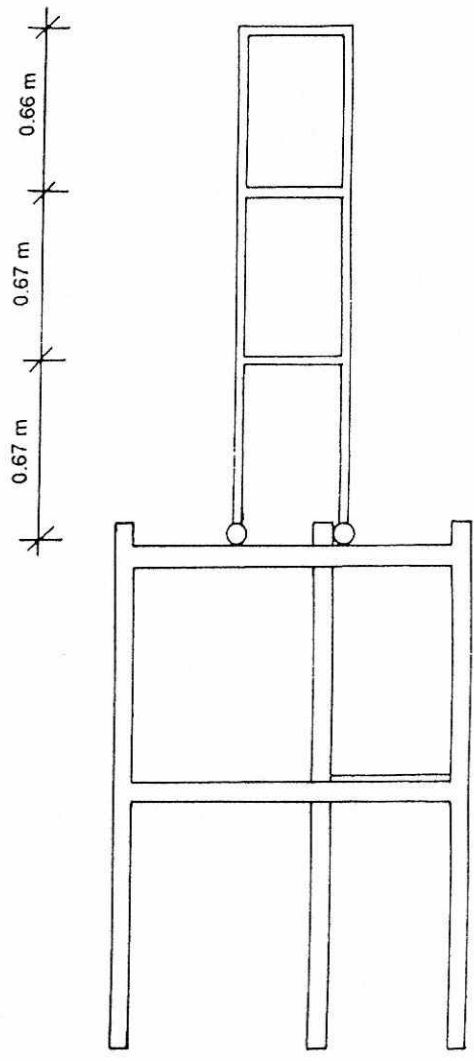
## 3. Pinzas

Se adaptaron pinzas universales de laboratorio para sostener la torre de paredes mojadas. Estas pinzas tienen en un extremo un tornillo que sirve para sostener la pinza sobre un soporte. Este tornillo, se removió y en su lugar se atornillaron unas varillas de hierro a las que se les soldó una rosca de tornillo. Un extremo de las varillas, se soldó a la estructura, atornillando luego la pinza en su otro extremo. Este diseño, permitió que las pinzas pudieran ajustar su distancia, variando la distancia en que se enrosca el tornillo. Se colocaron 10 pinzas a distintas alturas.

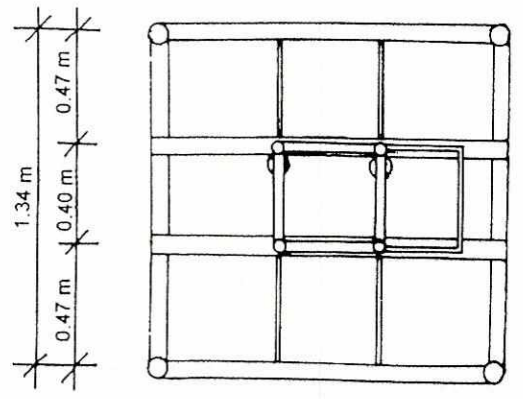
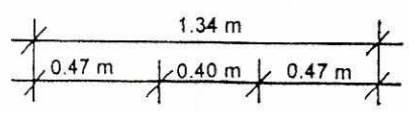




ELEVACION



PERFIL

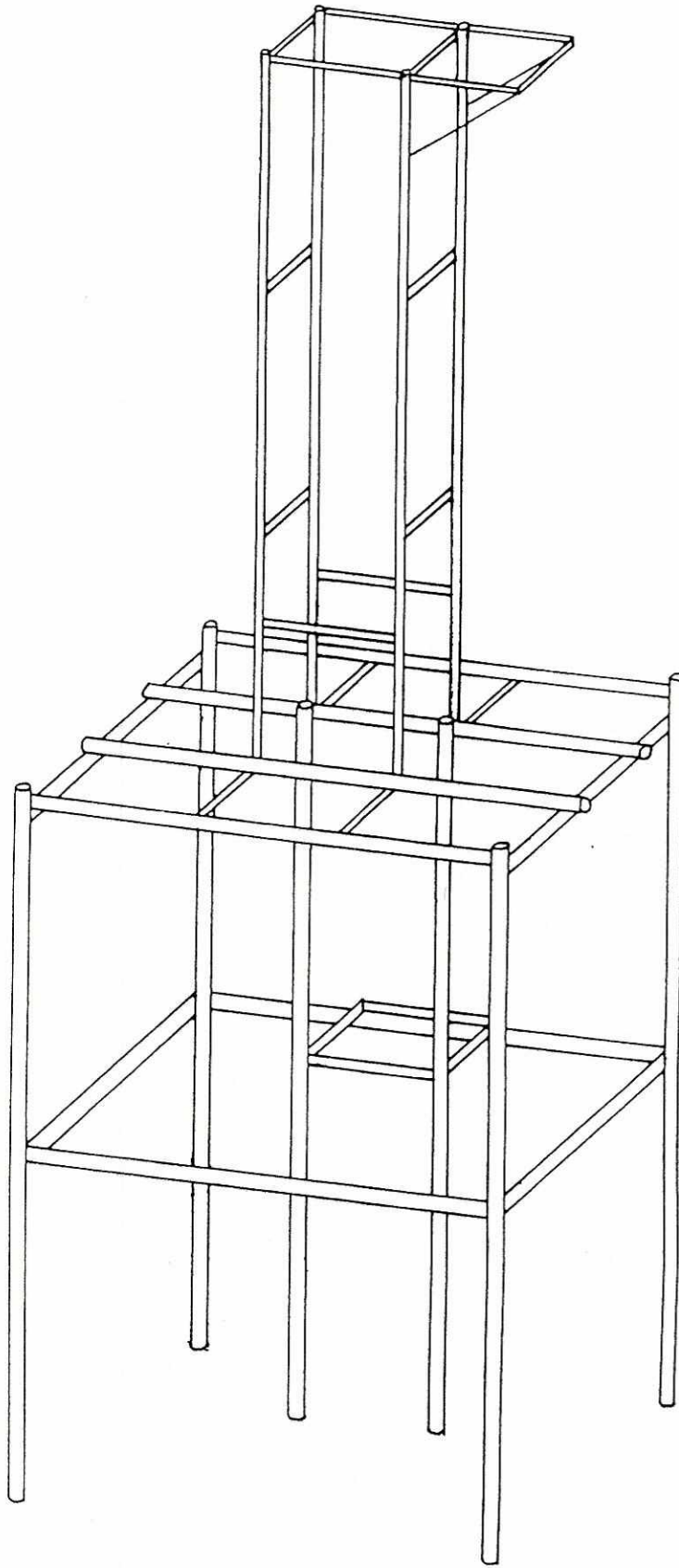


PLANTA

ESCALA 1:30

UNIVERSIDAD DEL VALLE DE GUATEMALA	
TORRE DE PAREDES MOJADAS	
DISEÑO: JORGE RAMOS R.	7.1
ESTRUCTURA	





PROYECCION

UNIVERSIDAD DEL VALLE DE GUATEMALA	
TORRE DE PAREDES MOJADAS	
DISEÑO: JORGE RAMOS R.	
ESTRUCTURA	

7.2



#### 4. Distribuidores de líquido

Los distribuidores de líquido son una de las partes más importantes de la torre de paredes mojadas. El distribuidor superior tiene como fin, alimentar el líquido a la sección mojada, de tal manera que se forme una película uniforme en su pared, a la vez que permite que el gas fluya hacia la sección de calma superior. El distribuidor inferior, tiene como fin recolectar el líquido proveniente de la sección mojada, teniendo que evitar que el líquido caiga hacia la sección de calma inferior. Las dimensiones aproximadas se basaron en el diseño de Jackson & Ceakgliske (Ref.10), quienes encontraron que sus distribuidores permitían la formación de una buena película de agua a toda temperatura, así como de líquidos orgánicos a bajas temperaturas.

Por facilidad, los distribuidores se elaboraron a partir de recipientes plásticos herméticos disponibles comercialmente. Se adquirieron recipientes transparentes, con el fin de poder observar el funcionamiento de los distribuidores. Los detalles que se explican a continuación están ilustrados en el plano No.7.3, en la página No.77.

El distribuidor superior consta de un cilindro donde el líquido entra por la tapadera. El nivel se va elevando hasta llegar a una pequeña abertura hacia la columna. En los diseños originales, la abertura es biselada a 45° hacia arriba, por donde sale el líquido y forma la película descendente. Durante la operación, el líquido y el bisel forma un tapón que evita que el gas ingrese al distribuidor. En el diseño actual, no fue posible elaborar el bisel y en su lugar se colocó un pequeño embudo plástico fabricado a partir de la parte superior de una botella plástica. El embudo se fabricó de tal manera que dejara una abertura mínima entre el mismo y la pared del tubo de vidrio.

El distribuidor inferior consta de un cilindro que recolecta el líquido y lo descarga por su parte inferior. En los diseños originales, el líquido proveniente de la columna cae hacia el distribuidor a través de una abertura biselada a 45°, y no cae hacia la sección de calma inferior por efectos de capilaridad. En el diseño actual, se redujo un poco el diámetro de la sección de calma inferior. Se fabricó un reductor de bordes curvados a partir de un tapón de PVC de 1", al que se le hizo un agujero y se le pegó un trozo de tubo de PVC de 3/4". Este tapón, se colocó sobre la sección de calma inferior. El líquido proveniente de la torre, resbala por las paredes de este reductor, alrededor de la salida de aire, con lo cual todo el líquido cae hacia el distribuidor.

Para fabricar los distribuidores, se hicieron agujeros del diámetro requerido en la tapadera y en el recipiente. En el PVC las piezas se aprisionaron entre dos piezas de PVC y empaques de hule. En el vidrio, se utilizó resina y fibra de vidrio. Para sostener los distribuidores se necesitaba de una base, la que se fabricó en el caso del PVC con un reductor al que se le cortó una sección, y en el caso del vidrio se fabricó con fibra de vidrio. La salida de líquido en el distribuidor inferior se fabricó con una rosca de tubo de bicicleta, el cual se atornilló. Las tomas de temperatura y la entrada de líquido se hicieron con tubo de CPVC de 1/2", y se pegaron con un epóxido. En el caso de las tomas de temperatura, se agregó un tubo de aluminio del diámetro de los termómetros.

En la sección de calma inferior, se colocó una toma de presión y otra de temperatura antes del distribuidor. En la sección de calma superior, se colocaron una toma de presión y una de temperatura después del distribuidor. En los lugares donde se iba a hacer un agujero, se reforzó el PVC con coplas. Las tomas de presión se

hicieron con un agujero de 1/8" en la pared del PVC y luego se pegó un tubo de aluminio de mayor diámetro en la copla. Para las tomas de temperatura, el agujero en el tubo era del mismo tamaño que el agujero en la copla.

En la sección de calma superior, se requería de un termómetro de bulbo húmedo, por lo que se fabricó un recipiente a partir de una tapadera de 2" y una copla, que sirve para sumergir la camisa del termómetro de bulbo húmedo. El agujero del termómetro de bulbo húmedo se hizo de suficiente diámetro para que ingrese el termómetro y su camisa. Se hizo una pieza curvada con CPVC, que tiene como fin poder doblar la camisa hacia el recipiente. La camisa se fabricó con tela de algodón y se hizo una costura donde ingresa el termómetro. Durante la operación, el recipiente se llena de líquido y la camisa permanece saturada.

#### 5. Torre de Paredes Mojadas

Para poder hacer prácticas se requiere no solo de la torre en sí, sino de sistemas para el flujo de líquido y de gas, así como de instrumentación. A continuación se explican las distintas partes del conjunto completo. Toda esta información se encuentra ilustrada en el plano No.7.4, página 79.

La torre consta de tres partes: sección de calma inferior, sección mojada y sección de calma superior. Las secciones de calma sirven para minimizar los efectos de la turbulencia a la entrada y salida de la sección mojada. La sección mojada es donde la fase gaseosa y la fase líquida entran en contacto y ocurre la transferencia de masa.

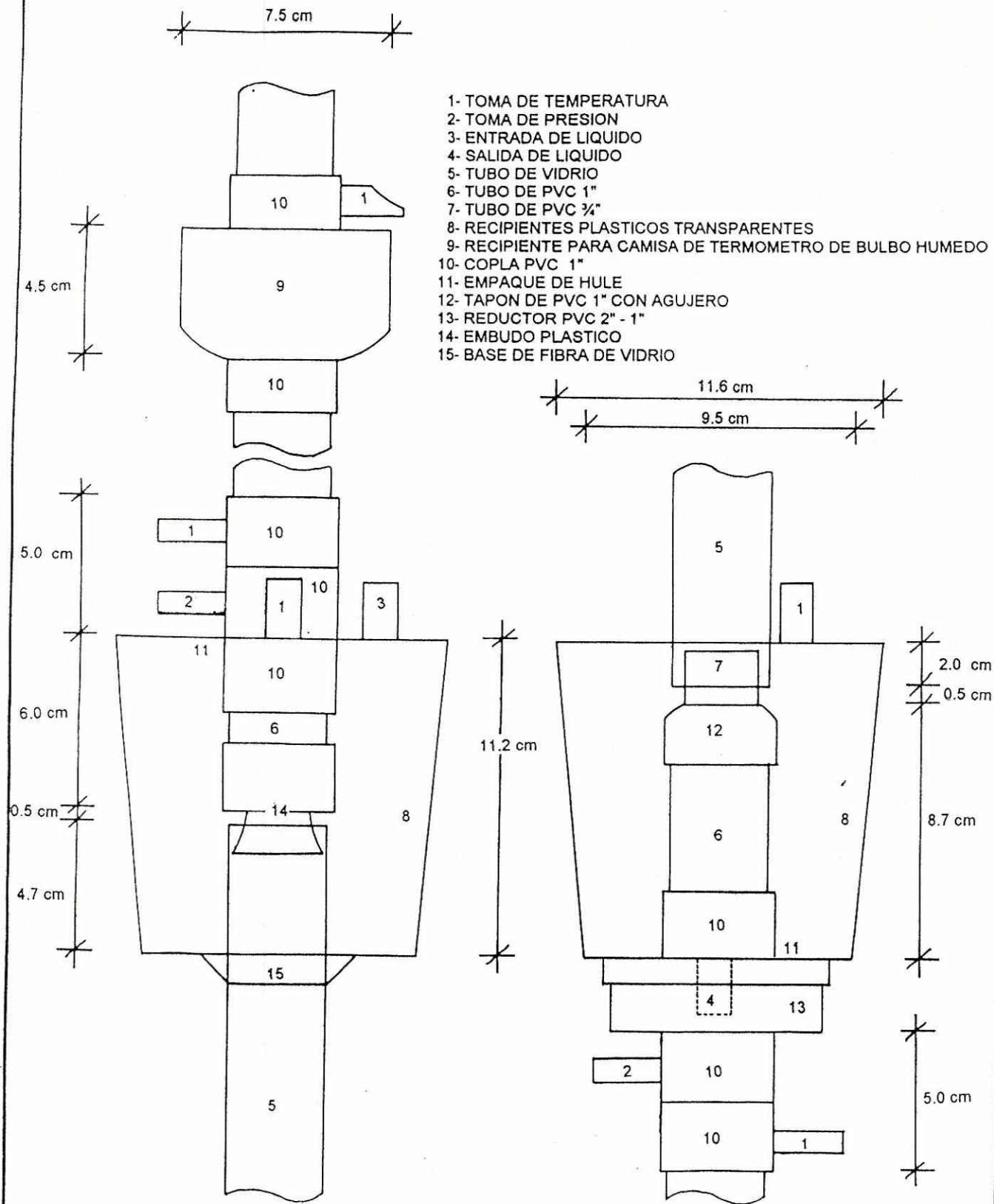
Revisando los diseños de la literatura (ver cuadro No.2.1, página 55) se han utilizado de 30-60 diámetros para la sección de calma inferior, de 14-56 diámetros para la sección de calma superior y de 44-64 diámetros para la sección mojada (en el cuadro No.1 se incluye una torre de 12 diámetros para la sección mojada, pero tiene características especiales).

Puesto que el fenómeno de transferencia ocurre en la sección mojada, se construyó dicha sección a partir de tubo de vidrio Pyrex. El tamaño estándar de los tubos es de 1.20 m, así que hubo necesidad de añadir un tramo de 0.61 cm. La unión se hizo con resina y fibra de vidrio. Se procuró que los bordes de los tubos en la unión estuvieran bien lisos para garantizar una superficie continua.

La sección de calma inferior y la superior se hicieron con tubos de PVC, de 1" de tamaño nominal. En dichos tubos se fabricaron las tomas de presión y temperatura.

En el diseño actual, se escogió 52 diámetros para la calma inferior, 58 para la sección mojada y 39 para la superior. Ello da las siguientes longitudes, considerando además que el vidrio y el PVC tienen distintos diámetros internos:

Calma inferior:	PVC	52 ( $3.007 \times 10^{-2} \text{m}$ )= 1.56 m
Sección mojada:	VIDRIO	58 ( $3.120 \times 10^{-2} \text{m}$ )= 1.81 m
Calma superior:	PVC	39 ( $3.007 \times 10^{-2} \text{m}$ )= 1.17 m
Total :		4.54 m.



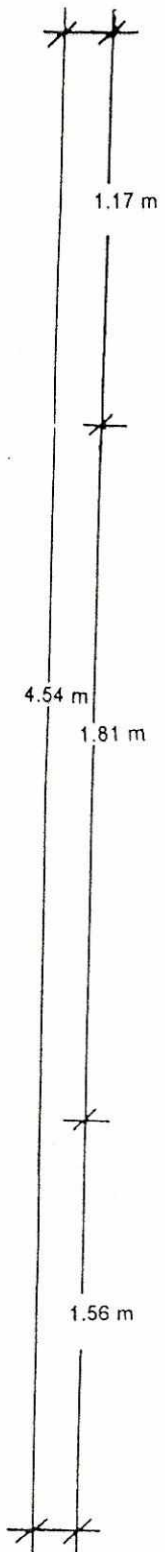
SUPERIOR

INFERIOR

ESCALA 1:2

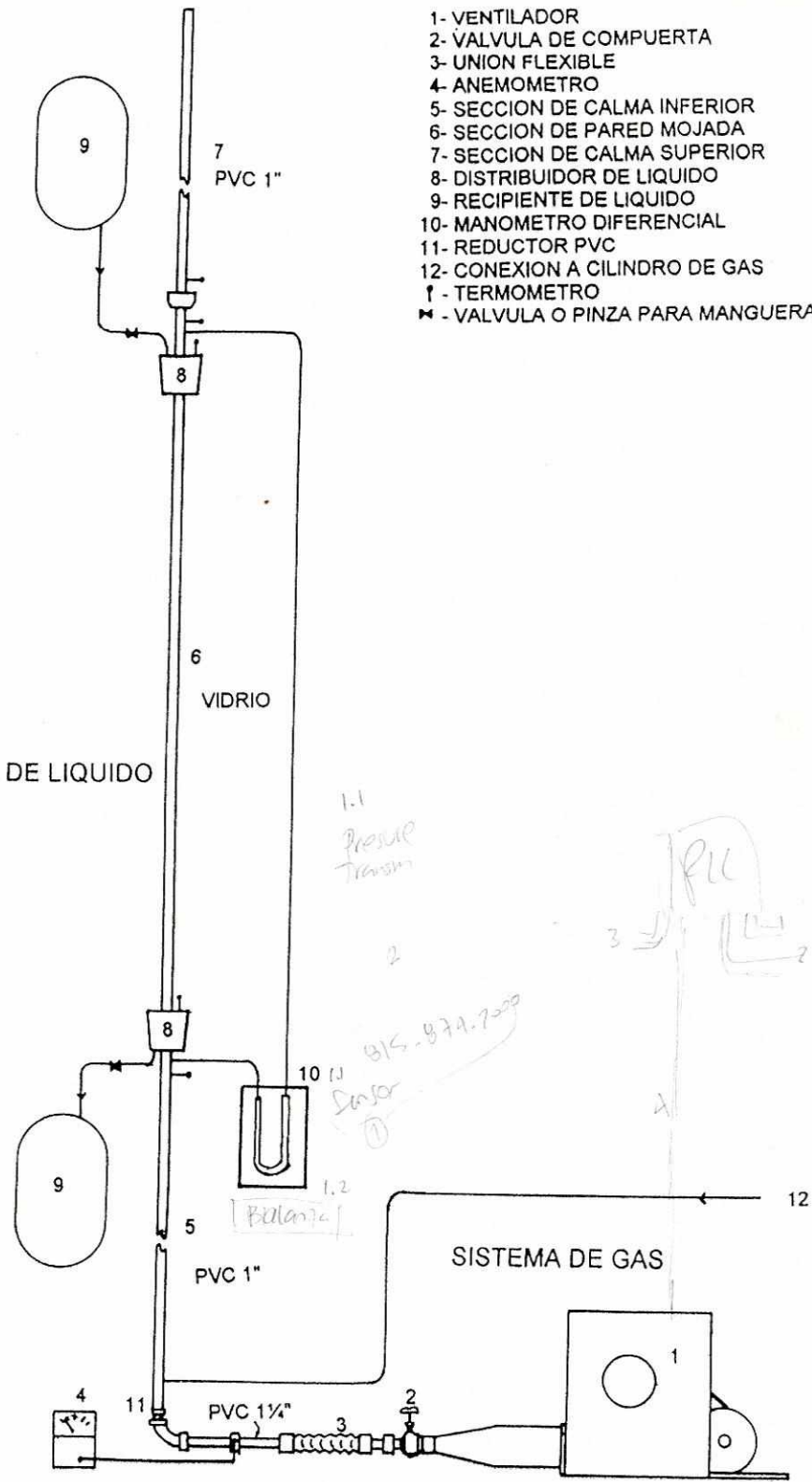
UNIVERSIDAD DEL VALLE DE GUATEMALA	
TORRE DE PAREDES MOJADAS	
DISEÑO: JORGE RAMOS R.	7.3
DISTRIBUIDORES DE LIQUIDO	





- 1- VENTILADOR
- 2- VALVULA DE COMPUERTA
- 3- UNION FLEXIBLE
- 4- ANEMOMETRO
- 5- SECCION DE CALMA INFERIOR
- 6- SECCION DE PARED MOJADA
- 7- SECCION DE CALMA SUPERIOR
- 8- DISTRIBUIDOR DE LIQUIDO
- 9- RECIPIENTE DE LIQUIDO
- 10- MANOMETRO DIFERENCIAL
- 11- REDUCTOR PVC
- 12- CONEXION A CILINDRO DE GAS
- ↑ - TERMOMETRO
- ✱ - VALVULA O PINZA PARA MANGUERA

SISTEMA DE LIQUIDO



SISTEMA DE GAS

ESCALA 1:20

UNIVERSIDAD DEL VALLE DE GUATEMALA	
TORRE DE PAREDES MOJADAS	
DISEÑO: JORGE RAMOS R.	7.4
DIAGRAMA GENERAL	



Debido al diseño de los distribuidores, la longitud del tubo de vidrio donde ocurre la transferencia de masa es aproximadamente de 1.76 m, y el área de transferencia correspondiente es de 0.1725 m<sup>2</sup>.

## 6. Instrumentación

A continuación se detalla la instrumentación requerida en la torre de paredes mojadas.

- **Manómetro diferencial:** Se utiliza para medir la caída de presión en la sección mojada de la torre, se fabricó a partir de manguera de Tygon de ¼", colocada en forma de U sobre una tabla con una escala en papel milimetrado.
- **Anemómetro:** Se utiliza para medir la velocidad del aire y determinar su flujo. Se instaló una toma en la parte inferior de la torre, donde el tubo es de 1¼". Originalmente se había colocado una toma en el tubo de 1", pero el sensor del anemómetro era mayor que el diámetro del tubo y se obtenían lecturas erróneas. La toma se hizo reforzando el tubo de 1¼" con una copla y luego colocando un tubo de aluminio donde se inserta el sensor del anemómetro.
- **Termómetros de líquido:** Se coloca uno en cada distribuidor y se utilizan para medir la temperatura del líquido a la entrada y a la salida de la sección mojada.
- **Termómetros de bulbo seco:** Se coloca uno en la sección de calma superior y otro en la inferior, sirven para medir la temperatura del aire a la entrada y a la salida de la sección mojada.

- Termómetro de bulbo húmedo: Se coloca en la sección de calma superior y sirve para determinar la humedad del aire a la salida de la torre.
- Psicrómetro: Se utiliza para determinar la humedad del aire en el ambiente, que es la humedad del aire que ingresa a la torre.
- Cronómetro: Para medir el flujo de líquido.

### 7. Sistema de líquido

Este sistema debe alimentar líquido de manera continua al distribuidor superior, de tal forma que se establezca una película en la sección mojada. Además el sistema debe alcanzar el estado estable al llevar a cabo las mediciones.

Se decidió que el líquido descendiera por gravedad, ya que las bombas disponibles comercialmente y en el Laboratorio de Operaciones Unitarias no manejaban los flujos requeridos por la torre. El líquido fluye desde un tanque superior a uno inferior. El flujo de líquido se puede medir directamente a medida que cae en el recipiente inferior, con una escala graduada y un cronómetro. Este sistema mostró ser adecuado para la formación de la película.

El tanque inferior se colocó a 1 m de altura y se le dejó una salida para el líquido, con lo cual podría añadirse en el futuro una bomba especial.

La tubería utilizada para el líquido fue manguera de Tygon de  $\frac{1}{4}$ ", adecuada para los flujos bajos. Para regular los flujos se utilizan pinzas para manguera tipo Hoffmann, o bien la válvula del recipiente superior.

#### 8. Sistema de gas

Para proporcionar el flujo de aire se utiliza un ventilador. Se adaptó un ventilador que estaba sin uso alguno en el Laboratorio de Operaciones Unitarias. Se fabricó un ducto en un taller local, para cambiar el flujo de la sección rectangular a la salida del ventilador hacia tubo de  $1\frac{1}{4}$ ". Las dimensiones del ducto y del ventilador se muestran en el plano No.7.5, página 85. El rodete tiene las aspas curvadas hacia atrás. El ventilador cuenta con cuatro poleas de distintos diámetros, lo que permite variar su velocidad de rotación. El motor es de  $\frac{1}{2}$  hp (0.363 W) y su velocidad de rotación es de 1745 rpm. Las velocidades de rotación que pueden obtenerse con las poleas son: 5235, 4190, 2790 y 1745 rpm. Se encontró en la práctica que la velocidad de rotación 2790 rpm era la adecuada para la operación de la torre. Las velocidades mayores inundaban la torre, mientras que la más baja no permitía abarcar un amplio intervalo de velocidades.

A la salida del ducto se colocó una válvula de compuerta para regular el flujo de aire, después se colocó una manguera flexible para absorber la vibración del ventilador. La conducción a la salida del ventilador es principalmente de tubería de  $1\frac{1}{4}$ ", y se colocó un reductor después del codo. Se colocó un codo de curva ancha, para reducir la caída de presión en el mismo.

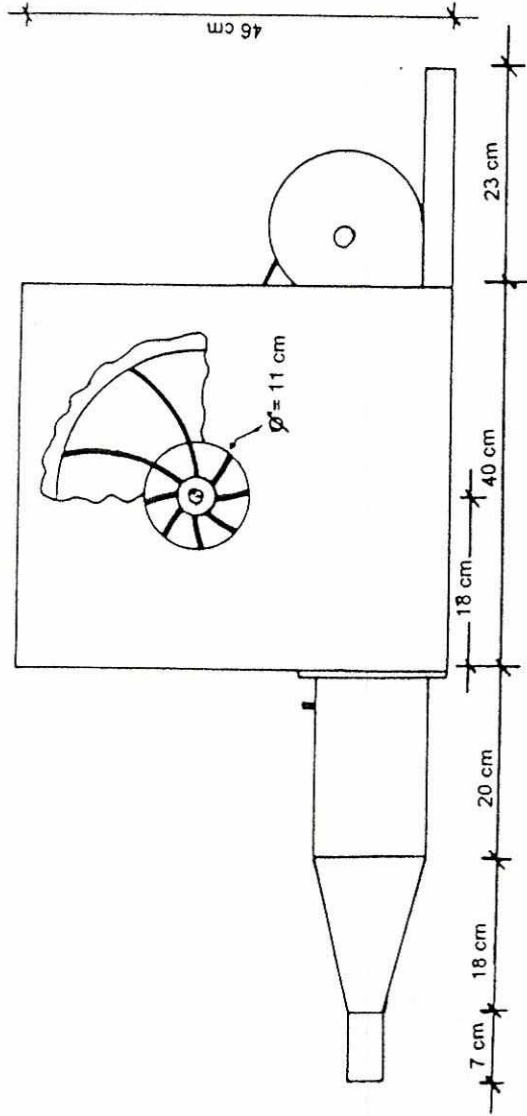
A la entrada de la sección de calma inferior se dejó una entrada con rosca plástica por donde se puede conectar un cilindro de gas.

La caída de presión del ventilador es la misma a cualquier flujo y tiene un valor de igual a 5 cm de agua (490 Pa) y ello se debe a que las aspas del rodete son inclinadas hacia atrás. La curva de velocidad del ventilador se muestra en la Figura No.7.1, página 89, con respecto al número de vueltas de la válvula. La válvula da seis vueltas, correspondiendo 0 vueltas a estar completamente cerrada y 6 vueltas a estar completamente abierta. La región de operación recomendada es entre 1 m/s y 5 m/s, lo que corresponde aproximadamente a  $N_{Re}$  entre 4000 y 14000. Debajo de 1 m/s es difícil controlar el flujo, ya que la válvula está casi completamente cerrada.

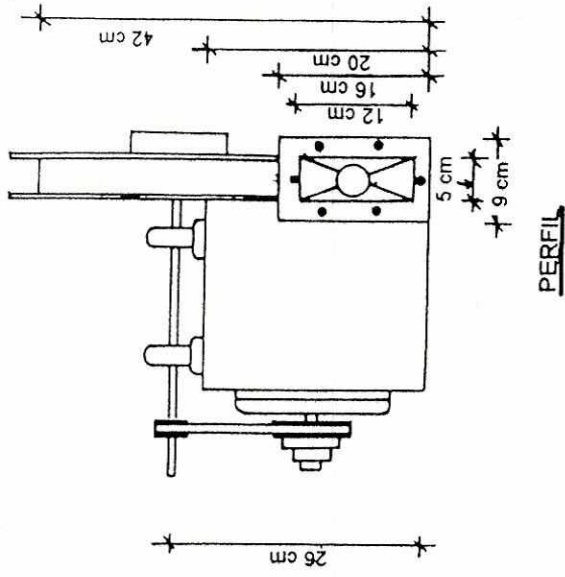
Se instaló un interruptor de 10 A para el ventilador y dos tomacorrientes. Se dejó una extensión dedicada al equipo.

#### 9. Colocación del equipo

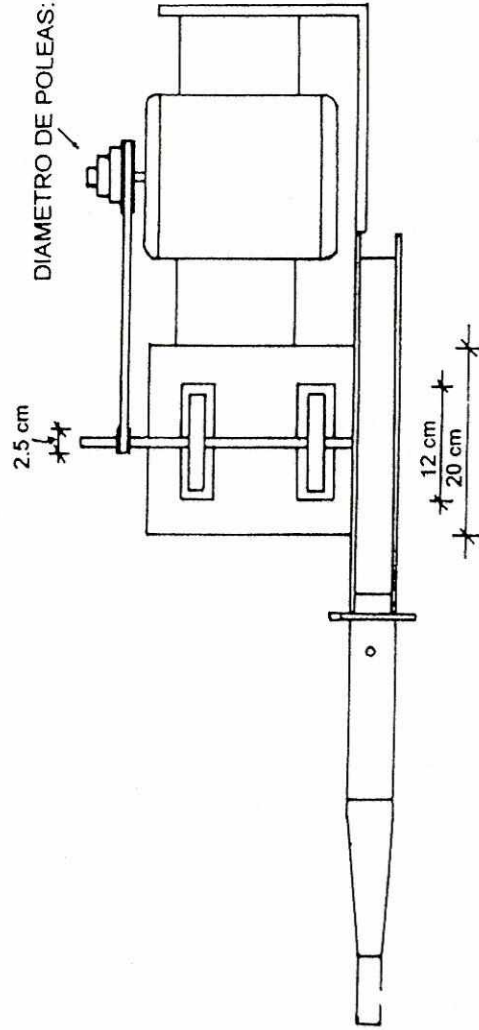
Se buscó un lugar en el Laboratorio de Operaciones Unitarias que contara con mesa de trabajo, tomacorrientes y una reposadera, que no obstruyera el paso y que no interfiriera con otros equipos. Se eligió un lugar cerca de los demás equipos de transferencia de masa. Se fabricaron unos pies con hembra de hierro, con los cuales se atornillo la estructura en su lugar. El ventilador también se atornillo a través de agujeros en su plataforma.



ELEVACION



PERFIL



PLANTA

DIAMETRO DE POLEAS: 7.5, 6.0, 4.0, 2.5 cm

POTENCIA DEL MOTOR: 0.363 W (1/2 hp)  
DIAMETRO DEL RODETE: 30 cm

ESCALA 1: 8

UNIVERSIDAD DEL VALLE DE GUATEMALA
TORRE DE PAREDES MOJADAS
DISEÑO: JORGE RAMOS R.
VENTILADOR
<b>7.5</b>



## B. Resultados de operación de la torre

### 1. Transferencia de cantidad de movimiento

Se obtuvieron datos de caída de presión en la sección mojada de la torre antes y después de colocar los distribuidores. La caída de presión en función del número de Reynolds para ambos casos se muestra en la Figura No.7.2, página 91.

Al no haber expansiones ni contracciones, había únicamente fricción de superficie. Los datos experimentales se utilizaron para calcular el factor de fricción de Fanning. Se obtuvo una ecuación que correlacionara con el mínimo error los datos, y como comparación se tomó la ecuación de fricción para tubos lisos. La curva empírica obtenida, los datos experimentales y la ecuación para tubos lisos se graficaron en la figura No.7.3, página 97. Las ecuaciones para ambas curvas se muestran a continuación.

Ecuación empírica para la fricción de superficie:  $(f/2) = 0.08 N_{Re}^{-0.23} \quad (7-1)$

Ecuación de fricción de superficie en tubos lisos:  $(f/2) = 0.023 N_{Re}^{-0.2}$

En el diseño final, el equipo tiene efectos de fricción de forma en los distribuidores, así que se calculó un coeficiente de expansión-contracción para estos efectos. Este valor se utilizará en las prácticas que se hagan en el futuro, ya que solo se puede medir directamente la caída de presión total. La fricción de superficie deberá obtenerse restando la fricción de forma de la fricción total.

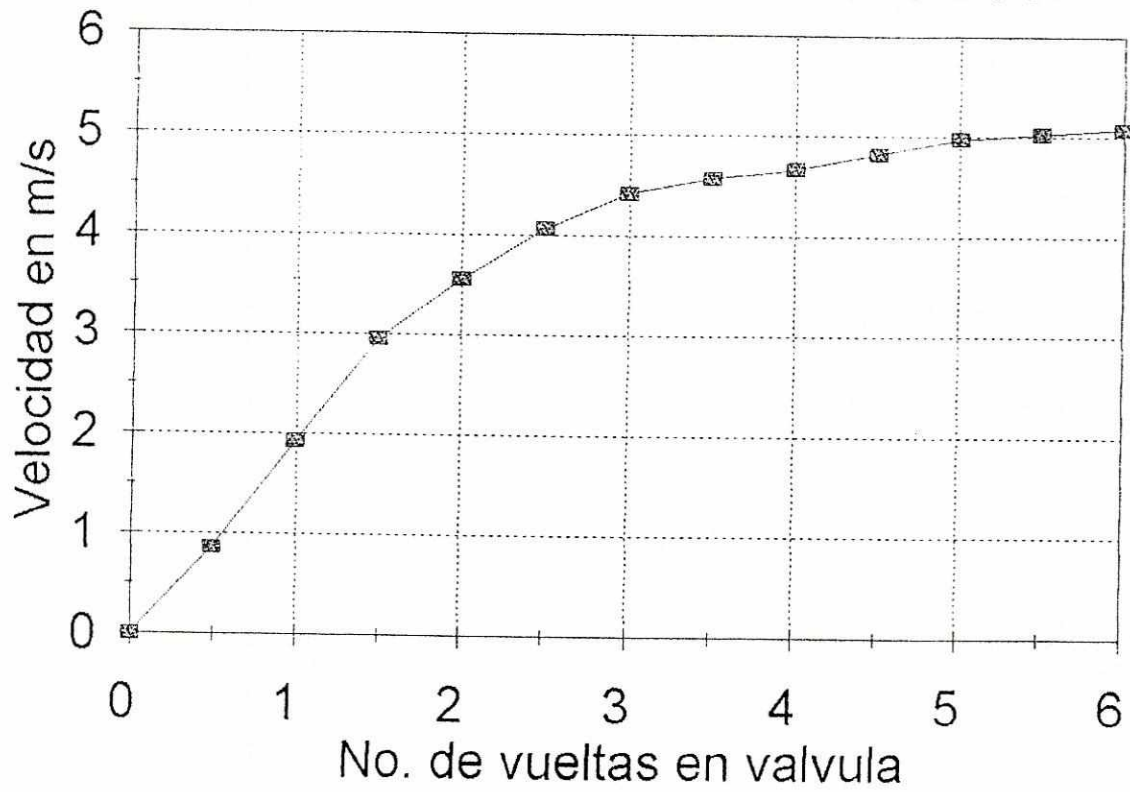
El valor del coeficiente se obtuvo a partir de la diferencia en la caída de presión antes y después de tener fricción de forma. El coeficiente de fricción de forma obtenido, que se utiliza en la ecuación de Bernoulli, se da a continuación:

Coeficiente de fricción de forma:  $K = 11$

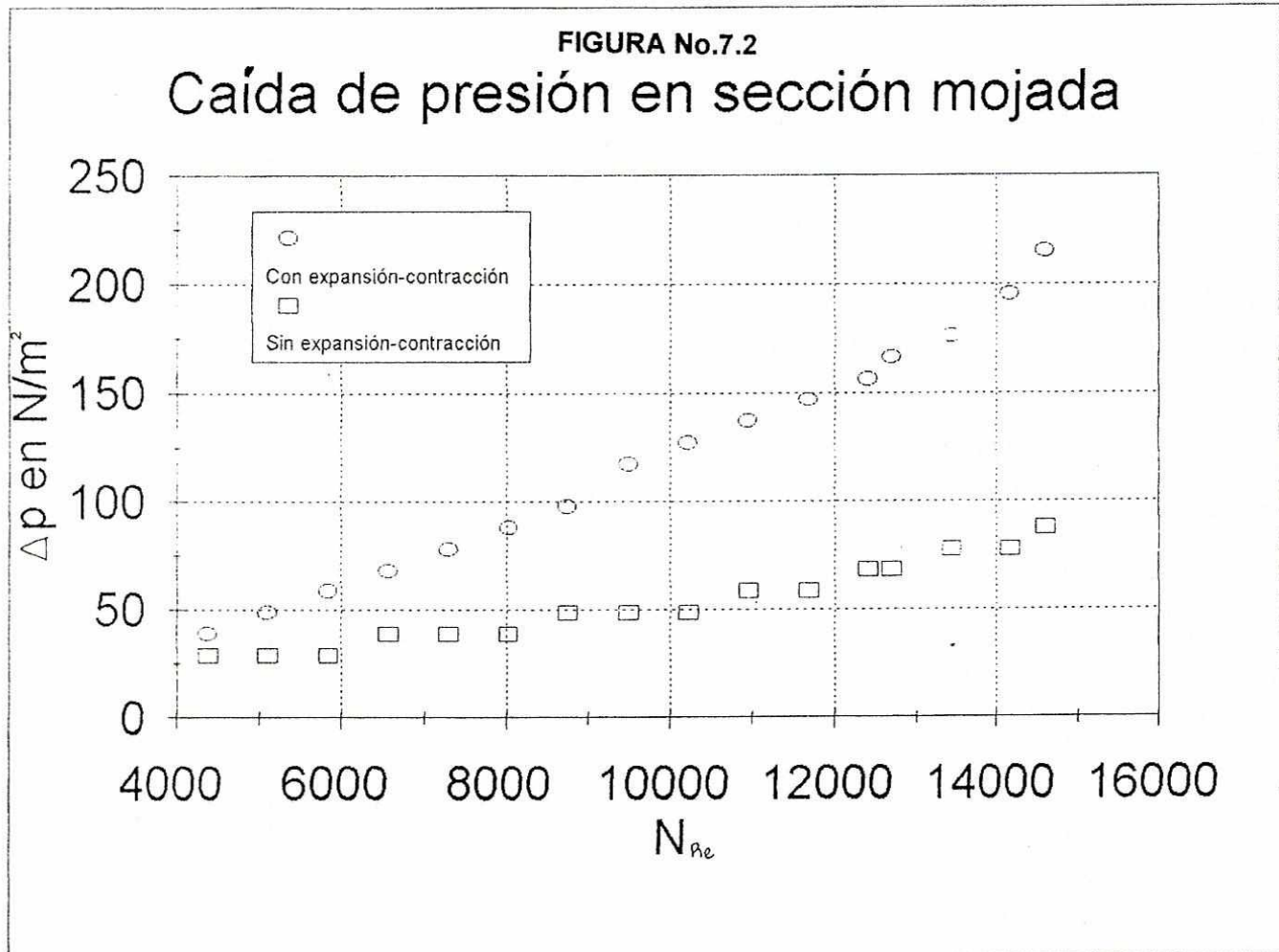
El conocimiento de la fricción de superficie es de especial importancia, ya que se utilizará más adelante en las analogías de transferencia de masa.

FIGURA No.7.1

## Curva de velocidad del ventilador









## 2. Coeficientes de transferencia de masa

Se obtuvieron coeficientes individuales de transferencia de masa para cuatro líquidos: Agua, Etanol, 2-Propanol y Metanol. Se utilizaron líquidos puros, a excepción del etanol que estaba al 96%. La técnica experimental empleada fue la de desorción adiabática, debido a que es relativamente sencilla para hacer las mediciones y se pueden utilizar una gran diversidad de líquidos. Por otro lado, ilustra perfectamente los conceptos de transferencia de masa. La desorción adiabática es equivalente a una evaporación. En dichas circunstancias, no existe resistencia a la transferencia en la fase líquida, sino únicamente la gaseosa. El gas utilizado en todos los casos fue aire. La torre se operó para números de Reynolds del aire entre 4000 y 14000, que es la región de flujo turbulento.

El líquido resbalaba por la pared de la torre y el aire circulaba en contracorriente, produciéndose la transferencia de masa. Los coeficientes de transferencia de masa obtenidos se refieren a la fase gaseosa. El flujo de líquido empleado en cada corrida fue constante, de 400-700 ml/min para el agua y de 100-400 ml/min para los alcoholes. Para medir la cantidad de líquido evaporado se utilizaron relaciones psicrométricas, utilizando las temperaturas de bulbo húmedo y de bulbo seco a la salida de la torre. En el caso del agua, la humedad inicial se determinaba por medio de un psicrómetro, en el caso de los alcoholes el valor inicial era cero.

Se obtuvieron 20 puntos para el agua, etanol y 2-propanol y 10 puntos para el metanol y se calcularon sus coeficientes de transferencia de masa tipo F. Los

coeficientes se muestran en la Figura No.7.4, en la página 99, en función del número de Reynolds. Dichos coeficientes pueden ser convertidos fácilmente a coeficientes tipo k.

### 3. Ecuación empírica de transferencia de masa

Las variables de la transferencia de masa se pueden agrupar en una ecuación de la forma:

$$N_{Sh} = a N_{Re}^b N_{Sc}^c$$

A partir de los datos experimentales en el proceso de desorción adiabática, se calcularon los tres números adimensionales. Luego, por medio de un ajuste de mínimos cuadrados se obtuvo la ecuación que describe los datos de transferencia de masa en la torre:

Ecuación empírica para la transferencia de masa: 
$$N_{Sh} = 0.026 N_{Re}^{0.81} N_{Sc}^{0.88} \quad (7-2)$$

Esta ecuación puede ser comparada con las ecuaciones (2-66) y (2-67):

Ecuación teórica (2-66): 
$$N_{Sh} = 0.023 N_{Re}^{0.83} N_{Sc}^{0.44}$$

Ecuación teórica (2-67): 
$$N_{Sh} = 0.023 N_{Re}^{0.83} N_{Sc}^{(1/3)}$$

Al graficar los datos de estas ecuaciones, es conveniente aplicar el logaritmo natural a ambos lados, ya que se obtienen líneas rectas. En la figura No.7.5, en la

página No.101 se muestra el logaritmo natural del número de Sherwood en función del logaritmo natural del número de Reynolds, para el proceso de desorción adiabática. Puede notarse que cada serie de datos parece seguir una línea recta independiente. Para correlacionar todos los datos en una sola ecuación debe introducirse el  $N_{Sc}$ . En la figura No.7.6, página 103 se muestra la ecuación empírica obtenida, así como los datos experimentales. En las figuras No.7.7 y No.7.8, páginas 105 y 107, se muestran las ecuaciones teóricas (2-66) y (2-67) graficadas junto a los datos experimentales. En estas gráficas puede notarse el efecto del  $N_{Sc}$  sobre la dispersión de los datos.

Para comparar la dispersión de los datos en las tres figuras, debe notarse el intervalo que abarcan en la ordenada  $y=\ln(N_{Sh}/N_{Sc}^c)$ .

Para  $c=0.88$ , figura No.11,  $y = 2.95 - 4.38$

Para  $c=0.44$ , figura No.12,  $y = 2.95 - 4.59$

Para  $c=1/3$ , figura No.13,  $y = 2.90 - 4.65$

Una vez obtenida la ecuación empírica, se compararon sus resultados con los predichos por la teoría. En la figura No.7.9, página 109, se comparan los valores predichos para el número de Sherwood de los distintos líquidos, calculados por medio de la ecuación empírica y la ecuación (2-66). Se utilizó la ecuación (2-66), ya que la misma fue obtenida para evaporación de líquidos y la técnica experimental empleada fue similar a la del presente trabajo.

#### 4. Analogías entre transferencia de masa y fricción de superficie

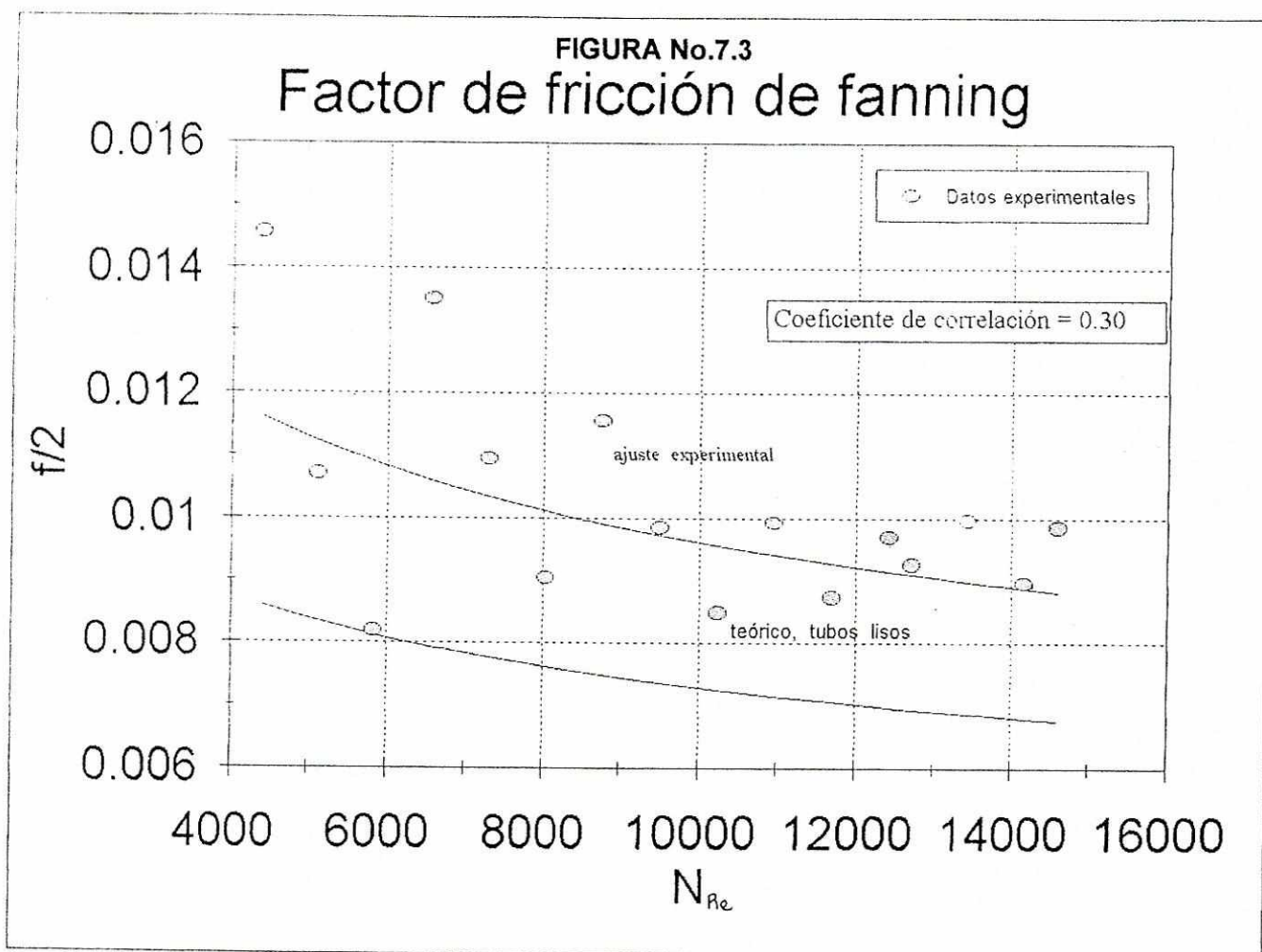
Las analogías entre transferencia de masa y la fricción de superficie están dadas por las ecuaciones (2-55) a la (2-60), en las páginas 35 a 37. Todas las ecuaciones tienen la forma:

$$N_{StD} = (f/2) / \phi(N_{Sc})$$

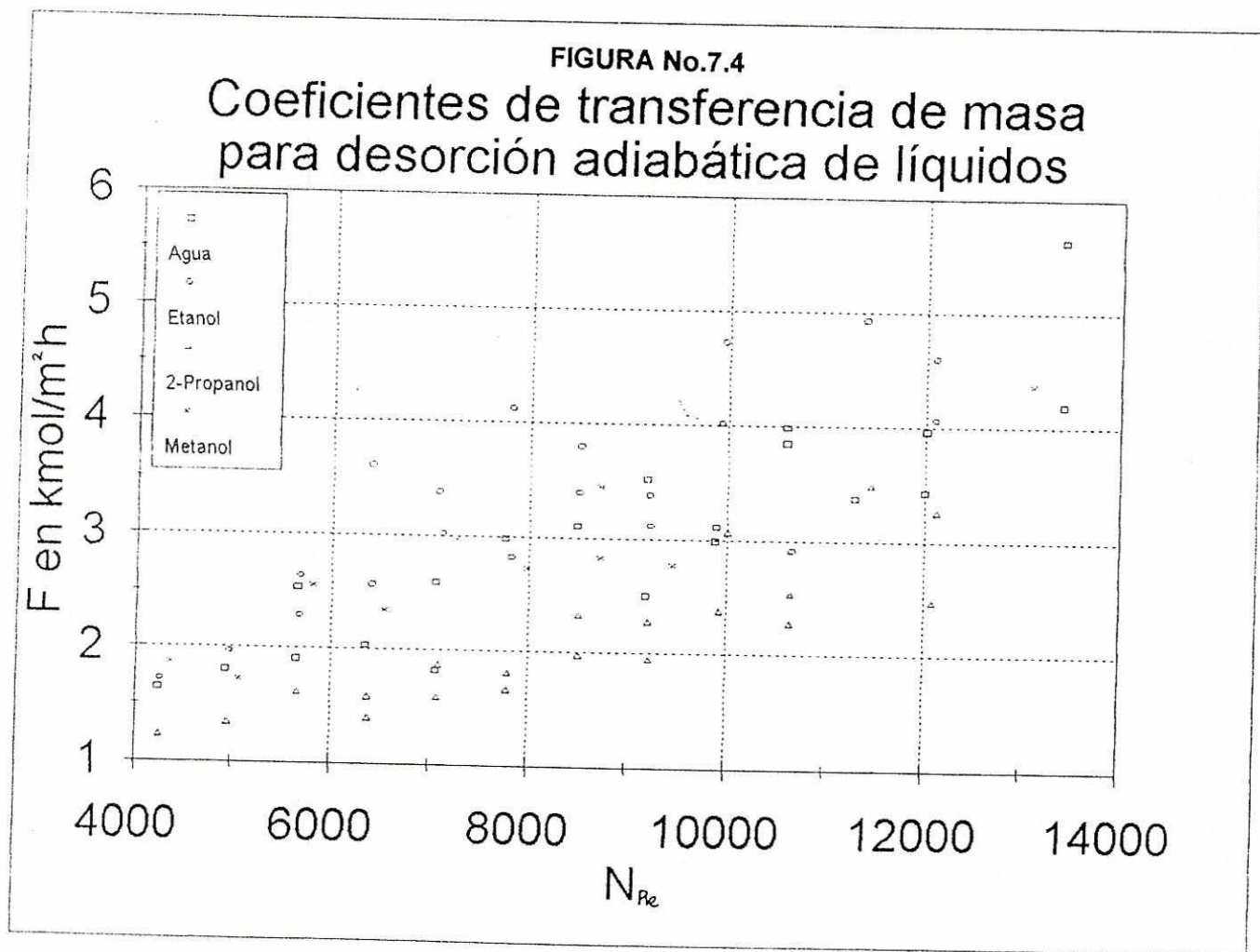
donde  $\phi$  es una función.

Las ecuaciones incluyen el número de Schmidt, el cual depende de las propiedades de cada líquido particular. Por lo tanto, las analogías deben mostrarse por separado para cada líquido.

Las figuras No.7.10 a la No.7.13, en las páginas 111 a la 117, muestran las analogías aplicadas al agua, etanol, 2-propanol y metanol. Se calcularon los coeficientes de transferencia de masa combinando las ecuaciones de analogías con la ecuación (7-1), que describe la fricción de superficie en la torre. Como comparación, se incluyeron coeficientes  $F$  calculados directamente con la ecuación (7-2), que describe la transferencia de masa en la torre.









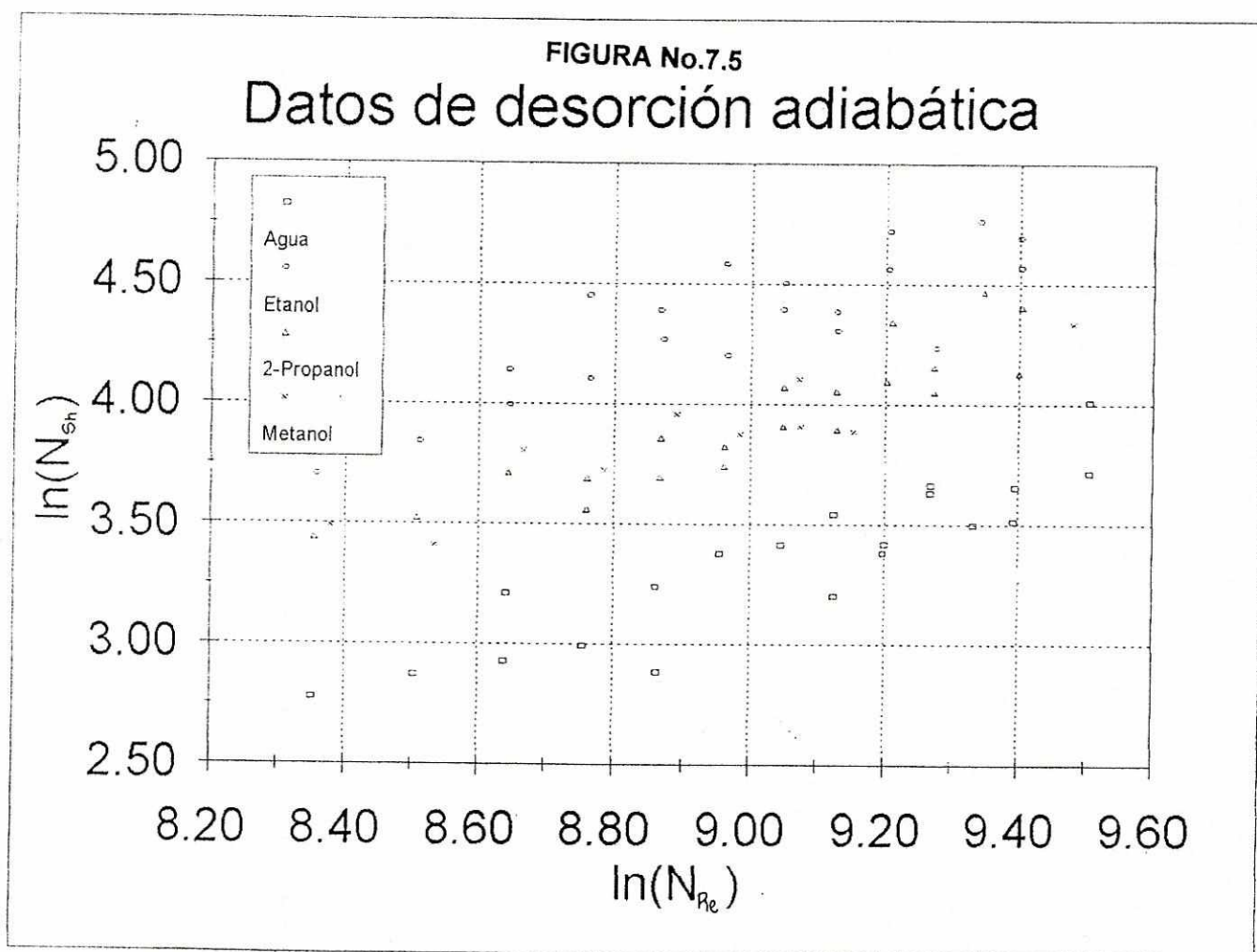
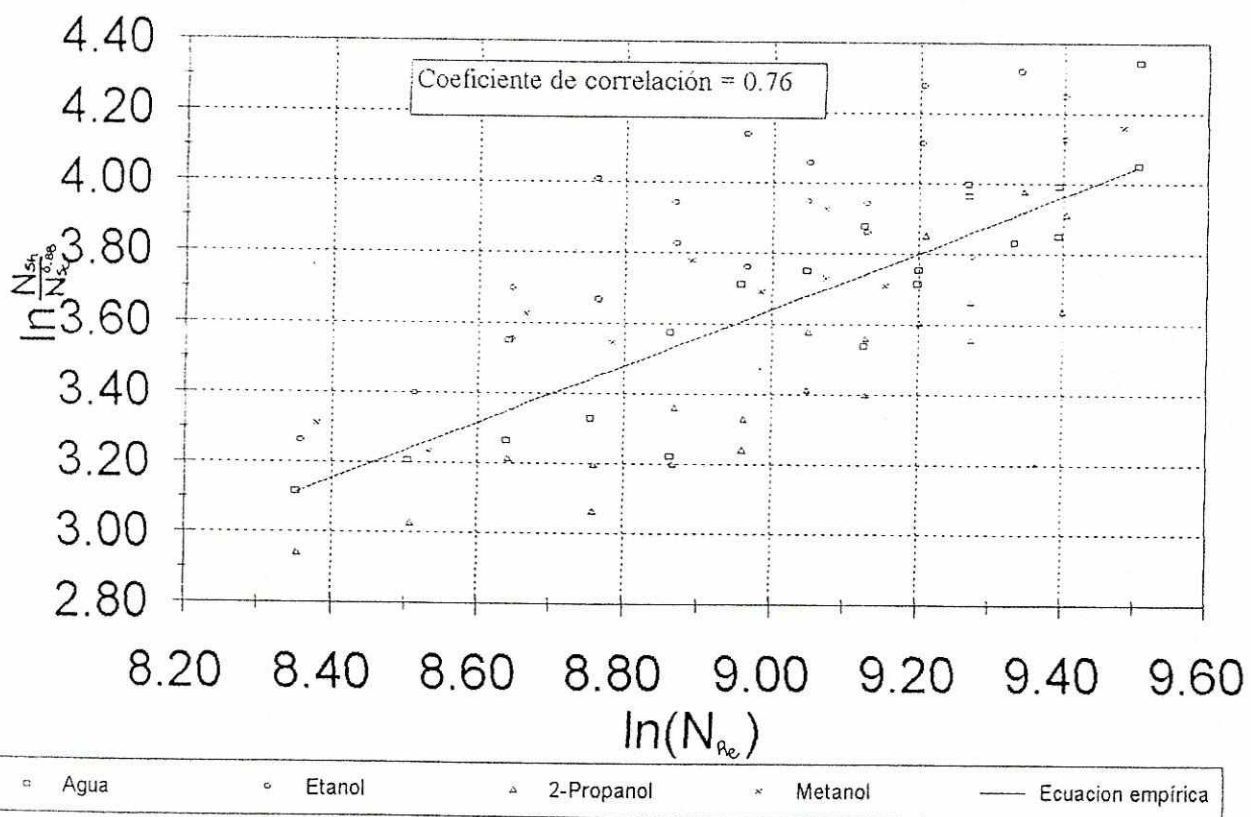




FIGURA No.7.6

## Correlación empírica de datos





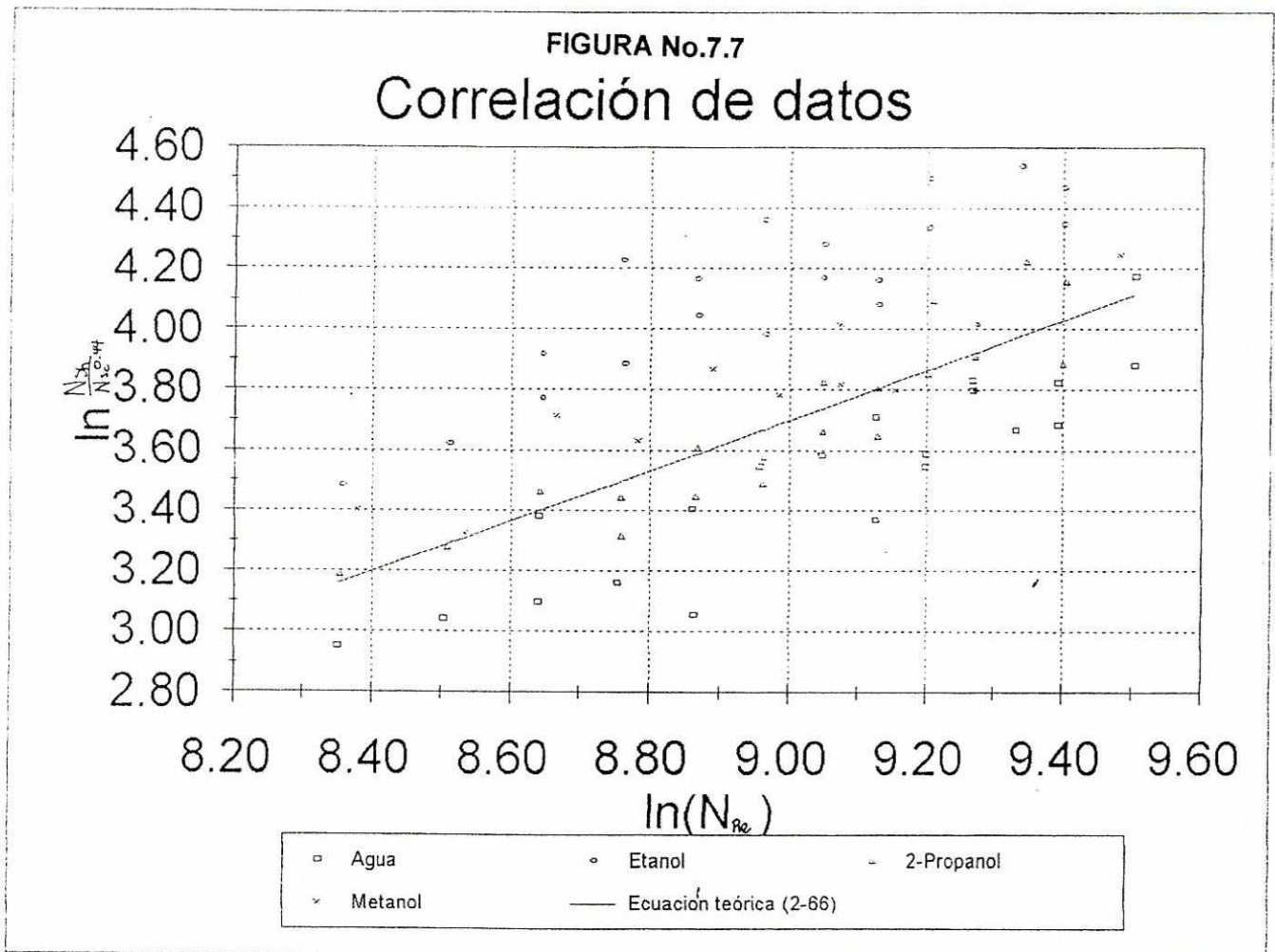




FIGURA No.7.8

## Correlación de datos

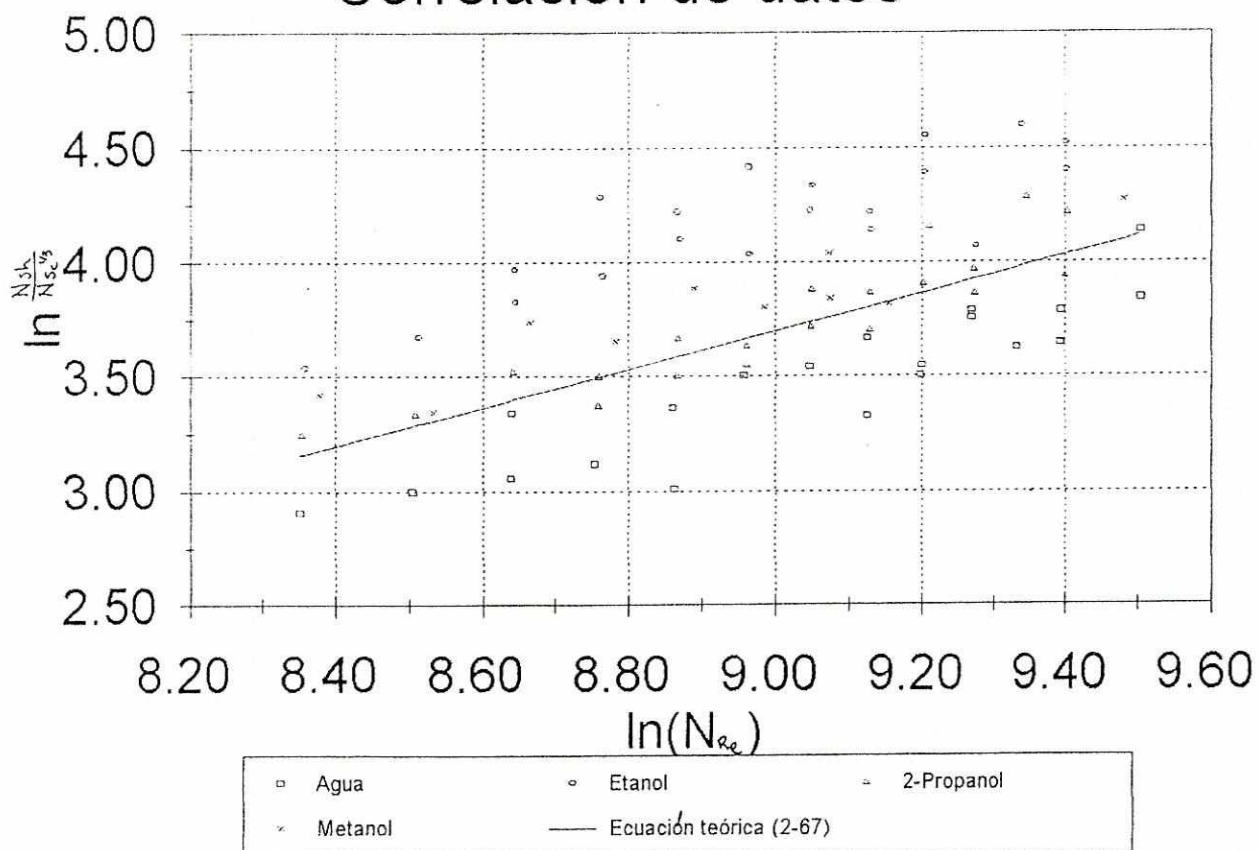




FIGURA No.7.9

## Comparación entre ecuaciones empíricas

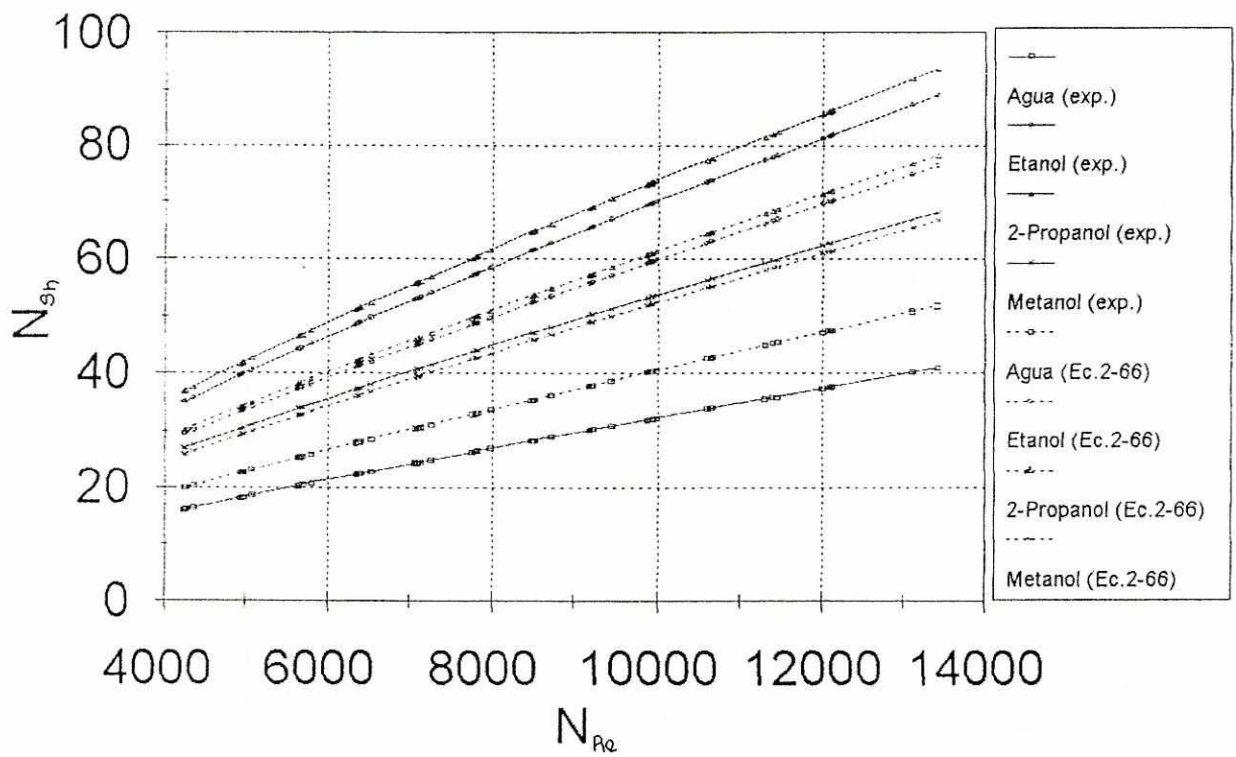




FIGURA No.7.10

### Analogías con el factor de fricción

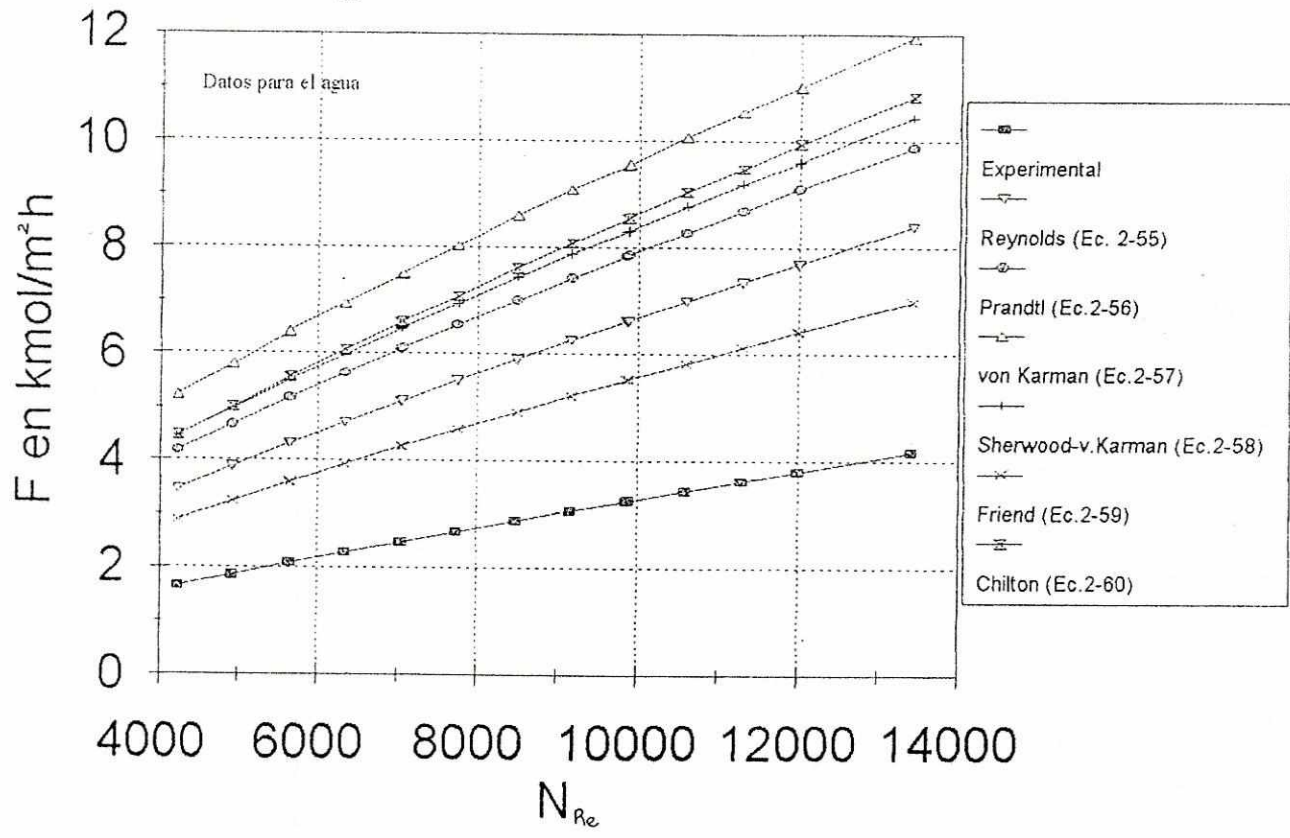




FIGURA No.7.11

## Analogías con el factor de fricción

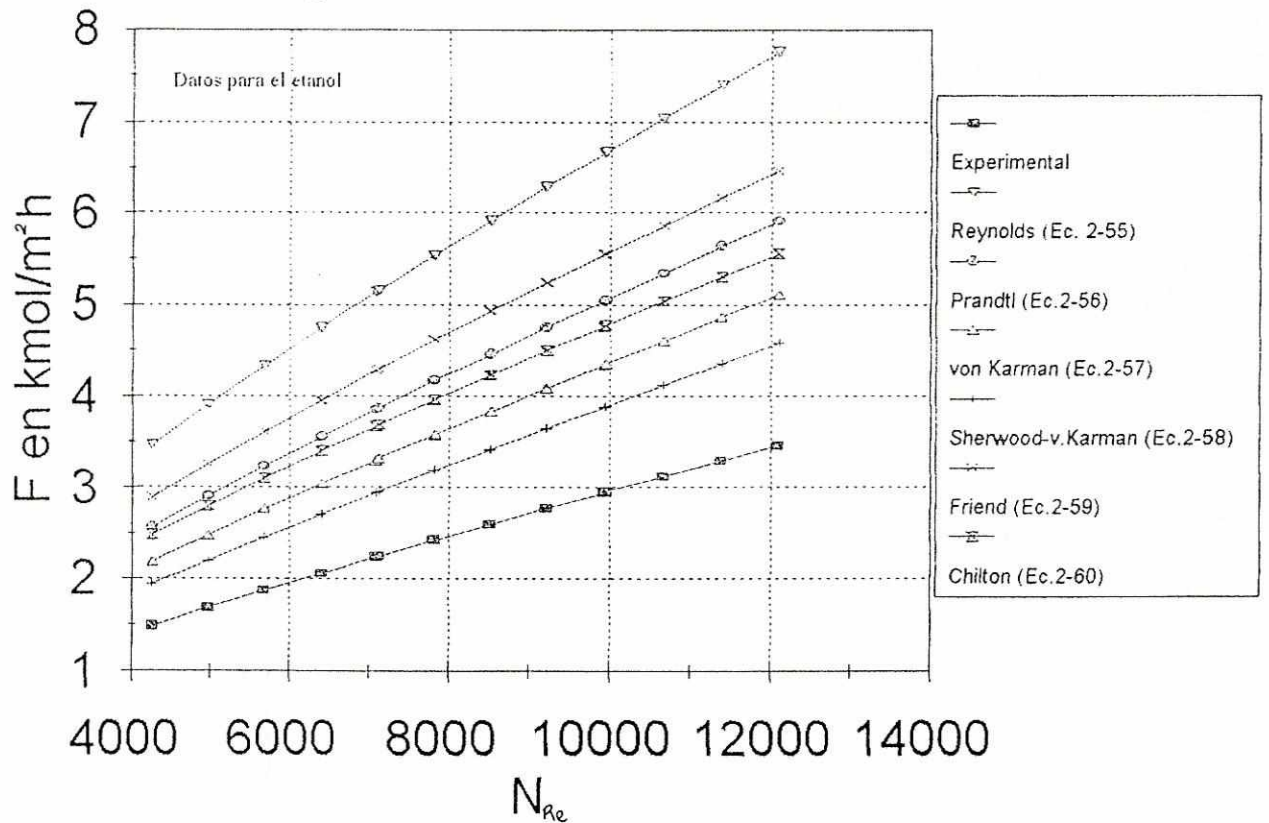




FIGURA No.7.12  
Analogías con el factor de fricción

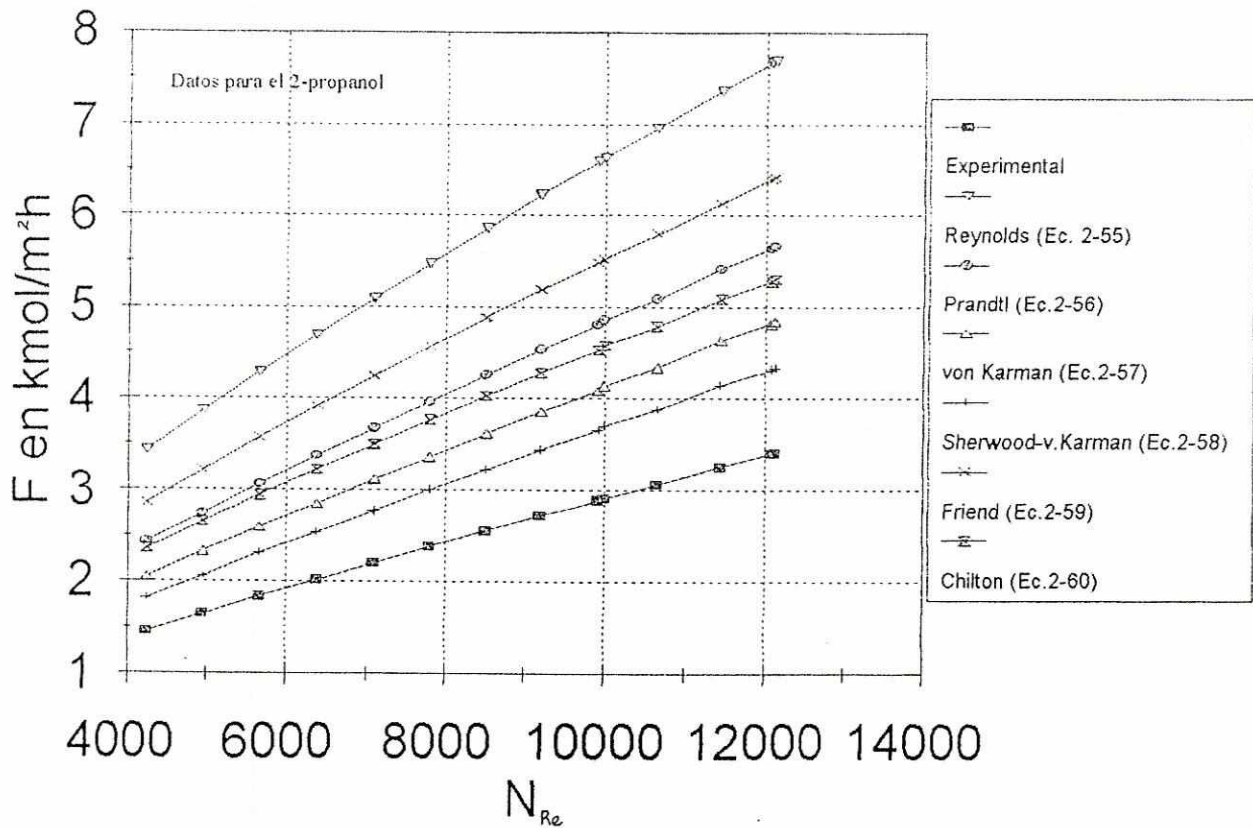
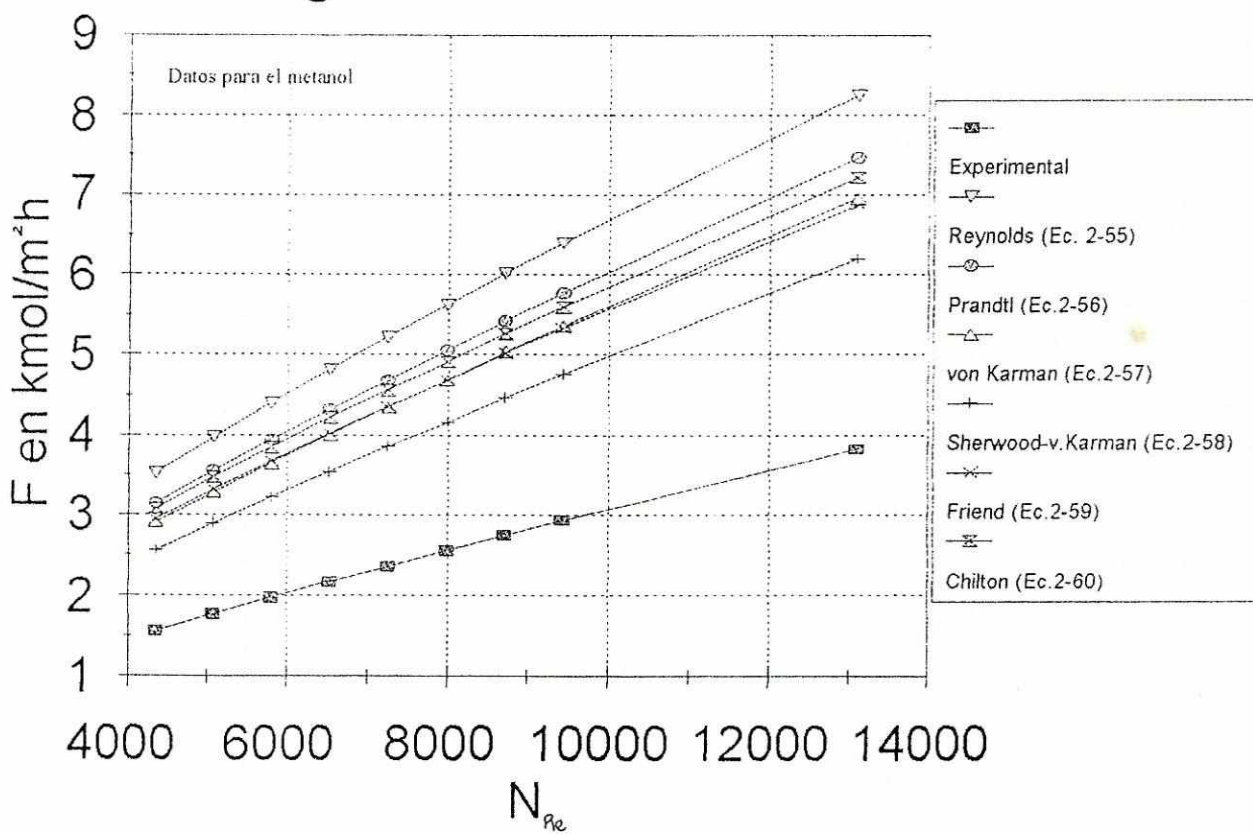




FIGURA No.7.13

## Analogías con el factor de fricción



THE UNIVERSITY OF CHICAGO  
LIBRARY

1950

1950

### 5. Coeficientes de transferencia de calor

Se obtuvieron 14 datos de transferencia de calor utilizando agua enfiada con hielo en contracorriente con aire a temperatura ambiente. La transferencia de masa en este caso era despreciable, ya que la presión de vapor del líquido frío era baja. Por otro lado, el aire enfiado tenía baja capacidad para absorber vapor de agua.

Durante la transferencia de calor en la torre, el aire se enfiaba y el agua se calentaba. Los cálculos de transferencia de calor se hicieron para el aire, para luego aplicar la analogía con la transferencia de masa.

Se midieron las temperaturas con los termómetros de la torre y se calcularon los gradientes de temperatura, el calor transferido y los coeficientes individuales de transferencia de calor,  $h$ . Los coeficientes obtenidos experimentalmente se muestran en la figura No.7.14, página 123.

### 6. Ecuación empírica de transferencia de calor

Las variables de la transferencia de calor se pueden agrupar en una ecuación de la forma:

$$N_{Nu} = a N_{Re}^b N_{Pr}^c$$

A partir de los datos experimentales se calcularon los tres números adimensionales. Luego, por medio de un ajuste de mínimos cuadrados se obtuvo la ecuación que describe los datos de transferencia de calor en la torre. El exponente  $c$  no se podía obtener con los datos experimentales, ya que solo se trabajó con aire,

teniéndose un único número de Prandtl. Por ello  $c$  se tomó igual a  $(1/3)$ , valor dado para la ecuación de Sieder-Tate, dada en el siguiente párrafo.

Ecuación empírica para la transferencia de calor:  $N_{Nu} = 0.108 N_{Re}^{0.63} N_{Pr}^{(1/3)}$  (7-3)

Esta ecuación puede ser comparada con la de Sieder-Tate, que es la ecuación dada en la literatura para la transferencia de calor en tubos:

Ecuación de Sieder-Tate:  $N_{Nu} = 0.023 N_{Re}^{0.8} N_{Pr}^{(1/3)}$

Los coeficientes de transferencia de calor obtenidos se muestran en la figura No.7.15, página 125. Se incluyen también la ecuación de Sieder-Tate y la ecuación empírica (7-3), como comparación. Dichas ecuaciones son una línea recta por haber empleado logaritmos.

### 7. Analogía entre transferencia de masa y de calor

La analogía entre la transferencia de masa y la de calor está dada por las ecuaciones de Chilton-Colburn (2-60) y (2-61). Esta analogía introduce los factores  $j$  y establece que  $j_H$  (para transferencia de calor) tiene el mismo valor que  $j_D$  (para transferencia de masa). Se calcularon los valores de  $j$  a partir de las ecuaciones empíricas de la torre (7-2) y (7-3), de la página 88 y 95, en función del número de Reynolds. La comparación entre ambos factores se muestra en la figura No.7.16, página 127.

Además, se calcularon coeficientes  $F$  de transferencia de masa a partir de la ecuación de transferencia de calor (7-3), página 120, y la analogía de Chilton-Colburn. Los resultados se muestran en la figura No.7.17, página 129, y se comparan con coeficientes  $F$  obtenidos directamente de la ecuación de transferencia de masa (7-2). Los resultados se dan para el agua.

### 8. Razón $h/k_Y$

La razón entre el coeficiente de transferencia de masa y la transferencia de calor,  $h/k_Y$  es importante en las relaciones psicrométricas y en procesos de evaporación adiabática. Se calcularon coeficientes  $h$  y  $k_Y$  para varios números de Reynolds en base a la ecuación (7-2), página 88 y la (7-3), página 95. Luego se calculó la razón entre ambos y se obtuvo un promedio, con lo que se obtuvo:

$$h / k_Y = 1022 \text{ J / kg K} , \text{ para el sistema agua-aire.}$$

El valor teórico es de 950 J / kg K (Ref. 16)

### 9. Teoría de la película

La teoría de la película se expuso en la página No.13. El espesor efectivo  $z_F$  se obtuvo a partir de los coeficientes de transferencia de masa.  $z_F$  depende del número de Reynolds y del número de Schmidt (por lo tanto, de cada líquido particular). En la figura No.7.18, página 131, se muestra el espesor efectivo en función del número de

Reynoldas para cada líquido. Las curvas se calcularon en base a la ecuación de transferencia de masa (7-2).

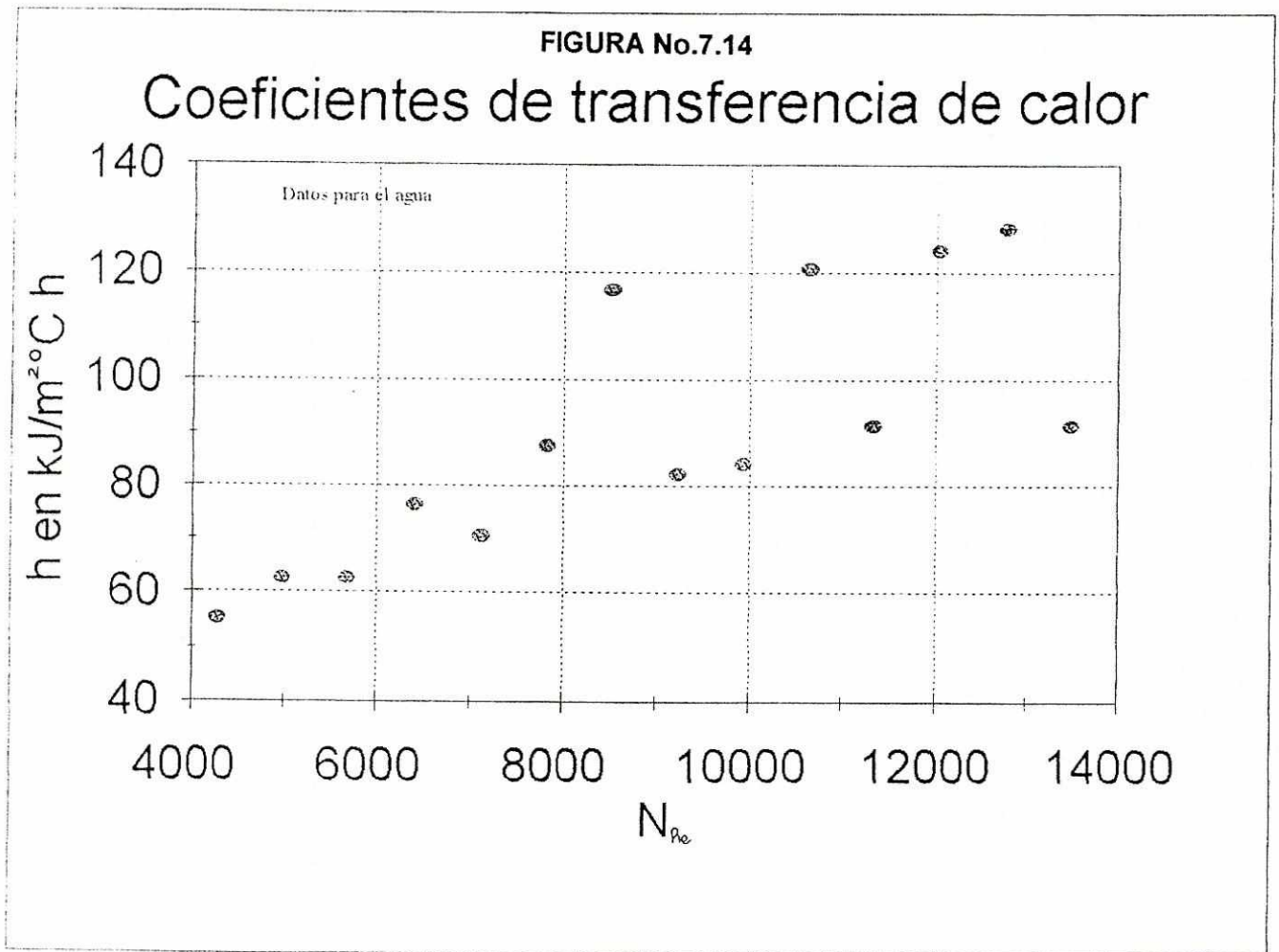
Aunque son dos conceptos distintos, se muestra a modo de comparación el espesor real de la película líquida, así como su número de Reynolds, en el cuadro No.2.

Cuadro No.7.1 - Propiedades de la película líquida (intervalos)

Líquido	Espesor	$N_{Re}$
Agua	0.271 - 0.326 mm	285 - 500
Etanol	0.215 - 0.341 mm	35 - 143
2-Propanol	0.248 - 0.394 mm	23 - 92
Metanol	0.162 - 0.257 mm	83 - 333

#### 10. Altura de unidades de transferencia

Se obtuvieron las alturas de las unidades de transferencia  $H_{IG}$  para la torre en función del número de Reynolds y de los distintos líquidos. Los cálculos se basaron en la ecuación (7-2), página 80, combinada con la ecuación (2-72) de la página 46. Los resultados se muestran en la figura No. 7.19, página 133. A partir de los valores de  $H_{IG}$  y la altura de la torre se calcula el número de unidades de transferencia, que se muestran en la figura No.7.20, página 135.





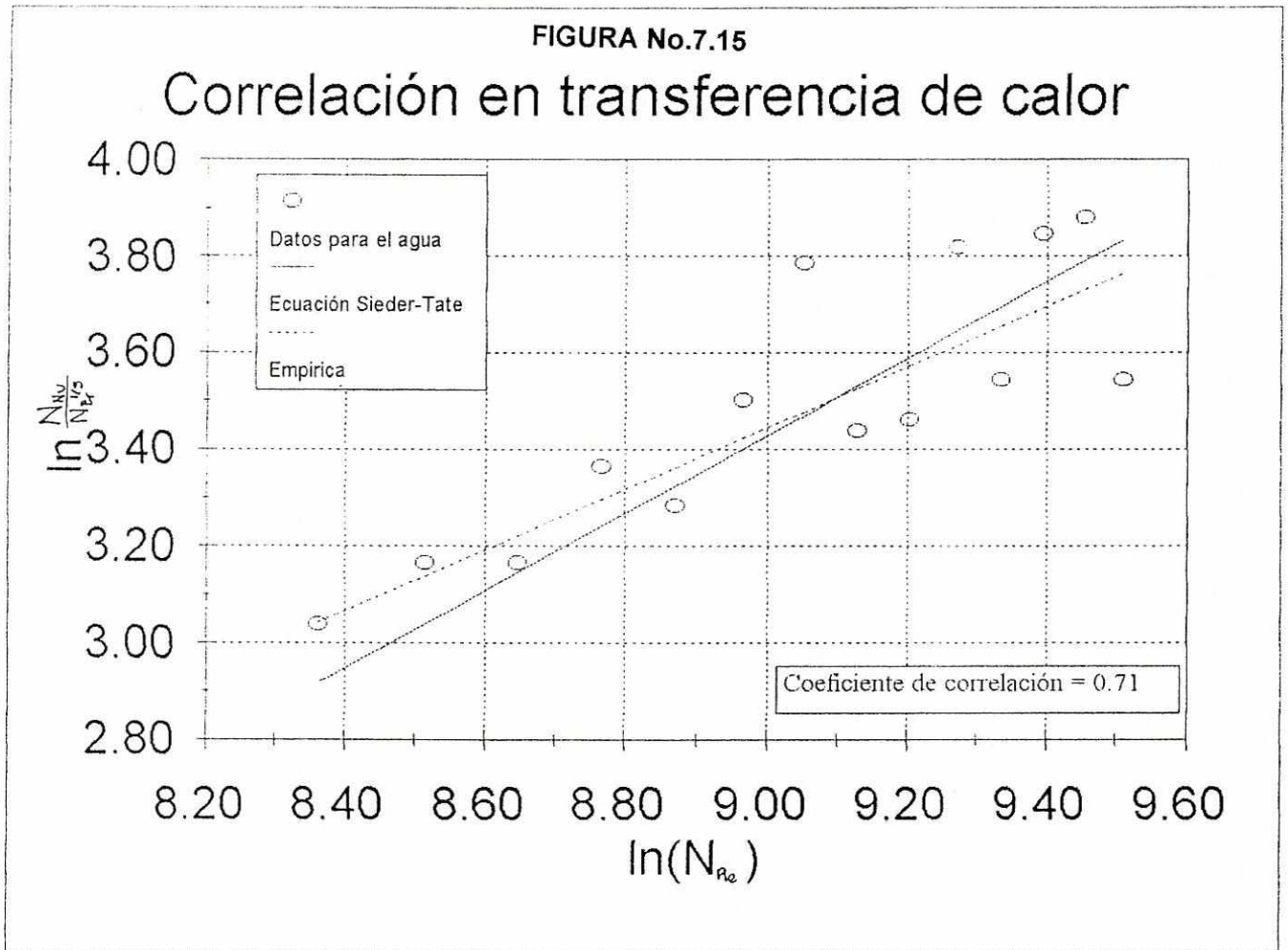




FIGURA No.7.16

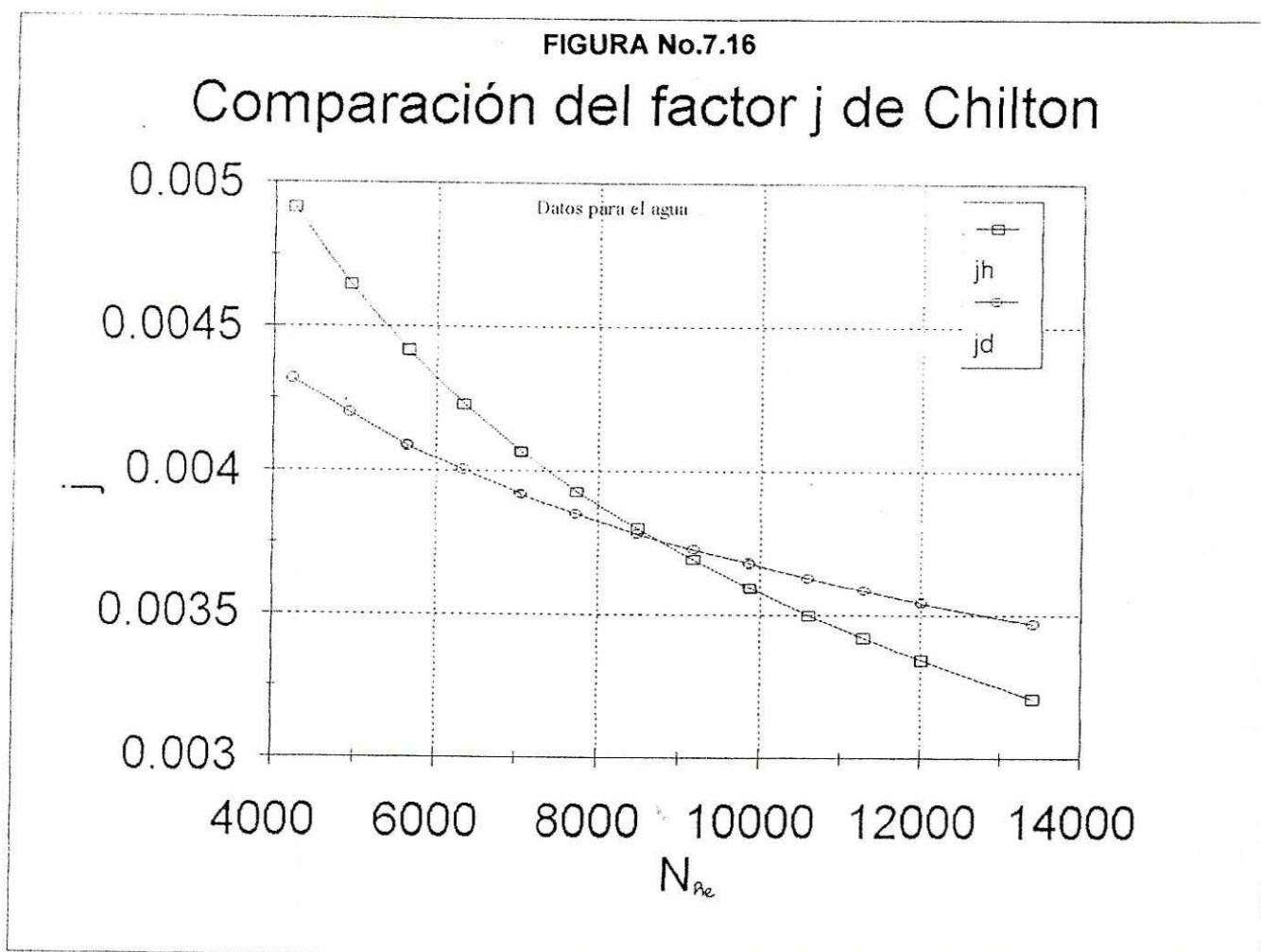
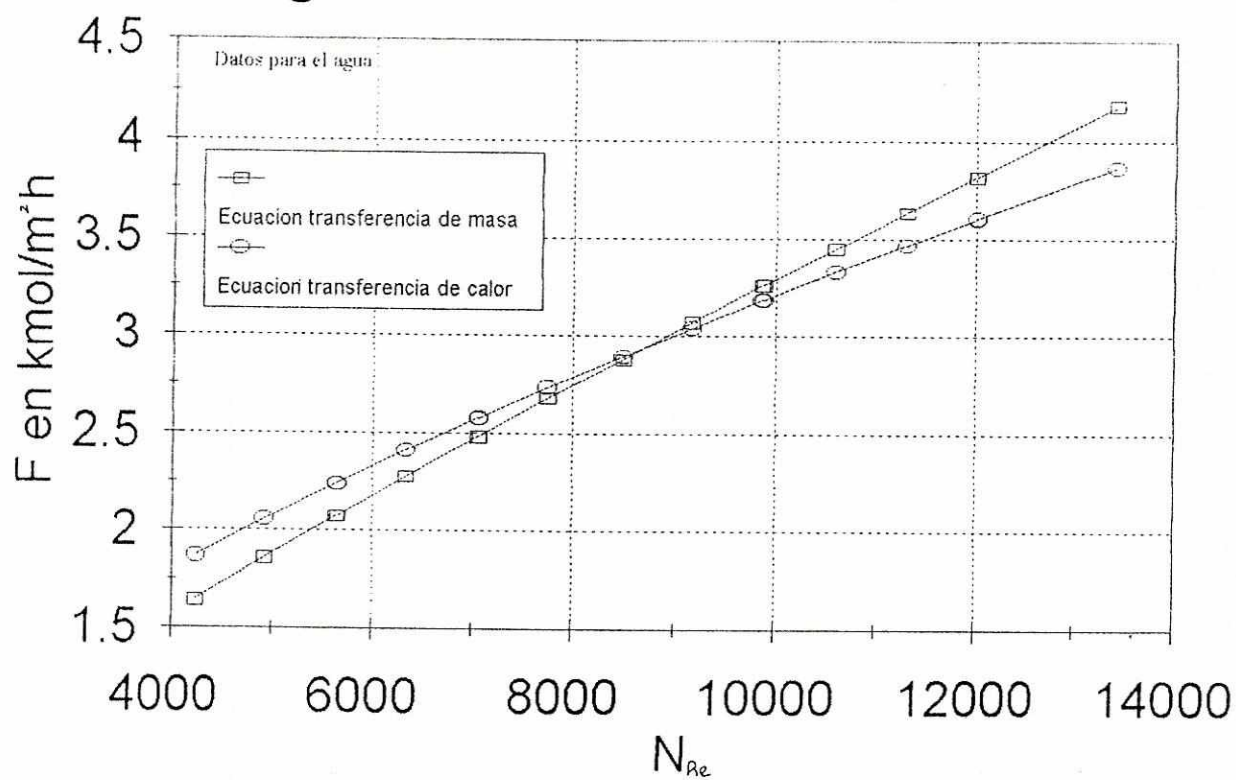
Comparación del factor  $j$  de Chilton

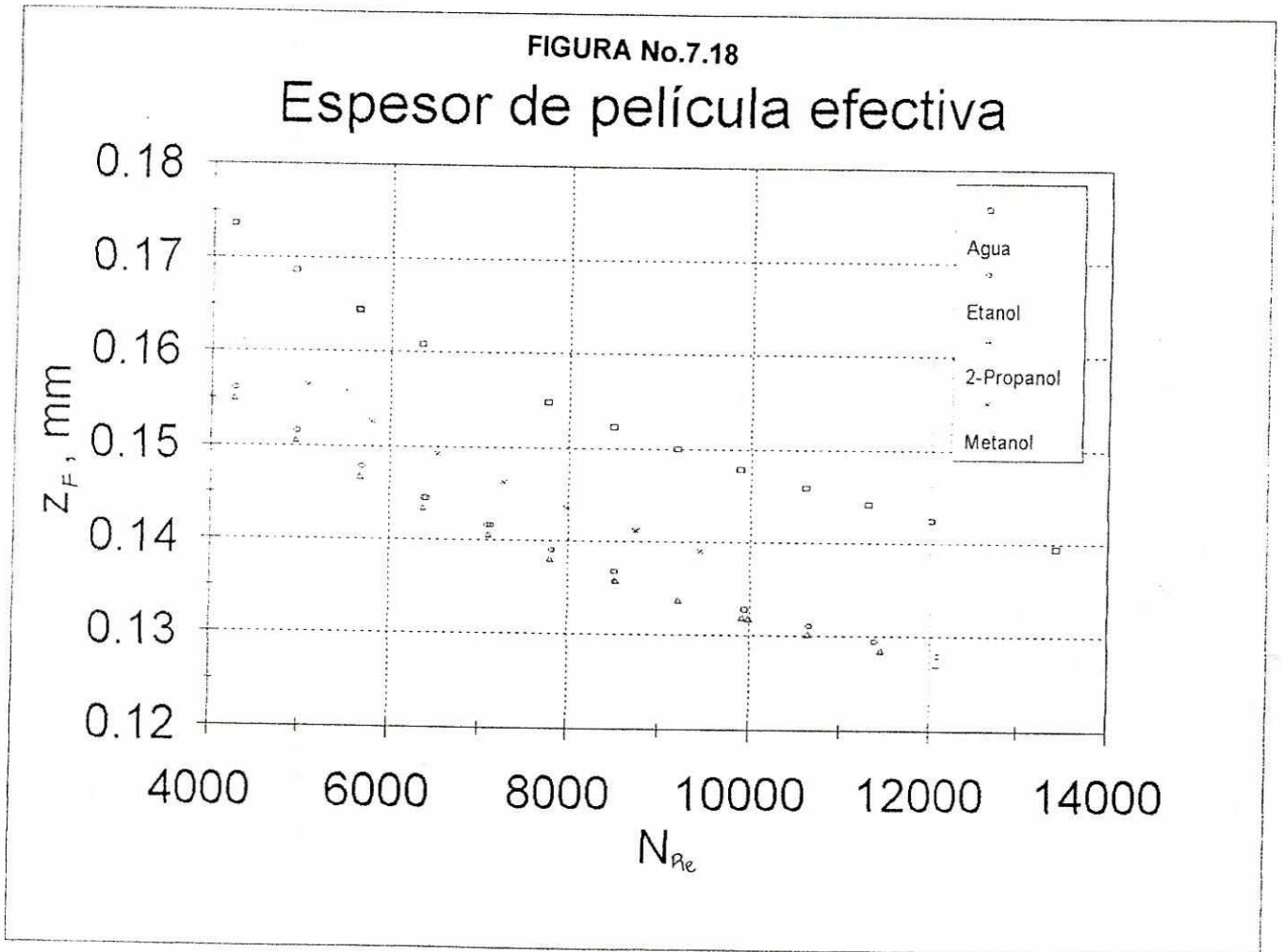


FIGURA No.7.17

## Analogía con transferencia de calor









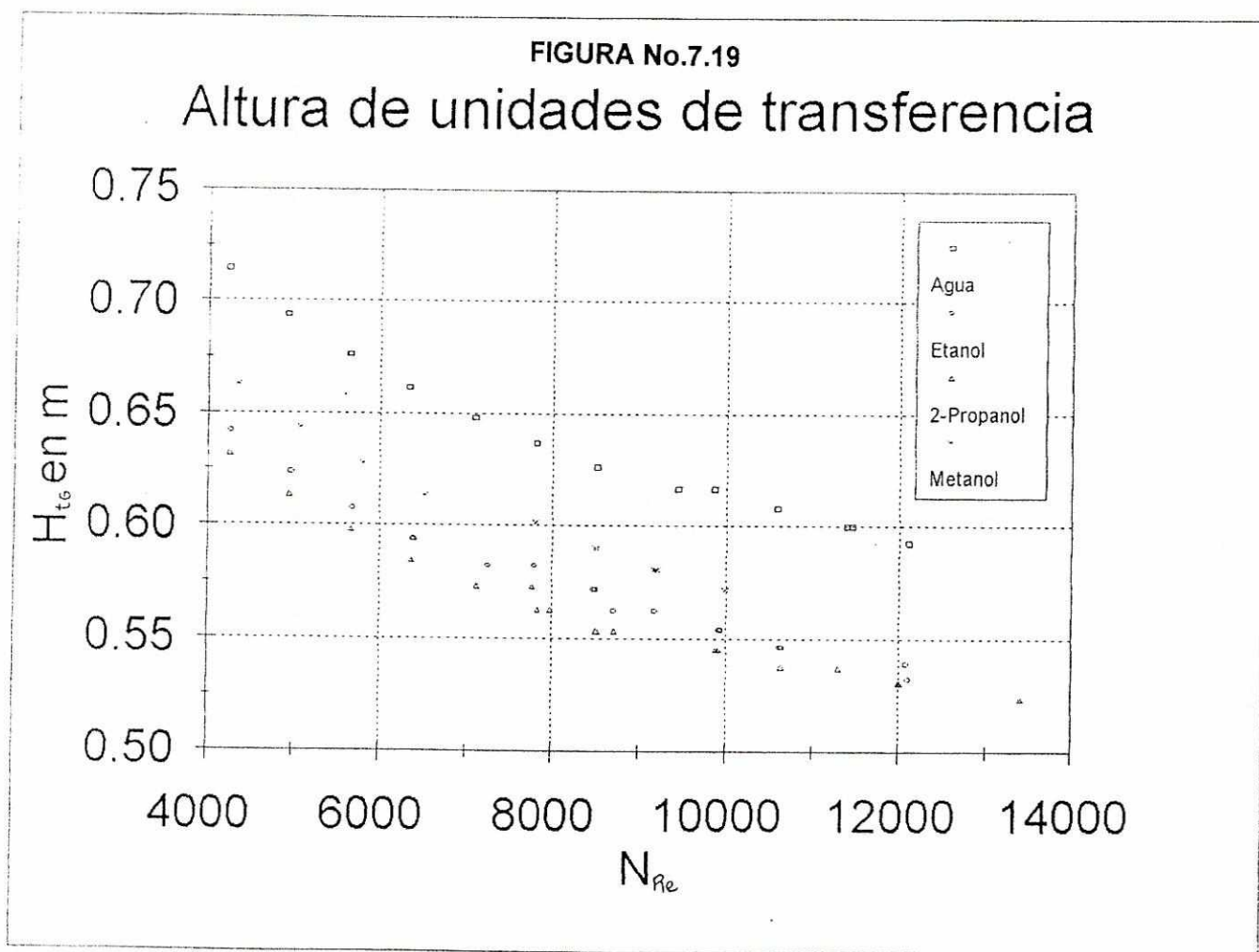
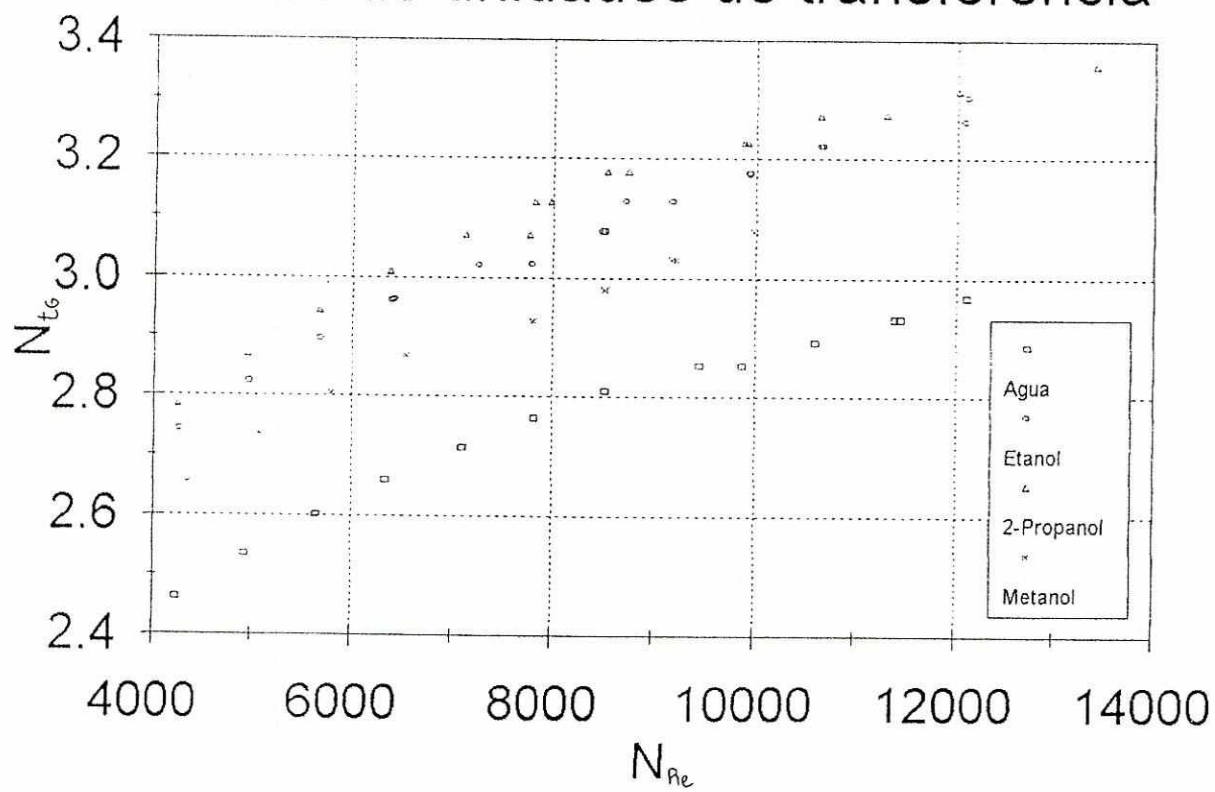




FIGURA No.7.20

Número de unidades de transferencia





Como comparación, se obtuvieron dos valores para cada líquido de la figura No.2.5, página 47, que muestra valores teóricos, no basados en datos empíricos, para las alturas de las unidades de transferencia. Por la escala de la figura es difícil obtener más puntos que los indicados en el cuadro No.7.2.

Cuadro No.7.2 - Valores teóricos de  $H_{tG}$  en m

Líquido	$H_{tG}$ ( $N_{Re}=5000$ )	$H_{tG}$ ( $N_{Re}=10000$ )
Agua	1.404	1.59
Etanol	2.03	2.50
2-Propanol	2.12	2.56
Metanol	1.87	2.03

### C. Otros

Se elaboró un manual de operación para la torre de paredes mojadas, que incluye teoría, las especificaciones de la torre y los procedimientos para que funcione adecuadamente. El manual es un documento independiente del presente trabajo y quedó a disposición de los estudiantes en los archivos del Laboratorio de Operaciones Unitarias de la Universidad del Valle de Guatemala.

Se desarrollaron y probaron siete prácticas que resultaron ser adecuadas para su uso en el programa del Laboratorio de Operaciones Unitarias. Las prácticas son las siguientes:

*Para transferencia de masa:*

- 1 - Determinación de coeficientes individuales de transferencia de masa, por medio de cálculos directos y aplicando las analogías con la fricción de superficie.
- 2 - Obtención de una ecuación empírica para transferencia de masa.
- 3 - Determinación de coeficientes individuales de transferencia de masa, por medio de cálculos directos y aplicando la analogía con la transferencia de calor.
- 4 - Determinación de la altura de unidades de transferencia  $H_{tG}$  y del número de unidades de transferencia  $N_{tG}$  para la torre.
- 5 - Aplicación de la teoría de la película para obtener espesores efectivo  $z_F$  y comparación con el espesor real de la película líquida.

*Para flujo de fluidos:*

- 6 - Obtención de una ecuación empírica para el factor de fricción de Fanning.

*Para transferencia de calor:*

7 - Obtención de una ecuación empírica para transferencia de calor.

Las guías correspondientes se incluyen en el Anexo E, en la página 207.

El costo del equipo instalado, incluyendo materiales, mano de obra y costo de ingeniería fue de 9073.30 quetzales. Los detalles se muestran en el Anexo G, en la página 229.



## VIII. DISCUSIÓN

Para que la torre de paredes funcionara adecuadamente, fue necesario hacer modificaciones a los diseños encontrados en la literatura. Los principales problemas se tuvieron con los distribuidores, ya que no se contaba con equipo para elaborar las formas biseladas. Originalmente, se colocaron distribuidores sin bisel, pero se tuvieron los problemas que a continuación se detallan.

En el distribuidor superior, no se lograba la formación de una película uniforme, el gas burbujeaba dentro del líquido, y había un excesivo arrastre de líquido. Como no se contaba con la herramienta para fabricar el bisel, se decidió colocar un pequeño embudo, tal como se describió en la página 73. El embudo permitió la formación de un buen tapón de líquido y una película uniforme, que era lo que se requería.

En el distribuidor inferior, el líquido caía hacia la sección de calma inferior en el primer diseño. La única solución posible, para evitar lo anterior, era reducir un poco el diámetro de la sección de calma inferior. Los reductores comerciales, tenían la desventaja de no tener bordes curvados, así que se fabricó el reductor descrito en la página 37 con un tapón de PVC de 1". El líquido caía completamente hacia el distribuidor inferior.

La desventaja en estos diseños modificados, fue que se introdujeron efectos de turbulencia al inicio y al final de la torre, pero era la mejor solución con los recursos y

herramientas disponibles, así como con los materiales empleados. Para la fabricación de los distribuidores, se tuvieron problemas, ya que el plástico de los mismos, no se podía pegar con los pegamentos comerciales. Por ello, fue necesario pegar las partes entre coplas de PVC y con fibra de vidrio.

Las tomas de presión se habían hecho originalmente muy grandes y daban error en las lecturas. Sin embargo, se corrigieron y fabricaron según los tamaños recomendados dados en la referencia (13).

Las razones altura/diámetro de las distintas secciones de la torre, combinadas con los diámetros de los tubos definían las alturas. Las alturas podían variar dentro de ciertos intervalos y los valores de diseño se escogieron en base a tres criterios:

- 1- Que las razones altura/diámetro fueran similares a las dadas en la literatura.
- 2- Que la torre ya instalada no fuera muy alta (no mayor de 5 m).
- 3- Que las tomas de temperatura quedaran a una altura conveniente para tomar lecturas.

Además, se procuró que la sección inferior fuera mayor de 50 diámetros, que es la longitud de tubería necesaria para que se establezca el flujo totalmente desarrollado. Originalmente, la sección de calma superior era más corta, de tal manera que la torre no sobrepasaba los 4 m de altura. Sin embargo, en la práctica, se estableció que con ese diseño había demasiado arrastre de líquido, lo cual se corrigió alargando dicha sección.

El factor de fricción de Fanning se calculó a partir de mediciones de fricción de superficie en la torre. El factor de Fanning experimental se comparó con el factor teórico para tubos lisos, dado por la ecuación  $(f/2)=0.023 N_{Re}^{-0.2}$ . Se esperaba que ambos resultados, el experimental y el teórico, fueran muy similares, dado que el vidrio es un material fluido dinámicamente liso. Sin embargo, la ecuación empírica obtenida, fue  $(f/2)=0.08 N_{Re}^{-0.23}$ , que muestra un exponente casi igual, pero un factor cuatro veces mayor. Es decir, los valores experimentales fueron cuatro veces mayores que los teóricos. Esta diferencia pudo deberse a la presencia de irregularidades en el agujero de la toma de presión. En la referencia (13), se menciona que generalmente se redondean los bordes de los agujeros para toma de presión, de tal manera que no tengan irregularidades y causen error en las lecturas de presión. Hay que notar que en el caso de la fricción de superficie, las caídas de presión del tubo liso eran muy bajas, por lo que una pequeña irregularidad en el interior del agujero de la toma de presión, hubiera causado el error observado. En el caso de caídas de presión más altas, esas imperfecciones causarían errores despreciables.

Un problema que se tuvo durante la operación de la torre, fue que el manómetro daba a veces una misma lectura para distintos flujos, antes de colocar las expansiones y contracciones. Ello se debió a que las diferencias entre las caídas de presión eran muy bajas (menores de 1 mm) y no era posible leerlas con toda precisión. Ello se puede notar en la figura No.7.2, página 91, donde a distintos números de Reynolds se tiene una misma caída de presión en la curva inferior. Al calcular el factor de fricción de Fanning a partir de los datos dados en la figura No.7.2, se utiliza la velocidad del gas (además de la longitud y el diámetro de la tubería) por lo que los datos se dispersan. El

coeficiente de correlación de la ecuación empírica fue de 0.30, un valor muy bajo y que indica que hay mucha dispersión de los datos con respecto a la curva ajustada. Esto puede atribuirse también a la poca precisión del manómetro. En la figura No.7.3, página 97, puede verse que la dispersión de los datos es mayor en los números de Reynolds bajos y ello refleja que es más difícil detectar las caídas de presión con el manómetro instalado. A bajas velocidades, las caídas de presión se vuelven menores y es más difícil registrar sus diferencias. Al quedar instaladas las expansiones y contracciones en los distribuidores, las caídas de presión fueron mayores y ya no se tuvo el problema anterior. Según se ve en la figura No.7.2, página 91, se obtuvieron lecturas distintas para cada flujo de aire.

Aunque se observaron efectos de inundación con las poleas grandes, no fue posible cuantificar los flujos a los cuales ocurría. La inundación, según muestra la ecuación (2-76), página 50, depende tanto del flujo del líquido, como del flujo de gas. En este caso, era sencillo controlar el flujo del gas, pero no el del líquido.

En la obtención de coeficientes de transferencia de masa, se tuvo un problema similar al caso de la presión, ya que los termómetros eran poco precisos y no fue posible leer diferencias de más de  $0.5^{\circ}\text{C}$ . Hay que recordar que los cálculos de transferencia de masa se obtuvieron principalmente a partir de las lecturas de temperatura. La falta de precisión pudo influir en la dispersión de los datos, aunque puede verse claramente en la figura No.7.4, en la página 99, que los coeficientes de transferencia de masa, muestran una tendencia a aumentar a medida que crece el número de Reynolds. Ello es razonable, pues hay un mayor flujo de gas y puede

transportar más cantidad de vapor en una unidad de tiempo. En la figura No.7.5, página 101, puede verse que los datos pueden ser correlacionados por medio de una línea recta para cada líquido, que daría el número de Sherwood en función del número de Reynolds. Sin embargo, se deseaba una ecuación empírica que describiera todos los datos al mismo tiempo. Para ello, se introdujo el número de Schmidt, que tiene el efecto de juntar los datos de los distintos líquidos en una sola línea.

El etanol era un caso especial, ya que estaba al 96%. El 4% de agua presente, ofrecía una resistencia a la transferencia de masa en la fase líquida, que se consideró despreciable y se hicieron los cálculos tratando al etanol como un líquido puro. Se decidió utilizar etanol al 96%, por su bajo costo y disponibilidad. En base a los resultados, parece que este tratamiento fue adecuado, ya que el etanol muestra el mismo comportamiento que los otros alcoholes.

La correlación empírica obtenida, ecuación (7-2) de la página 94 se muestra en la figura No.7.10, página 111 y proporciona la menor dispersión de los datos de transferencia de masa. El coeficiente de correlación obtenido fue de 0.76 e indica el grado de dispersión de los datos. La correlación obtenida, se puede comparar de varias formas con las ecuaciones teóricas. El factor de 0.026 es muy similar al 0.023 de las ecuaciones teóricas (2-66) y (2-67), también el exponente 0.81 del número de Reynolds es similar al 0.83 teórico. El único exponente que difiere bastante es el del número de Schmidt, que teóricamente es  $(1/3)$  o 0.44 y en este caso se obtuvo un 0.88.

Gráficamente, se muestran los datos experimentales junto con las ecuaciones (2-66), (2-67) y (7-2) en las figuras No.7.6, 7.7 y 7.8, en las páginas 105, 107 y 109. Puede notarse que el  $N_{Sc}$  tiene el efecto de reunir los datos para todos los líquidos o bien dispersarlos más. De hecho, el método gráfico de correlación, se basa en variar el exponente del número de Schmidt hasta encontrar la menor dispersión. Puede notarse que la menor dispersión, la proporciona el exponente de 0.88. Esto se debe a que dicho exponente se obtuvo a partir de un ajuste de mínimos cuadrados. También pueden compararse los intervalos de la ordenada  $y = \ln(N_{Sh}/N_{Sc}^c)$  para las distintas gráficas. Con el exponente  $c=0.88$ , se obtiene el menor intervalo, de  $y=2.95-4.38$ , según se detalla en la página No.49. La ecuación (2-66), con  $c=0.44$  abarca el intervalo  $y=2.95-4.59$ , y la ecuación (2-67), con  $c=1/3$  abarca el intervalo  $y=2.90-4.65$ . Entre las dos ecuaciones empíricas, la (2-66) muestra una menor dispersión en los datos, lo cual es razonable, ya que se obtuvo en circunstancias similares a la presente.

Existe otro método para medir la desorción adiabática de líquidos puros, y consiste en recircular con una bomba adecuada el líquido hacia la torre, teniendo cuidado que la única parte por donde haya vaporización sea en la torre. Luego, se mide la velocidad en que disminuye el nivel en un tanque graduado. Se pensó en esta opción y se dejó instalada una escala en el tanque inferior, así como una salida para líquido. Este método podría compararse y complementarse con el psicrométrico.

En la figura No.7.9, página 109 se compara la ecuación empírica obtenida con la ecuación (2-66). En el caso del agua, los coeficientes experimentales son menores que los teóricos; en el caso de etanol y del 2-propanol los coeficientes experimentales

son mayores que los teóricos; en el caso del metanol, ambos resultados son casi iguales. No se observa un comportamiento uniforme, ya que la diferencia básica está en el número de Schmidt, que depende directamente de cada líquido. En cuanto al orden en  $N_{Sh}$  ascendente, ambas ecuaciones siguen el orden: agua, metanol, etanol, 2-propanol, y se debe a que en ese mismo orden, aumenta el número de Schmidt,  $N_{Sc}$ .

Un factor que pudo causar la diferencia entre los valores teóricos y los experimentales, fue la introducción de efectos de turbulencia a través de los distribuidores. Una mayor turbulencia causa una mayor transferencia de masa y por lo tanto coeficientes de transferencia de masa mayores. Ese efecto no se observó en el agua, donde los coeficientes de transferencia de masa fueron menores que los teóricos y pudo deberse a sus características especiales de tensión superficial, puentes de hidrógeno, etc., que no tienen los alcoholes. Ello quedó confirmado con los flujos necesarios para obtener una película uniforme, que en el caso de los alcoholes fue de 100-400 ml/min, pero para el agua de 400-700 ml/min. Hay que observar que los resultados son independientes del flujo de líquido utilizado, ya que la resistencia a la transferencia en la fase líquida es nula.

Otro problema asociado con los distribuidores, es que se redujo ligeramente el área de transferencia de masa, al haber pequeñas secciones de la torre donde no hay contacto gas-líquido. El largo de la torre donde ocurre transferencia de masa se estimó en 1.76 m, restando 1.5 cm de la parte superior y 3.5 cm de la parte inferior a la altura original de 1.81 m. Este valor puede variar ligeramente, pero se introduce poco error, ya que por ejemplo, una diferencia de 1 cm es despreciable contra 1.76 m.

Las analogías de transferencia de masa con el factor de fricción muestran resultados similares para todos los líquidos empleados, en las figuras No.7.10 a No.7.13, páginas 101 a 117. Los coeficientes  $F$  calculados a partir de las analogías, son siempre mayores que los  $F$  experimentales. Ello pudo deberse a que los datos de fricción son muy altos, ya que de ello depende todo el éxito de las analogías. La comparación con los resultados teóricos, descritos en la página 48, muestran que hay concordancia con los datos experimentales.

Las analogías ordenadas en cuanto a la predicción de los datos de transferencia de masa son, en orden de más a menos exacta: Friend-Metzner, Reynolds, Prandtl, Sherwood-von Karman, Chilton-Colburn, von Karman.

Los resultados son razonables, ya que la analogía de Friend-Metzner es específica para el interior de tubos; luego sigue la de Reynolds y la de Prandtl que son las analogías más sencillas que existen y la torre de paredes mojadas tiene una geometría muy sencilla. Luego, la ecuación de Sherwood-von Karman utiliza un valor de  $\beta$  obtenido en una torre de paredes mojadas, pero se obtuvo para destilación, no desorción (10).

Comparando los valores de  $F$ , puede notarse que los mejores resultados se obtienen para el 2-propanol y el etanol, seguidos del agua y del metanol. Esto contrasta con la comparación que se hizo anteriormente de la ecuación (2-66) con la (7-2), en la cual el metanol daba los mejores resultados. En todo caso, queda ilustrada la utilidad

de las analogías para obtener coeficientes de transferencia de masa y puede notarse que la la forma de todas las curvas son similares.

Los resultados para la transferencia de calor indican que la torre de paredes mojadas puede utilizarse para obtener coeficientes individuales de transferencia de calor  $h$ . En la figura No.7.14, página 123 puede verse la tendencia de los coeficientes a aumentar conforme aumenta el número de Reynolds. Ese es un resultado esperado, ya que aumenta la transferencia de calor al aumentar el flujo. La comparación con la ecuación teórica puede hacerse en base a los términos de la ecuación (7-3) con la ecuación de Sieder-Tate, ambas dadas en la página 120, o bien gráficamente. Comparando las ecuaciones, se ve que difieren tanto en el factor como en el coeficiente del  $N_{Re}$ , el  $N_{Pr}$  tiene el mismo coeficiente debido a que se fijó de antemano. Sin embargo, al comparar gráficamente los resultados, en la figura No.7.15, página 125, puede verse que ambas ecuaciones se ajustan muy bien a los datos y que dan resultados bastante similares, por lo que posiblemente se podrían lograr los mismos resultados refinando los datos.

Hay que notar que la dispersión de los datos es significativa, ya que se tiene un coeficiente de correlación de 0.71, similar al obtenido en la correlación empírica de datos de transferencia de masa. Aquí se pueden mencionar las mismas fuentes de error que para la transferencia de masa, la precisión de los termómetros, el valor del área de transferencia y los efectos de la turbulencia. A pesar de ello, los resultados son muy parecidos a los predichos teóricamente.

La analogía entre transferencia de masa y de calor, mostró resultados casi iguales y mucho mejores que los existentes en las analogías de transferencia de masa y fricción. Ello se debe principalmente a que hay mayor similitud entre la transferencia de masa y de calor, y que están sujetos a las mismas fuentes de error.

Las comparaciones se muestran en la figuras No.7.16 y No.7.17, páginas 127 y 129. Primero, la analogía de Chilton-Colburn predice que los factores  $j$  son iguales y la figura No.21 muestra una gran similitud. La máxima diferencia es de aproximadamente 0.0005 a  $N_{Re}=4100$ , que es un valor pequeñísimo. Por lo tanto dicha analogía se cumple bastante bien en la torre de paredes mojadas.

Al calcular los coeficientes de transferencia de masa, en la figura No.7.17, puede notarse que hay una gran similitud entre los coeficientes calculados directamente y los calculados por analogía con la transferencia de calor. La máxima diferencia corresponde a la máxima diferencia de los  $j$ , a  $N_{Re}=4100$  y es de  $0.2 \text{ kmol/m}^2\text{h}$ , o bien un  $0.2/1.65=12\%$  de diferencia, lo cual es una aproximación muy buena. Por lo tanto, la analogía de transferencia de calor funcionó mucho mejor que la analogía con fricción, pero hay que recordar que este resultado pudo deberse a error en los datos de fricción.

La razón de  $h/k_Y$  también es muy cercana al valor teórico, con un porcentaje de error de  $(1022-950)/950 = 8\%$ , lo cual indica que ambos valores se determinaron con bastante exactitud.

El espesor efectivo de película  $z_F$  es un valor ficticio, supone una película en flujo laminar donde la transferencia ocurre por difusión y contiene toda la resistencia a la transferencia. En los experimentos de desorción de líquidos puros, la película se encuentra en la fase gaseosa, ya que allí es donde ocurre la transferencia de masa. Los espesores de película para los líquidos utilizados, se muestran en la figura No.7.18, página 131. Al comparar el espesor de la película, puede notarse que es muy pequeña, de 0.128-0.175 mm. La película disminuye conforme aumenta el número de Reynolds, con lo cual disminuye la resistencia y aumenta la transferencia de masa. Dicho resultado corresponde a lo obtenido con anterioridad y se debe a que la teoría de la película es otra forma de interpretar los resultados. El orden de los líquidos en orden descendente de  $z_F$  (el espesor efectivo de película) es: agua, metanol, etanol y 2-propanol, inverso al número de Schmidt,  $N_{Sc}$  y se debe a que el espesor de película es función del número de Stanton,  $N_{St,D} = N_{Sh} / (N_{Re} N_{Sc})$ .

En cambio, el espesor real de la película, se refiere a la película líquida y se muestra en el cuadro No.7.1, página 122. El espesor es también muy pequeño, de 0.162-0.394 mm. Aunque el flujo sea distinto para el agua y los alcoholes, los espesores de película obtenidos son similares, ya que dicho espesor depende de la densidad y la viscosidad del líquido. Se incluyó el  $N_{Re}$  del líquido en el cuadro No.7.1, para resaltar que se trabaja en la región de flujo laminar. Sin embargo, es inevitable la presencia de ondulaciones, ya que  $N_{Re} > 25$  en la mayoría de casos. Dichas ondulaciones se observaron experimentalmente. Si se reducen los flujos, no se moja toda la superficie de transferencia ni se obtiene una película uniforme. Se muestran

solo intervalos, ya que era difícil regular el flujo de líquido con exactitud. El flujo de líquido se midió en la parte inferior de la torre, con probeta y cronómetro.

La altura de las unidades de transferencia, se muestra en la figura No.7.19, página 133, y varían de 0.55 a 0.72 m de altura. En orden decreciente de la altura se tiene: agua, metanol, etanol y 2-propanol, lo que muestra que es función del número de Schmidt. Esta es otra forma de interpretar los coeficientes de transferencia de masa. Sin embargo, es mucho más útil, ya que  $H_{TG}$  puede compararse con otros equipos directamente, e indica diferencias en la velocidad de transferencia. Este valor varía en cada equipo y también puede utilizarse directamente para el diseño del tamaño del equipo.

Al comparar con los datos del cuadro No.7.2, página 137, puede verse que son la mitad o un tercio menores. En este caso, hay que notar que los valores del cuadro No.7.2 se basaron en consideraciones puramente teóricas, e incluso dan resultados más altos que la ecuación de transferencia de masa (2-66). La altura de la unidad de transferencia es un valor conveniente para diseño. El número de etapas muestra el comportamiento inverso, según se ve en la figura No.7.20, página 135. La torre tiene de 2.4 - 3.3 etapas teóricas, y varía según el líquido. En orden ascendente de número de etapas se tiene: agua, metanol, etanol, 2-propanol. A pesar de ello, hay que notar que  $N_{TG}$  depende únicamente de las condiciones de entrada y salida, y no directamente de los coeficientes de transferencia de masa. La forma obtenida se debe a que varían las condiciones de salida según la velocidad de transferencia, pero en teoría podría calcularse sin necesidad de conocer los coeficientes de transferencia de masa.

El equipo está diseñado para poder hacer otras prácticas, que en esta ocasión no se llevaron cabo, debido a que no había disponibilidad de materiales o de información, o bien que la técnica experimental era muy complicada, muy larga para una práctica de laboratorio, o bien que los resultados no eran ilustrativos. Por ejemplo, se podría hacer prácticas de absorción de gases. Sin embargo, quedó demostrado que el equipo es adecuado para prácticas de transferencia de masa, tanto para obtener coeficientes como para aplicar las teorías de analogías. Se pueden hacer varias prácticas que no es posible hacer en otros equipos, sobre todo porque proporciona una misma geometría para flujo de fluidos, transferencia de masa y transferencia de calor; y pueden llevarse a cabo mediciones de los tres fenómenos. Además, ilustra muchos conceptos que se utilizan en el equipo de transferencia de masa, como el de altura de unidades de transferencia, obtener ecuaciones por análisis dimensional y otros.

El manual de operación elaborado permitirá que el equipo sea utilizado adecuadamente, conforme a los propósitos del diseño. Este manual podrá ser consultado por cualquier estudiante del Laboratorio de Operaciones Unitarias de la Universidad del Valle de Guatemala, y servirá de apoyo al material teórico del curso. Se decidió elaborar un documento independiente del presente trabajo, por razones de espacio.

Las prácticas que se diseñaron fueron probadas y mostraron ser adecuadas para ilustrar los principios de transferencia de masa y las teorías de analogías.

El costo del equipo fue de 9,073.30 quetzales. Este valor se obtuvo en base a cotizaciones de materiales nuevos, pero hay que recordar que varias de las partes fueron elaboradas a partir de materiales disponibles en el Laboratorio de Operaciones Unitarias. Por ejemplo, se utilizaron los tubos viejos de la caldera, para la parte inferior de la estructura y se construyeron las plataformas de tablones viejos. El ventilador también estaba sin ningún uso en el laboratorio y se adaptó a la torre de paredes mojadas. Teniendo en cuenta lo anterior, el costo del equipo fue menor que el indicado, pero es el correcto para propósitos de inventario. El costo de ingeniería y mano de obra se estimó en 30% del costo de materiales, un valor sugerido en la literatura. Este porcentaje puede variar. También se incluyeron costos de materiales utilizados en el diseño original que luego tuvieron que ser reemplazados. Comparativamente, el costo del equipo fue muy bajo, si se considera que las unidades experimentales comerciales se venden a precios por encima de los 10 000 dolares, unos 60 000 quetzales.

## IX. CONCLUSIONES

1 - Se determinaron las características de la torre de paredes mojadas en cuanto a los tres fenómenos de transporte: transferencia de cantidad de movimiento, transferencia de calor y transferencia de masa. Se comprobó que el diseño es adecuado tanto para obtener coeficientes de transferencia de masa y de calor, como para aplicar la teoría de analogías. Las características obtenidas, se expresaron en forma de ecuaciones empíricas, que dan resultados similares a los proporcionados en la literatura y están de acuerdo al diseño.

2 - Los resultados para el factor de fricción de Fanning, calculados a partir de datos de fricción de superficie en la torre, fueron más altos que lo predicho teóricamente lo que pudo deberse a irregularidades en los agujeros de las tomas de presión. Hubo poca precisión en las lecturas del manómetro diferencial utilizado, lo que se reflejó en un coeficiente de correlación de 0.30.

3 - El equipo final tiene fricción de forma y deberá ser tomada en cuenta en prácticas futuras. Para poder obtener la fricción de superficie se determinó un factor de fricción de forma experimental  $K=11$ .

4 - La torre de paredes mojadas, permitió la determinación de coeficientes individuales de transferencia de masa y de calor,  $F$  y  $h$ . Además, fue posible determinar la razón  $h/k_Y$  con un porcentaje de error menor del 10%.

5 - En la obtención de coeficientes de transferencia de masa y de transferencia de calor se tuvieron las siguientes fuentes de error : poca precisión en los termómetros, efectos de turbulencia a la entrada y salida de la torre y variación en el área de transferencia. Este último efecto es el menos importante. La poca precisión se reflejó en coeficientes de correlación de 0.76 y 0.71, para transferencia de masa y transferencia de calor, respectivamente.

6 - Una alternativa para medir la desorción adiabática de líquidos, consiste en medir el descenso de nivel en un tanque graduado, pero se necesita una bomba adecuada.

7 - Las analogías de transferencia de masa con el factor de fricción mostraron resultados similares para todos los líquidos empleados. Las analogías proporcionaron coeficientes de transferencia de masa mayores que los medidos. El error puede deberse a las mediciones de fricción.

8 - La analogía entre transferencia de masa y de calor mostró resultados muy similares. Los factores  $j$  casi no tuvieron diferencia y los coeficientes de transferencia de masa tuvieron un error máximo de 12%.

9 - Se calcularon valores del espesor efectivo de película  $z_f$  y se encontraron en el intervalo de 0.128 - 0.175 mm. Esta película se aplica a la fase gaseosa y varía con el líquido desorbido y el número de Reynolds, los resultados corresponden a lo predicho por la teoría.

10 - Los espesores reales de la película líquida fueron de 0.162-0.394 mm. Se trabaja en flujo laminar, pero no es posible evitar la formación de ondulaciones si se desea mojar toda el área de transferencia. La presencia de olas va implícita en las ecuaciones empíricas obtenidas.

11 - Se puede introducir el concepto de altura de unidades de transferencia y de número de unidades de transferencia. En la torre la altura de dichas unidades varió de 0.55 a 0.72 m de altura, y el número de 2.4 - 3.3. Estos valores pueden compararse directamente con otros equipos.

13 - En base a los resultados obtenidos, se pueden diseñar varias prácticas de transferencia de masa, como obtención de los coeficientes respectivos. La correlación de todos los datos a través del análisis dimensional, la aplicación de las teorías de analogías y de la teoría de la película, así como la determinación de la altura y el número de unidades de transferencia para la torre. Para transferencia de cantidad de movimiento se puede determinar la caída de presión en la torre y obtener una correlación empírica entre los datos de fricción. Para transferencia de calor, se pueden obtener los coeficientes respectivos y correlacionarlos a través del análisis dimensional.

14 - Se elaboró un manual de operación de la torre independiente del presente trabajo, que servirá de apoyo para los estudiantes del Laboratorio de Operaciones Unitarias de la Universidad del Valle de Guatemala.

15 - El costo de la torre de paredes mojadas, calculado a partir de precios de materiales nuevos, resultó bastante bajo en comparación con precios de equipos comerciales similares. El costo de la torre fue aún menor al considerar que se utilizaron materiales que estaban sin ningún uso en el Laboratorio de Operaciones Unitarias de la Universidad del Valle de Guatemala.

## X. RECOMENDACIONES

1 - Se sugiere incluir la torre de paredes mojadas en el programa de prácticas del Laboratorio de Operaciones Unitarias, ya que se pueden hacer varias prácticas que introducen adecuadamente muchos conceptos de transferencia de masa y se aplica con bastante exactitud la teoría de analogías.

2 - Se recomienda, en el futuro, instalar en el equipo un manómetro y termómetros de mayor precisión para obtener datos más precisos.

3 - Para poder determinar con exactitud la fricción de superficie, se recomienda cambiar los dispositivos que introducen fricción de forma por piezas metálicas torneadas con exactitud, que no introducirían ninguna expansión o contracción en la tubería. Asimismo, se podrían redondear los bordes de los agujeros de las tomas de presión, para eliminar posibles irregularidades. Estas sugerencias deben considerarse con cuidado, ya que implicaría varios cambios en los distribuidores.

4 - Se puede considerar como una alternativa para medir la evaporación de líquidos en medir el descenso de nivel en un tanque graduado, adquiriendo una bomba adecuada. Si se puede regular bien el flujo del líquido, podrían hacerse además, mediciones de inundación.

5 - Se pueden diseñar otras prácticas, que utilizarían otras técnicas experimentales y aparte de la desorción adiabática de líquidos puros. Por ejemplo, podría considerarse la absorción de gases o la desorción de mezclas líquidas. Esto requeriría obtener los reactivos y materiales adecuados, así como las curvas de equilibrio correspondientes. Hay que notar que de haber resistencia a la transferencia en la fase líquida, se requeriría una forma de regular bien el flujo del líquido.

6 - No se recomienda el uso de metanol en las prácticas de laboratorio, ya que se evapora con mucha facilidad y dificulta las mediciones, además de ser bastante tóxico y poner en peligro la salud de los estudiantes.

## XI. BIBLIOGRAFÍA

1. Barnet, W.I. y K. Kobe. 1941. Heat and Vapor Transfer in a Wetted-Wall Tower. Industrial and Engineering Chemistry 4:436-442.
2. Charpentier, J.C. 1981. "Mass Transfer in Gas-Liquid Absorbers and Reactors". En: Drew, T.B., G.R. Coker, J.W. Hoopes y T. Vermeulen (ed.) Advances in Chemical Engineering. Vol.11. pp. 1-134. Academic Press, New York.
3. Chilton, T. y A. Colburn. 1934. Mass Transfer (Absorption) Coefficients: Prediction from Data on Heat Transfer and Fluid Friction. Industrial and Engineering Chemistry. 26:1183-1187.
4. Foust, A., L. Wenzel, C. Clump y L.B. Andersen. 1980. Principles of Unit Operations. John Wiley & Sons, New York, USA.
5. Geankoplis, C.J. 1983. Transport Processes & Unit Operations. 2nd. Ed. Allyn & Bacon, Inc. Boston. USA.
6. Gilliland, E.R. y T.K. Sherwood. 1934. Diffusion of Vapors into Air Streams. Industrial and Engineering Chemistry 26:516-523.
7. Haslam, R., R.Hershey y R.Keen. 1924. Effect of Gas Velocity and Temperature on Rate of Absorption. Industrial and Engineering Chemistry. 16: 1224-1230.
8. Hines, A. y R. Maddox. 1985. Mass Transfer Fundamentals and Applications. Prentice Hall. New Jersey.
9. Hulswitt, C. y J.A. Mraz. 1972. HCl Recovered From Chlorinated Organic Waste. Chemical Engineering. 15 Mayo 1972: 80-81.
10. Jackson, M.L. y N.H. Ceaglske. 1950. Distillation, Vaporization, and Gas Absorption in a Wetted-Wall Column. Industrial and Engineering Chemistry 42:1188-1198.
11. Kern, D.Q. 1995. Procesos de Transferencia de Calor. CECSA, México.
12. McCabe, W., J. Smith y P. Harriot. 1993. Operaciones Básicas de Ingeniería Química. McGraw-Hill, 4ta. edición, México.
13. Perry, R. y D. Green (ed.). 1984. Perry's Chemical Engineers' Handbook. McGraw-Hill, 6th. edition, New York, USA.

14. Sack, M. 1967. Falling Film Shell- and Tube Heat Exchangers. Chemical Engineering Progress. 7:55-61.
15. Sherwood, T.K. y R.Pigford. 1952. Absorption and Extraction. McGraw-Hill, New York, USA.
16. Treybal, R. E. 1988. Operaciones de Transferencia de Masa. McGraw-Hill, 2da.Ed., México.
17. Welty, J., C. Wicks y R. Wilson. 1976. Fundamentals of Momentum, Heat, and Mass Transfer. John Wiley & Sons, 2nd. edition, New York, USA.

ANEXOS



## ANEXO A

### Especificaciones del equipo

#### 1. Torre de paredes mojadas

	Material	Diámetro externo en cm	Diámetro interno en cm	Longitud en m	Razón longitud diámetro
Sección calma inferior	PVC	3.348	3.007	1.56	52
Sección calma superior	PVC	3.348	3.007	1.17	39
Sección mojada	Vidrio	3.526	3.120	1.81	58

Longitud de transferencia                    1.76 m (se debe al diseño de los distribuidores)

Area de transferencia                        0.1725 m<sup>2</sup>

Distancia entre tomas de presión        2.08 m

Factor de fricción de forma, K            11 (se calculó como se muestra en el Anexo C)

#### 2. Dimensiones de otros tubos

	Diámetro externo en cm	Diámetro interno en cm
Tubo PVC 1-1/4	4.216	3.909
Tubo PVC 3/4	2.667	2.299
Tubo CPVC 1/2	1.588	1.222
Tubo de aluminio, tomas de temperatura	0.9652	0.6604
Tubo de aluminio, tomas de anemómetro	0.9652	0.6604
Tubo de aluminio, tomas de presión	0.8255	0.5207

### 3. Sistema de líquido

Alimentación del líquido: Por gravedad.

Capacidad de recipientes de líquido: 12 l, el inferior con escala graduada cada 50 ml

Líquido	Flujo en ml/min		Intervalos		Número de Reynolds	
			Espesor de película en mm			
Agua	400	700	0.271	0.326	285	500
Etanol	100	400	0.215	0.341	35	143
2-Propanol	100	400	0.248	0.394	23	92
Metanol	100	400	0.162	0.257	83	333

### 4. Sistema de gas

Alimentación de aire: Por medio de un ventilador

Características del ventilador	
Potencia	0.363 W (0.5 hp)
Rodete	30 cm de diámetro, aspas curvadas hacia atrás
Región de trabajo	4000-14000 Región de flujo turbulento
Caida de presión	490 Pa (5 cm de agua)
Velocidad de rotación	1745 rpm
Tipo de motor	Monofásico, de 110 V

Diámetro en cm	Poleas del motor	
	Velocidad de rotación del rodete, en rpm	
7.5	5235	
6	4188	
4	2792 (Polea utilizada)	
2.5	1745	

Diámetro en cm	Polea del rodete	
	Velocidad de rotación del rodete, en rpm	
2.7	Variable	

Medición de la velocidad del aire: Por medio de un anemómetro, cuya toma está en el tubo de PVC.

Alimentación de otro gas: Por medio de una entrada en la base de la torre.

5. Ecuaciones empíricas

Transferencia de momentum:  $(f/2) = 0.08 N_{Re}^{-0.23}$

Transferencia de masa:  $N_{Sh} = 0.026 N_{Re}^{0.81} N_{Sc}^{0.88}$

Transferencia de calor:  $N_{Nu} = 0.108 N_{Re}^{0.63} N_{Sc}^{(1/3)}$



## ANEXO B

Datos originales

Cuadro No.B.1 - Datos para el ventilador

No. de vueltas en válvula		Velocidad en	
		pie/min	m/s
6	Abierta	1000	5.08
5.5		990	5.03
5		980	4.98
4.5		950	4.83
4		920	4.67
3.5		900	4.57
3		870	4.42
2.5		800	4.06
2		700	3.56
1.5		580	2.95
1		380	1.93
0.5		170	0.86
0	Cerrada	0	0.00

Nota: Los datos originales de velocidad están dados en pie/min

Cuadro No.B.2 - Datos para fricción

Velocidad en		Caída de presión en cm de agua	
pie/min	m/s	Con f.f *	Sin f.f *
1000	5.08	2.2	0.9
970	4.93	2	0.8
920	4.67	1.8	0.8
870	4.42	1.7	0.7
850	4.32	1.6	0.7
800	4.06	1.5	0.6
750	3.81	1.4	0.6
700	3.56	1.3	0.5
650	3.30	1.2	0.5
600	3.05	1	0.5
550	2.79	0.9	0.4
500	2.54	0.8	0.4
450	2.29	0.7	0.4
400	2.03	0.6	0.3
350	1.78	0.5	0.3
300	1.52	0.4	0.3

\* f.f. se refiere a la fricción de forma introducida por las expansiones-contracciones

Cuadro No.B.3 - Datos de transferencia de masa

Corrida	Velocidad en pie/min	m/s	Torre, arriba		Torre, abajo		Psicrómetro		
			t <sub>1</sub>	t <sub>2</sub>	t <sub>w2</sub>	t <sub>L1</sub>	t <sub>g1</sub>	t <sub>g2</sub>	t <sub>gw</sub>
ag1	950	4.83	25.0	25.0	21.5	20.0	28.0	27.8	18.3
ag2	850	4.32	25.0	24.0	21.5	22.0	29.0	27.8	18.3
ag3	750	3.81	25.5	23.5	22.5	23.0	29.0	27.8	18.3
ag4	650	3.30	26.0	24.0	23.0	23.0	29.0	27.8	18.9
ag5	550	2.79	26.0	25.0	23.0	22.0	29.0	27.8	18.9
ag6	500	2.54	24.0	25.0	22.0	21.0	29.0	28.9	19.4
ag7	700	3.56	24.0	25.0	21.5	20.5	29.0	28.9	19.4
ag8	400	2.03	24.0	24.5	22.5	22.0	28.0	26.7	18.9
ag9	800	4.06	24.0	25.0	21.5	21.0	28.0	27.8	18.9
ag10	450	2.29	24.5	25.5	22.0	21.0	29.0	28.9	19.4
ag11	350	1.78	24.5	25.5	22.5	22.0	29.0	28.9	19.4
ag12	300	1.52	24.0	25.0	22.5	23.0	28.0	27.2	18.9
ag13	950	4.83	24.0	24.0	22.0	21.0	29.0	27.2	18.9
ag14	850	4.32	24.0	23.5	21.5	21.5	29.0	27.2	18.9
ag15	750	3.81	24.5	24.0	22.0	21.5	28.5	27.2	18.9
ag16	600	3.05	24.5	23.5	22.0	22.0	28.5	27.0	18.8
ag17	500	2.54	25.0	24.0	21.5	22.0	29.0	27.0	18.8
ag18	400	2.03	25.0	24.0	22.0	21.5	29.5	27.0	18.8
ag19	650	3.30	25.0	23.5	21.5	22.0	29.5	27.0	18.8
ag20	700	3.56	25.5	23.5	22.0	22.0	29.5	27.0	18.8

Flujo de líquido: 400 - 700 ml/min

Presión atmosférica: 85.3 kPa (640 mm Hg)

Duración de las mediciones: 2.5 horas

Cantidad de líquido evaporado: No cuantificado, ya que no interesa el costo.

Observaciones: Ninguna

\*Nota: t es la temperatura dada en °C

Subíndices: 1 - parte inferior de la torre

G - del gas, bulbo seco

W - del gas, bulbo húmedo

2 - parte superior de la torre

P - psicrómetro

L - del líquido

## ETANOL

Corrida	Velocidad en		Torre, arriba			Torre, abajo		
	pie/min	m/s	$t_{L2}^*$	$t_{G2}$	$t_{W2}$	$t_{L1}$	$t_{G1}$	
et1	850	4.32	25.0	19.0	16.0	14.0	29.0	
et2	750	3.81	25.0	20.0	15.0	15.0	29.0	
et3	650	3.30	25.0	21.0	16.5	14.0	29.0	
et4	550	2.79	25.0	19.5	16.5	13.5	29.0	
et5	450	2.29	25.0	19.0	17.0	13.0	29.0	
et6	350	1.78	25.0	20.0	17.0	12.5	29.0	
et7	400	2.03	25.5	20.0	17.5	13.0	29.0	
et8	500	2.54	25.0	19.0	17.5	13.5	29.0	
et9	600	3.05	25.5	21.5	18.0	14.0	29.0	
et10	700	3.56	26.0	21.0	18.0	13.0	29.0	
et11	800	4.06	24.0	19.0	17.0	13.0	29.0	
et12	850	4.32	23.5	19.0	16.0	13.5	29.0	
et13	300	1.52	25.5	20.0	17.5	13.0	29.0	
et14	650	3.30	23.0	21.5	16.0	13.0	29.0	
et15	550	2.79	23.0	20.5	18.0	13.0	29.0	
et16	450	2.29	22.5	20.0	18.0	13.0	29.5	
et17	400	2.03	22.5	19.5	17.0	14.0	29.5	
et18	600	3.05	23.0	20.0	17.0	13.5	29.5	
et19	500	2.54	23.5	21.0	18.0	14.0	29.5	
et20	700	3.56	23.0	20.0	17.5	14.0	29.0	

Flujo de líquido: 100 - 400 ml/min

Presión atmosférica: 85.3 kPa (640 mm Hg)

Duración de las mediciones: 2.5 horas

Cantidad de líquido evaporado: 1.7 litros

Observaciones: Hay una ligera condensación de agua en el exterior de la torre.

\*Nota:  $t$  es la temperatura dada en °C

Subíndices: 1 - parte inferior de la torre 2 - parte superior de la torre

G - del gas, bulbo seco

W - del gas, bulbo húmedo

L - del líquido

## 2-PROPANOL

Corrida	Velocidad en		Torre, arriba			Torre, abajo		
	pie/min	m/s	$t_{L2}^*$	$t_{G2}$	$t_{L2}$	$t_{L1}$	$t_{G1}$	$t_{L1}$
ip1	800	4.06	24.0	17.0	14.5	15.0	28.0	28.0
ip2	700	3.56	24.0	18.5	15.0	15.5	28.0	28.0
ip3	750	3.81	24.5	21.0	14.0	16.0	29.0	29.0
ip4	650	3.30	24.5	22.0	14.5	16.0	29.0	29.0
ip5	550	2.79	25.0	22.0	14.5	17.0	28.5	28.5
ip6	450	2.29	25.0	22.0	15.0	17.0	29.0	29.0
ip7	350	1.78	25.0	22.5	15.5	16.0	29.0	29.0
ip8	850	4.32	24.8	21.0	13.0	16.0	28.0	28.0
ip9	850	4.32	24.0	19.0	14.0	15.0	28.0	28.0
ip10	700	3.56	25.0	22.0	14.5	16.0	29.0	29.0
ip11	600	3.05	24.0	22.0	15.0	16.0	28.0	28.0
ip12	500	2.54	24.0	22.0	15.0	17.0	28.0	28.0
ip13	400	2.03	24.0	23.0	16.0	18.0	28.0	28.0
ip14	300	1.52	24.5	22.5	16.0	17.0	29.0	29.0
ip15	500	2.54	25.0	22.0	14.0	16.0	29.0	29.0
ip16	600	3.05	25.0	21.5	14.0	15.5	29.0	29.0
ip17	550	2.79	25.0	22.0	13.5	15.5	29.0	29.0
ip18	450	2.29	25.5	22.0	14.0	16.0	29.0	29.0
ip19	750	3.81	25.5	21.0	13.5	15.5	29.0	29.0
ip20	650	3.30	25.5	21.5	13.5	15.5	29.0	29.0

Flujo de líquido: 100 - 400 ml/min

Presión atmosférica: 85.3 kPa (640 mm Hg)

Duración de las mediciones: 2.5 horas

Cantidad de líquido evaporado: 1.2 litros

Observaciones: Ninguna.

\*Nota: t es la temperatura dada en °C

Subíndices: 1 - parte inferior de la torre

2 - parte superior de la torre

G - del gas, bulbo seco

W - del gas, bulbo húmedo

L - del líquido

## METANOL

Corrida	Velocidad en		Torre, arriba				Torre, abajo					
	pie/min	m/s	t <sub>12</sub> *	t <sub>52</sub>	t <sub>w2</sub>	t <sub>u4</sub>	t <sub>64</sub>	t <sub>12</sub> *	t <sub>52</sub>	t <sub>w2</sub>	t <sub>u4</sub>	t <sub>64</sub>
m1	300	1.52	19.0	13.0	11.0	6.0	24.0	19.0	13.0	11.0	6.0	24.0
m2	400	2.03	19.0	13.0	11.2	6.0	24.0	19.0	13.0	11.2	6.0	24.0
m3	500	2.54	20.0	13.0	11.5	7.0	24.0	20.0	13.0	11.5	7.0	24.0
m4	600	3.05	19.0	12.0	10.5	7.0	24.0	19.0	12.0	10.5	7.0	24.0
m5	900	4.57	20.0	10.5	9.0	5.5	24.5	20.0	10.5	9.0	5.5	24.5
m6	350	1.78	21.0	12.0	10.5	7.5	25.0	21.0	12.0	10.5	7.5	25.0
m7	450	2.29	21.0	12.0	11.0	7.5	25.0	21.0	12.0	11.0	7.5	25.0
m8	550	2.79	21.5	12.0	11.0	8.0	25.0	21.5	12.0	11.0	8.0	25.0
m9	650	3.30	21.5	11.0	9.5	8.0	25.0	21.5	11.0	9.5	8.0	25.0
m10	600	3.05	20.0	11.0	9.0	6.0	24.5	20.0	11.0	9.0	6.0	24.5

Flujo de líquido: 100 - 400 ml/min

Presión atmosférica: 85.3 kPa (640 mm Hg)

Duración de las mediciones: 1 hora

Cantidad de líquido evaporado: 1.6 litros

Observaciones: La torre se inunda a velocidades de aire mayores de 3.30 m/s.

El metanol se evapora con demasiada facilidad y dio dificultades en las mediciones. Por todo ello, además de su toxicidad sólo se obtuvieron 10 puntos. No se recomienda su uso en prácticas de laboratorio.

\*Nota: t es la temperatura dada en °C

Subíndices: 1 - parte inferior de la torre      2 - parte superior de la torre

G - del gas, bulbo seco      W - del gas, bulbo húmedo      L - del líquido

Cuadro No.B.4 - Datos de transferencia de calor para el agua

Corrida	Velocidad en		Torre, arriba		Torre, abajo	
	pie/min	m/s	$t_{L2}^*$	$t_{G2}$	$t_{L1}$	$t_{G1}$
1	950	4.83	17.0	22.5	20.0	27.0
2	850	4.32	18.0	22.0	19.5	29.0
3	750	3.81	18.0	21.5	19.0	29.0
4	600	3.05	17.5	20.5	19.0	29.0
5	500	2.54	13.0	19.0	15.0	29.0
6	400	2.03	14.0	19.0	15.0	29.5
7	650	3.30	14.5	20.5	15.5	29.5
8	700	3.56	14.8	21.0	16.0	29.5
9	900	4.57	15.0	20.5	18.0	29.0
10	800	4.06	15.5	22.0	19.0	29.0
11	300	1.52	15.0	18.5	16.0	28.0
12	450	2.29	15.0	19.0	16.0	28.5
13	350	1.78	15.5	19.0	16.0	28.5
14	550	2.79	16.0	20.0	17.0	28.5

Flujo de líquido: 400 - 700 ml/min  
 Presión atmosférica: 85.3 kPa (640 mm Hg)  
 Duración de las mediciones: 1.5 horas  
 Cantidad de líquido evaporado: No cuantificado.

\*Nota: t es la temperatura dada en °C  
 Subíndices: 1 - parte inferior de la torre      2 - parte superior de la torre  
 G - del gas      L - del líquido

$$1 \text{ ft} \rightarrow 0.3048 \text{ m}$$

$$\frac{350 \text{ f}}{\text{min}} \times \frac{0.3048 \text{ m}}{1 \text{ ft}} \times \frac{1 \text{ min}}{60 \text{ s}}$$

2002 → 60-4

A/TD2

CD

MR (20)

1.25" (2.54 cm)  
 1"

## ANEXO C

### Muestra de Cálculos

#### 1. Flujo másico y número de Reynolds

Este cálculo se utilizó en todas las determinaciones hechas en la torre, así que se muestra al principio.

La medición de velocidad, se llevó a cabo en el tubo de PVC de 1¼", mientras que el número de Reynolds se calcula para el tubo de vidrio.

Por lo tanto, primero se calcula el flujo másico, que es constante en toda la torre. Como ejemplo, se tomará una velocidad de 4.83 m/s y con aire a 25°C. A esa temperatura,  $\rho=0.985 \text{ kg/m}^3$  y  $\mu=0.017 \times 10^{-3} \text{ kg/m s}$ . Para el PVC, su sección transversal interna,  $S = 12 \text{ cm}^2$ .

$$\dot{m} = v S \rho = (4.83 \text{ m/s})(12 \times 10^{-4} \text{ m}^2)(0.985 \text{ kg/m}^3) = 0.00570 \text{ kg/s}$$

El número de Reynolds está dado por:

$$N_{\text{Re}} = \frac{dv\rho}{\mu} = \frac{dv\rho S}{\mu S} = \frac{dm}{\mu(d^2 \pi / 4)} = 4 \frac{m}{\mu d \pi}$$

donde el diámetro  $d$  es ahora del tubo de vidrio = 0.0312 m.

Con ello:  $N_{Re} = 4 (0.00570 \text{ kg/s}) / (0.0175 \times 10^{-3} \text{ kg/m s})(0.0312 \text{ m})(\pi) = 13292$

## 2. Fricción

Para los cálculos de fricción, se aplica la ecuación de Bernoulli a la torre, con la convención que el punto 1 es la toma de presión inferior, y el punto 2 la toma de presión superior. Si solo hay fricción de superficie, la ecuación de Bernoulli es:

$$\frac{p_1 - p_2}{\rho} + g(Z_1 - Z_2) = \frac{4 f L V^2}{d \cdot 2}$$

donde no se incluyó el término de velocidad, pues es la misma en el punto 1 que en el punto 2. La diferencia de presión está dada por el manómetro diferencial:

$$p_1 - p_2 = \rho_{\text{agua}} g \Delta h, \text{ siendo } \Delta h \text{ la lectura del manómetro.}$$

y  $\Delta Z = Z_1 - Z_2 = -2.08 \text{ m}$ , que es la distancia entre las tomas de presión y es negativa, por ser  $Z_1 < Z_2$ . Además  $L = 2.08 \text{ m}$ ,  $d = 0.0312 \text{ m}$ , la velocidad es dada experimentalmente,  $g = 9.81 \text{ m/s}^2$ ,  $\rho = 0.998 \text{ kg/m}^3$ ,  $\rho_{\text{agua}} = 997 \text{ kg/m}^3$  a  $25^\circ\text{C}$ .

Se despeja  $f$  de la ecuación anterior:

$$f = \frac{1}{4} \frac{d}{L} \frac{2}{V^2} \left[ \frac{\rho_{\text{agua}}}{\rho} g \Delta h + g \Delta Z \right]$$

y se sustituyen todos los valores.

Por ejemplo, para la primera corrida de fricción, se tiene  $V=5.08$  m/s y  $h = 0.9$  cm.

$$f = \frac{1}{4} \frac{0.0312m}{2.08m} \frac{2}{(5.08m/s)^2} \frac{997}{0.998} (9.81m/s^2)(0.9 \times 10^{-2}m) + (9.81m/s^2)(-2.08m) = 0.0099$$

Al tener fricción de forma, la ecuación de Bernoulli es:

$$\frac{p_1 - p_2}{\rho} + g(Z_1 - Z_2) = \left( \frac{4fL}{d} + K \right) \frac{V^2}{2}$$

De los cálculos anteriores se tiene  $f$ , y además se tienen los demás valores, por lo que se despeja  $K$ . Hay que notar que en este caso se utiliza la diferencia de presión de datos con fricción de forma. Para el ejemplo,  $K = 9.9$ .

Se muestran estos cálculos a partir del cuadro No.B.2 y los resultados en el cuadro No.D.1.

### 3. Relaciones psicrométricas

La técnica experimental emplea relaciones psicrométricas para determinar la concentración de vapores en el aire, por lo que se explican los conceptos más importantes. Las definiciones y relaciones se obtuvieron de la referencia No.16.

La humedad absoluta  $Y'$  es la relación entre masa de vapor y masa de gas seco. En el caso del sistema agua-aire, es la relación: masa de vapor de agua / masa de aire seco.

$$Y' = \frac{\bar{p}_A}{\bar{p}_B} \frac{M_A}{M_B} = Y \frac{M_A}{M_B} = \frac{\bar{p}_A}{p_T - \bar{p}_A} \frac{M_A}{M_B}$$

donde:  $Y'$  = humedad molal absoluta,  $\bar{p}_A$  = presión parcial del componente A (agua),  $\bar{p}_B$  = presión parcial del componente B (aire),  $p_T$  = presión total del sistema,  $M_A$  = peso molecular de A,  $M_B$  = peso molecular de B.

La temperatura de bulbo seco,  $t_G$ , es la temperatura de una mezcla vapor-gas determinada por inmersión de un termómetro en la mezcla. La temperatura de bulbo seco mide la temperatura real de la mezcla vapor-gas. En la línea de saturación, la temperatura de bulbo seco y de bulbo húmedo son iguales.

La temperatura de bulbo húmedo,  $t_w$ , es la temperatura que se alcanza en estado estacionario por una pequeña cantidad de líquido que se evapora en una gran cantidad de mezcla gas-vapor no saturada. Dicha temperatura puede utilizarse para medir la humedad de la mezcla. En el equilibrio dinámico que adquiere una superficie de agua,

cuando la rapidez de transferencia de calor por convección hacia la superficie, iguala la rapidez de transferencia de masa desde la superficie.

La temperatura de bulbo húmedo, se mide colocando un material fibroso humedecido en el líquido, sobre el bulbo del termómetro. Luego, el termómetro se sumerge en una corriente de la mezcla gaseosa, que se esté moviendo rápidamente. La temperatura que indica este termómetro alcanza un valor inferior a la medida por el procedimiento para el bulbo seco.

La ecuación que relaciona las humedades con la diferencia de temperaturas, que es la depresión de bulbo húmedo es la siguiente:

$$t_G - t_w = \frac{\lambda_w(Y'_w - Y')}{h_G/k_Y}$$

donde  $Y'$  es la humedad absoluta a  $t_G$ ,  $Y'_w$  la humedad absoluta a  $t_w$ ,  $k_Y =$  coeficiente de transferencia de masa en el gas,  $\lambda_w =$  calor latente de vaporización unidad de masa a la temperatura de bulbo húmedo por,  $\bar{p}_{A,G} =$  presión parcial del vapor,  $p_{A,w} =$  presión parcial A a la temperatura  $t_w$ ,  $h_G =$  coeficiente de transferencia de calor en el gas,  $M_A =$  peso molecular de A. La relación  $h_G/k_Y$  es una constante para cada líquido.

En una corrida experimental, se conocen todos los valores y basta despejar  $Y'$  para conocer la humedad del aire. Una alternativa consiste en usar una tabla psicrométrica para el agua, pero por uniformidad y por ser más fácil de llevar a cabo en computadora, se usan las relaciones directas.

Se utilizan los siguientes subíndices: w = bulbo húmedo; G = bulbo seco, 1 = parte inferior de la torre, 2 = parte superior de la torre, L = líquido, P = psicrómetro.

#### 4. Determinación de coeficientes de transferencia de masa

El ejemplo se hace con la corrida ag1, del cuadro No.B.3 y los resultados se muestran en el cuadro No.D.2. Para agua-aire,  $M_A = 18.02$  kg/kmol,  $M_B = 29$  kg/kmol,  $h_G/k_Y = 950$  kJ/kg K. Las propiedades físicas utilizadas en los cálculos, se muestran en el Anexo I, página 233.

Se considera que la fuerza impulsora para la transferencia de masa es una diferencia en humedades. El líquido se considera saturado y se calcula su humedad a partir de su temperatura. El gas tiene a la entrada, la humedad dada por el psicrómetro, y a la salida la humedad dada por los termómetros de bulbo seco y bulbo húmedo de la torre. Con el gradiente utilizado se obtiene el coeficiente  $k_Y$ .

- Cálculo de humedad en el líquido:

El líquido, está a temperatura de saturación, por lo que la presión de vapor se puede obtener a por una ecuación de la forma  $p=f(t)$ , donde  $f$  es una función. En este

caso se utilizó la ecuación de Antoine. El cálculo de la humedad se hace entonces en dos pasos: 1- Se determina la presión de vapor del líquido a partir de la ecuación de Antoine  $p=f(t)$  a dicha temperatura 2 - Se calcula  $Y'$  a partir de la definición de humedad absoluta.

Por ejemplo, para  $t_{L1} = 20^\circ\text{C}$ ,  $p_A = 2.310 \text{ kPa}$ ,

$$Y'_{L1} = 2.310 \text{ kPa} / (85.3 \text{ kPa} - 2.310 \text{ kPa}) (18.02/29) = 0.017291 \text{ kg agua/kg aire seco}$$

- Cálculo de humedad en el gas:

La humedad del gas se obtiene a partir de  $t_w$  y  $t_G$ . Como  $t_w$  es temperatura de saturación, la humedad  $Y'_w$  se calcula por el mismo procedimiento que en los líquidos. Luego, para obtener la humedad del gas, hay que emplear además  $t_G$  y la relación psicrométrica.

Por ejemplo, para el psicrómetro,  $t_{wp} = 18.3^\circ\text{C}$ , se calcula  $Y'_{wp} = 0.005805$ . Interpolando en tablas, se obtiene que la entalpía de vaporización del agua a  $t_{wp}$  es:  $\lambda = 2458.25 \text{ kJ/kg}$ . De los datos,  $t_{GP} = 27.8$ . Por lo tanto, se sustituyen todos los valores en la relación:

$$Y'_{GP} = Y'_{WP} - \frac{h_G / k_Y (t_G - t_W)}{\lambda_W}$$

y se despeja  $Y'_{GP}$  se obtiene  $Y'_{GP}=Y'_{G1}=005733$  kg agua/kg aire seco. La igualdad entre las humedades se debe a que la humedad del psicrómetro es la misma que a la entrada de la torre.

A continuación se resumen los valores de humedad para la torre:

A partir de  $t_{G2}$  y  $t_{W2}$  se obtiene  $Y'_{G2}$ , la humedad del gas en la parte superior.

A partir de  $t_{GP}$  y  $t_{WP}$  se obtiene  $Y'_{G1}$ , la humedad del gas en la parte inferior.

A partir de  $t_{L2}$  se obtiene  $Y'_{L2}$ , la humedad del líquido en la parte superior.

A partir de  $t_{L1}$  se obtiene  $Y'_{L1}$ , la humedad del líquido en la parte inferior.

A partir del promedio entre  $t_{G1}$  y  $t_{G2}$  se obtiene la temperatura media en la torre, que se utiliza para calcular las propiedades del aire, densidad, viscosidad, etc. En el ejemplo, la temperatura media es de 26.5°C.

Para el ejemplo:

$$Y'_{G2} = 0.017678 \text{ kg agua/kg aire seco} \quad /$$

$$Y'_{G1} = 0.011874 \quad " \quad "$$

$$Y'_{L2} = 0.02374 \quad /$$

$$Y'_{L1} = 0.017291 \quad /$$

Todos estos resultados son los mismos que se obtienen con una tabla psicrométrica a la presión de 85.3 kPa.

La humedad absorbida por el aire es de:

$$0.01768 - 0.011874 = .005805 \text{ kg agua/kg aire seco}$$

El flux masa transferida, se obtiene a partir de la diferencia entre la humedad final y la inicial del aire, y del área de transferencia de masa:

$$W_A = \frac{m(Y'_{G2} - Y'_{G1})}{A} = \frac{0.05753 \text{ kg/s} (3600 \text{ s/h}) (0.01768 - 0.011874)}{0.1725 \text{ m}^2} = 0.697 \text{ kg/m}^2 \text{ h}$$

A la diferencia de humedades se le llamó  $\Delta Y'$  en los cuadros de resultados.

Por otro lado el gradiente de humedad, que provoca la transferencia de masa, se considera que es una media logarítmica entre las humedades del líquido y las humedades del aire:

$$\Delta Y'_{\log} = \frac{(Y'_{G2} - Y'_{L2}) - (Y'_{G1} - Y'_{L1})}{\ln((Y'_{G2} - Y'_{L2}) / (Y'_{G1} - Y'_{L1}))} = 0.005733$$

Finalmente, el coeficiente de transferencia de masa es el cociente entre la masa transferida y el gradiente:

$$k_Y = W_A / \Delta Y'_{\log} = (.6969 \text{ kg} / \text{m}^2\text{h}) / (0.005733) = 121.6 \text{ kg} / \text{m}^2 \text{ h}$$

El coeficiente F se calcula directamente a partir de  $k_Y$ :

$$F = k_Y / M_B = 121.6 / 29 = 4.19 \text{ kmol} / \text{m}^2\text{h}$$

$$0.000199 \quad 0.000199$$

En el caso de los demás líquidos, se cumplen las mismas relaciones, excepto que la concentración de vapor en la entrada de la torre,  $Y'_{G1} = 0$  en todos los casos. Se puede despreciar la presencia de humedad, ya que la presión del vapor de agua es aproximadamente de 1 kPa contra 85.3 kPa de la presión total. Además, deben utilizarse las propiedades de los líquidos.

$$P_{\text{vapor}} = 742 \text{ mmHg} \left( \frac{1 \text{ atm}}{760 \text{ mmHg}} \right) = 0.976$$

### 5. Números adimensionales

Los números adimensionales de transferencia de masa, se calculan como se muestra a continuación:

$$N_{Sc} = \frac{\mu}{\rho D_{AB}} = \frac{0.017 \times 10^{-3} \text{ kg} / \text{ms}}{0.993 \text{ kg} / \text{m}^3 (2.58 \times 10^{-5} \text{ m}^2 / \text{s})} = 0.683$$

$\downarrow$   
 aire  $0.017 \text{ kg} / \text{m}^3$

$$D_{AB} = \text{Tabla} *$$

$$D_{AB} = D_{AB \text{ Tabla}} * \frac{1}{0.976} * \left( \frac{\text{Nuestro } T}{273} \right)^{1.5}$$

85.300

85.3000 185

55

$$N_{Sh} = \frac{k_y R t d}{M_B \rho_t D_{AB}} = \frac{121.6 \text{ kg / m}^2 \text{ h} (8314 \text{ Nm / K kmol}) (299 \text{ K}) (0.0312 \text{ m}) (1 \text{ h} / 3600 \text{ s})}{29 \text{ kg / kmol} (85.3 \times 10^3 \text{ N / m}^2) (2.58 \times 10^{-5} \text{ m}^2 / \text{s})} = 411$$

$$N_{StD} = \frac{N_{Sh}}{N_{Re} N_{Sc}} = \frac{411}{(13414)(0.683)} = 0.004487$$

85.3 x 10<sup>3</sup> Pa x  $\frac{\quad}{10000}$

6. Ecuación empírica

Se sabe que la ecuación tiene la forma:

85.3 x 10<sup>3</sup> Pa x  $\frac{1 \text{ kPa}}{1000 \text{ Pa}}$

$$N_{Sh} = a N_{Re}^b N_{Sc}^c$$

= 85.3 kPa

aplicando logaritmos, se obtiene:  $\log(N_{Sh}) = \log(a) + b \log(N_{Re}) + c \log(N_{Sc})$

que es una ecuación multilínea de la forma  $y = a' + b x_1 + c x_2$ . Así que se aplica una regresión multilínea con un programa de computadora y se obtienen los coeficientes deseados.

En el caso de la fricción, se supuso una ecuación de la forma:

$$(f/2) = a N_{Re}^b$$

Al aplicar logaritmos, se obtiene:  $\log(f/2) = \log(a) + b \log(N_{Re})$ , que es una línea recta de la forma  $y = a' + b x$ . Aplicando una regresión lineal se obtienen los coeficientes.

$$742 \text{ mmHg} \left( \frac{1 \text{ atm}}{760 \text{ mmHg}} \right) \left( \frac{101.333 \text{ kPa}}{1 \text{ atm}} \right) \left( \frac{1000 \text{ Pa}}{1} \right)$$

### 7. Analogías con el factor de fricción

A partir de la ecuación para la fricción y las distintas analogías, se calculó el  $N_{Std}$

Luego, del  $N_{Sh} = N_{Std} N_{Re} N_{Sc}$ . Una vez obtenido el número de Sherwood, se calcula el coeficiente de transferencia de masa dado por:

$k_Y = (N_{Sh} M_B p_t D_{AB}) / (R t d)$ . Los valores de las constantes ya se dieron en la página anterior. Finalmente  $F = k_Y / M_B$ .

Como comparación, se calcula un valor de  $N_{Sh}$  a partir de la ecuación empírica.

### 8. Cálculos de transferencia de calor

En este caso, se tienen cuatro temperaturas:  $t_{G1}$ ,  $t_{L1}$ ,  $t_{G2}$  y  $t_{L2}$ .

Se considera la corrida No.1 del cuadro No.B.4 y los resultados se dan en el cuadro No.D.5.

La rapidez de transferencia de calor se calcula por la ecuación:

$$\begin{aligned} \dot{q} &= \dot{m} c_p (t_{G1} - t_{G2}) = 0.005786 \text{ kg / s} (1.046 \text{ J / Kg}) (27 - 22.5) \text{ K} (1 \text{ KJ / } 1000 \text{ J}) (3600 \text{ s / } 1 \text{ h}) \\ &= 98.05 \text{ kJ / h} \end{aligned}$$

En los cuadros de resultados,  $\Delta t = (t_{G1} - t_{G2})$

Por otro lado el gradiente de temperatura, que provoca la transferencia de calor, se considera que es una media logarítmica entre las temperaturas del líquido y las temperaturas del aire:

$$\Delta t'_{\log} = \frac{(t_{G2} - t_{L2}) - (t_{G1} - t_{L1})}{\ln((t_{G2} - t_{L2}) / (t_{G1} - t_{L1}))} = 6.22^{\circ}\text{C}$$

Finalmente, el coeficiente de transferencia de calor es el cociente entre la rapidez de transferencia de calor y el gradiente, por unidad de área de transferencia:

$$h = \dot{q} / A \Delta t'_{\log} = (98.05 \text{ kJ/h}) / ((6.22^{\circ}\text{C})(0.1725 \text{ m}^2)) = 91.39 \text{ kJ / m}^2\text{h}^{\circ}\text{C}$$

En el caso de los demás líquidos, se cumplen las mismas relaciones, excepto que la concentración de vapor en la entrada de la torre,  $Y'_{G1} = 0$  en todos los casos. Se puede despreciar la presencia de humedad, ya que la presión del vapor de agua es aproximadamente de 1 kPa contra 85.3 kPa de la presión total. Además, deben utilizarse las propiedades de los líquidos.

Los números adimensionales son:

$$N_{Pr} = c_p \mu / k = 0.683, \text{ donde } k = 0.0224 \text{ kcal/m h }^{\circ}\text{C}, \mu = 0.017 \times 10^{-3} \text{ kg/m s y } c_p = 1.046 \text{ J/kgK}$$

$N_{Nu} = h d / k = 30.42$  sustituyendo los valores anteriores y  $d = 0.0312$  m.

$$N_{StD} = N_{Nu} / (N_{Re} N_{Pr}) = 0.006336$$

### 9. Ecuación empírica

Se sabe que la ecuación tiene la forma:

$$N_{Nu} = a N_{Re}^b N_{Pr}^{1/3}$$

aplicando logaritmos y reordenando, se obtiene:  $\log(N_{Nu} / N_{Pr}^{1/3}) = \log(a) + b \log(N_{Re})$  que es una ecuación lineal de la forma  $y = a' + b x_1$ , ya que el número de Prandtl está incluido en la constante. Así que se aplica una regresión lineal con un programa de computadora y se obtienen los coeficientes deseados.

Los coeficientes se calculan a partir de la ecuación empírica, calculando primero el número de Nusselt y luego despejando el h.

### 10. Analogía con transferencia de calor

Se calculan los j a partir de sus definiciones:

$$j_D = N_{StD} N_{Sc}^{2/3}$$

$$j_H = N_{StH} N_{Pr}^{2/3}$$

y ya se mostró cómo calcular los números adimensionales. Para obtener coeficientes de transferencia de masa a partir de datos de transferencia de calor se hace lo siguiente: 1 - Se calcula  $j_H$  a partir de datos de transferencia de calor, luego se iguala  $j_D = j_H$ . De la definición de  $j_D$  se obtiene  $N_{Sh}$  y con ello se calcula  $k_Y$  como se mostró con anterioridad.

La relación  $h/k_Y$  se calcula en valores de  $h$  obtenidos de datos de transferencia de calor y de  $k_Y$  obtenidos a partir de datos de transferencia de masa, para un mismo número de Reynolds. Ello puede hacerse a partir de las ecuaciones empíricas.

## 12. Altura de unidades de transferencia

Se pueden calcular directamente a partir de los coeficientes de transferencia de masa, ya que la definición es:

$$H_{tG} = k_Y a / G'$$

$$a = 4/d = 4/0.0312 \text{ m}$$

$$G' = \dot{m} / S \quad \text{y } S = 7.65 \times 10^{-2} \text{ m}^2, \text{ la sección transversal del tubo de vidrio.}$$

$$\text{Después se obtiene directamente } N_{tG} = Z / H_{tG} = 1.76 \text{ m} / H_{tG}.$$

Para la corrida ag1,  $\dot{m} = 0.005753 \text{ kg/s}$ ,  $k_Y = 121.9 \text{ kg/m}^2\text{h}$  (obtenido de la ecuación empírica)

$$\begin{aligned} \text{Entonces: } H_{IG} &= (121.9 \text{ kg/m}^2\text{h})(4/0.0312\text{m})(7.65 \times 10^{-4}\text{m})(1 \text{ h}/3600 \text{ s}) / (0.005753 \text{ kg/s}) \\ &= 0.57 \text{ m} \end{aligned}$$

Para el número de unidades de transferencia, se tiene la altura de la torre = 1.76 m

$$N_{IG} = 1.76 \text{ m} / 0.57 \text{ m} = 3.07$$

### 13. Espesor de la película

Se obtiene multiplicando el número de Stanton difusivo por el diámetro del tubo:

$z_F = N_{StD} (0.0312 \text{ m})$  y es otra manera de interpretar los coeficientes de transferencia de masa.

## ANEXO D

Datos calculados

Cuadro No.D.1 - Cálculos de caída de presión y factores de fricción para el aire

Velocidad en		$\dot{m}$ en kg/s	$N_{Re}$	$\Delta p$ en Pa		$f/2$		K
pie/min	m/s			con f.f.	sin f.f.	tubo liso	exper.	
1000	5.08	0.006084	14604	215.2	88.1	0.0068	0.0099	9.9
970	4.93	0.005901	14166	195.6	78.3	0.0068	0.0090	9.7
920	4.67	0.005597	13436	176.1	78.3	0.0069	0.0100	9.0
870	4.42	0.005293	12706	166.3	68.5	0.0069	0.0093	10.0
850	4.32	0.005171	12414	156.5	68.5	0.0070	0.0097	9.5
800	4.06	0.004867	11683	146.7	58.7	0.0071	0.0087	10.7
750	3.81	0.004563	10953	136.9	58.7	0.0072	0.0099	10.8
700	3.56	0.004259	10223	127.1	49.0	0.0073	0.0085	12.4
650	3.30	0.003954	9493	117.4	49.0	0.0074	0.0099	12.6
600	3.05	0.003650	8763	97.8	49.0	0.0075	0.0116	10.5
550	2.79	0.003346	8032	88.0	39.2	0.0076	0.0090	12.5
500	2.54	0.003042	7302	78.2	39.2	0.0078	0.0109	12.1
450	2.29	0.002738	6572	68.5	39.2	0.0079	0.0135	11.2
400	2.03	0.002434	5842	58.7	29.4	0.0081	0.0082	14.2
350	1.78	0.002129	5112	48.9	29.4	0.0083	0.0107	12.4
300	1.52	0.001825	4381	39.1	29.4	0.0086	0.0146	8.4
K promedio =								10.99

\* f.f. se refiere a la fricción de forma introducida por las expansiones-contracciones

Cuadro No.D.2 - Cálculos de transferencia de masa a partir de datos experimentales

## AGUA

Corrida	$\rho$ en kg/m <sup>3</sup>	$\dot{m}$ en kg/s	$\bar{t}$ del aire en °C	$\lambda_{w2}^*$ en kJ/kg	$\lambda_{wp}$ en kJ/kg	$P_2^*$ en kPa	$P_{w2}$ en kPa	$P_{w1}$ en kPa	$P_{wp}$ en kPa	$Y_{L2}^*$	$Y_{G2}$
ag1	0.993	0.005753	26.5	2450.767	2458.254	3.139	2.536	2.310	2.079195	0.023738	0.017678
ag2	0.993	0.005147	26.5	2450.767	2458.254	3.139	2.536	2.615	2.079195	0.023738	0.018066
ag3	0.994	0.004545	26.3	2448.403	2458.254	3.235	2.697	2.781	2.079195	0.024490	0.019896
ag4	0.993	0.003936	26.5	2447.220	2456.940	3.333	2.781	2.781	2.153647	0.025264	0.020548
ag5	0.992	0.003325	27.0	2447.220	2456.914	3.333	2.781	2.615	2.155159	0.025264	0.020160
ag6	0.992	0.003023	27.0	2449.585	2455.627	2.955	2.615	2.458	2.23041	0.022297	0.018487
ag7	0.992	0.004232	27.0	2450.767	2455.627	2.955	2.536	2.383	2.23041	0.022297	0.017678
ag8	0.994	0.002424	26.3	2448.403	2456.940	2.955	2.697	2.615	2.153647	0.022297	0.019508
ag9	0.993	0.004844	26.5	2450.767	2456.940	2.955	2.536	2.458	2.153647	0.022297	0.017678
ag10	0.991	0.002718	27.3	2449.585	2455.627	3.046	2.615	2.458	2.23041	0.023008	0.018293
ag11	0.991	0.002114	27.3	2448.403	2455.627	3.046	2.697	2.615	2.23041	0.023008	0.019120
ag12	0.993	0.001817	26.5	2448.403	2456.940	2.955	2.697	2.781	2.153647	0.022297	0.019314
ag13	0.993	0.005753	26.5	2449.585	2456.914	2.955	2.615	2.458	2.155159	0.022297	0.018875
ag14	0.994	0.005151	26.3	2450.767	2456.914	2.955	2.536	2.536	2.155159	0.022297	0.018260
ag15	0.994	0.004545	26.3	2449.585	2456.914	3.046	2.615	2.536	2.155159	0.023008	0.018875
ag16	0.995	0.003639	26.0	2449.585	2457.150	3.046	2.615	2.615	2.141581	0.023008	0.019069
ag17	0.993	0.003028	26.5	2450.767	2457.150	3.139	2.536	2.615	2.141581	0.023738	0.018066
ag18	0.992	0.002420	26.8	2449.585	2457.150	3.139	2.615	2.536	2.141581	0.023738	0.018875
ag19	0.993	0.003936	26.5	2450.767	2457.150	3.139	2.536	2.615	2.141581	0.023738	0.018260
ag20	0.993	0.004239	26.5	2449.585	2457.150	3.235	2.615	2.615	2.141581	0.024490	0.019069

\*Nota:

p es la presión de vapor del líquido, la entalpia de vaporización, Y' la humedad absoluta en kg líquido/kg aire seco

Y' la diferencia de humedad del aire entre el punto 1 y 2, Y' la diferencia media logarítmica de humedad en la torre

Subíndices: 1 - parte inferior de la torre 2 - parte superior de la torre

P - psicrómetro

L - del líquido

G - del gas

AGUA (cont.)

Corrida	$Y_{G1}^*$	$Y_{Gn}$	$\Delta Y$	$\Delta Y_{log}$	$W_A$ en $kg/m^3h$	$k_Y$ en $kg/m^3h$	F en $kmol/m^2h$	NRe	NSc	NSh	NStd	$k_Y$ (ec. 7-2) en $kg/m^2h$
ag1	0.017291	0.011874	0.005805	0.005733	0.6969	121.6	4.19	13414	0.683	41.100	0.004487	121.2
ag2	0.019651	0.011874	0.006192	0.006669	0.6651	99.7	3.44	12002	0.683	33.720	0.004114	110.7
ag3	0.020936	0.011874	0.008022	0.006577	0.7610	115.7	3.99	10599	0.682	39.088	0.005405	100.1
ag4	0.020936	0.012657	0.007891	0.006331	0.6482	102.4	3.53	9178	0.683	34.616	0.005523	89.1
ag5	0.019651	0.012664	0.007496	0.005996	0.5201	86.7	2.99	7753	0.684	29.378	0.005540	77.7
ag6	0.018437	0.013029	0.005458	0.004562	0.3443	75.5	2.60	7048	0.684	25.558	0.005301	71.9
ag7	0.017856	0.013029	0.004649	0.004722	0.4106	86.9	3.00	9868	0.684	29.448	0.004363	94.5
ag8	0.019651	0.013087	0.006422	0.004411	0.3249	73.7	2.54	5653	0.682	24.884	0.006452	60.2
ag9	0.018437	0.012657	0.005021	0.005178	0.5077	98.0	3.38	11296	0.683	33.150	0.004297	105.4
ag10	0.018437	0.013029	0.005264	0.005053	0.2986	59.1	2.04	6338	0.685	20.030	0.004616	66.0
ag11	0.019651	0.013029	0.006091	0.005134	0.2687	52.3	1.81	4930	0.685	17.743	0.005258	53.8
ag12	0.020936	0.012872	0.006442	0.005110	0.2442	47.8	1.65	4236	0.683	16.162	0.005587	47.6
ag13	0.018437	0.012896	0.005979	0.004397	0.7178	163.2	5.63	13414	0.683	55.197	0.006026	121.2
ag14	0.019035	0.012896	0.005364	0.005015	0.5766	115.0	3.96	12012	0.682	38.843	0.004739	110.8
ag15	0.019035	0.012896	0.005979	0.005070	0.5671	111.9	3.86	10599	0.682	37.792	0.005226	100.1
ag16	0.019651	0.012831	0.006238	0.005248	0.4738	90.3	3.11	8486	0.682	30.472	0.005267	83.7
ag17	0.019651	0.012831	0.005235	0.006228	0.3308	53.1	1.83	7060	0.683	17.956	0.003724	72.1
ag18	0.019035	0.012831	0.006044	0.005507	0.3053	55.4	1.91	5643	0.683	18.759	0.004864	60.1
ag19	0.019651	0.012831	0.005429	0.006125	0.4459	72.8	2.51	9178	0.683	24.618	0.003928	89.1
ag20	0.019651	0.012831	0.006238	0.006094	0.5518	90.6	3.12	9884	0.683	30.617	0.004536	94.6

\*Nota:

p es la presión de vapor del líquido, la entalpia de vaporización,  $Y'$  la humedad absoluta en kg líquido/kg aire seco  
 $Y'$  la diferencia de humedad del aire entre el punto 1 y 2,  $Y'$  la diferencia media logarítmica de humedad en la torre  
 Subíndices: 1 - parte inferior de la torre 2 - parte superior de la torre P - psicrómetro  
 G - del gas L - del líquido

## ETANOL

Corrida	$p$ en kg/m	$\dot{m}$ en kg/s	$\bar{t}$ del aire en °C	$\lambda_{w,2}^*$ en kJ/kg	$p_{L,2}^*$ en kPa	$p_{w,1}$ en kPa	$p_{L,1}$ en kPa	$Y_{L,2}^*$	$Y_{G,2}$
et1	1.002	0.005190	24.0	893.28	7.87	4.57	4.03	0.161359	0.084593
et2	1.000	0.004572	24.5	895.38	7.87	4.29	4.29	0.161359	0.075263
et3	0.998	0.003956	25.0	892.24	7.87	4.72	4.03	0.161359	0.084911
et4	1.001	0.003356	24.3	892.24	7.87	4.72	3.90	0.161359	0.087605
et5	1.002	0.002748	24.0	891.19	7.87	4.87	3.78	0.161359	0.092507
et6	1.000	0.002134	24.5	891.19	7.87	4.87	3.66	0.161359	0.090710
et7	1.000	0.002438	24.5	890.15	8.10	5.02	3.78	0.166605	0.094811
et8	1.002	0.003053	24.0	890.15	7.87	5.02	3.90	0.161359	0.096611
et9	0.997	0.003648	25.3	889.10	8.10	5.18	4.03	0.166605	0.096312
et10	0.998	0.004260	25.0	889.10	8.33	5.18	3.78	0.172016	0.097213
et11	1.002	0.004885	24.0	891.19	7.42	4.87	3.78	0.151342	0.092507
et12	1.002	0.005190	24.0	893.28	7.21	4.57	3.90	0.146561	0.084593
et13	1.000	0.001829	24.5	890.15	8.10	5.02	3.78	0.166605	0.094811
et14	0.997	0.003952	25.3	893.28	7.00	4.57	3.78	0.141925	0.080110
et15	0.999	0.003350	24.8	889.10	7.00	5.18	3.78	0.141925	0.098114
et16	0.999	0.002741	24.8	889.10	6.79	5.18	3.78	0.137429	0.099015
et17	1.000	0.002438	24.5	891.19	6.79	4.87	4.03	0.137429	0.091608
et18	0.999	0.003655	24.8	891.19	7.00	4.87	3.90	0.141925	0.090710
et19	0.997	0.003040	25.3	889.10	7.21	5.18	4.03	0.146561	0.097213
et20	1.000	0.004267	24.5	890.15	7.00	5.02	4.03	0.141925	0.094811

\*Nota:

$p$  es la presión de vapor del líquido,  $\lambda$  la entalpia de vaporización,  $Y$  la humedad absoluta en kg líquido/kg aire seco  
 $Y'$  la diferencia de humedad del aire entre el punto 1 y 2,  $Y''$  la diferencia media logarítmica de humedad en la torre

Subíndices: 1 - parte inferior de la torre    2 - parte superior de la torre

G - del gas  
L - del líquido

ETANOL (cont.)

Corrida	$Y_1^*$	$Y_1^G$	$\Delta Y'$	$\Delta Y'_{log}$	$W_k$ en $kg/m^2h$	$k_Y$ en $kg/m^2h$	F en $kmol/m^2h$	NRe	NSc	NSh	NStd	$k_Y$ (ec. 7-2) en $kg/m^2h$
et1	0.078789	0	0.084593	0.077772	9.1631	117.8	4.06	12103	1.648	96.151	0.004820	100.3
et2	0.084209	0	0.075263	0.085149	7.1813	84.3	2.91	10662	1.651	68.943	0.003917	90.5
et3	0.078789	0	0.084911	0.077612	7.0098	90.3	3.11	9225	1.654	73.956	0.004848	80.5
et4	0.076201	0	0.087605	0.074971	6.1350	81.8	2.82	7825	1.650	66.838	0.005178	70.4
et5	0.073691	0	0.092507	0.071244	5.3049	74.5	2.57	6408	1.648	60.767	0.005754	59.9
et6	0.071258	0	0.090710	0.070953	4.0390	56.9	1.96	4975	1.651	46.535	0.005665	48.8
et7	0.073691	0	0.094811	0.072738	4.8248	66.3	2.29	5686	1.651	54.223	0.005776	54.4
et8	0.076201	0	0.096611	0.070319	6.1558	87.5	3.02	7120	1.648	71.442	0.006088	65.3
et9	0.078789	0	0.096312	0.074460	7.3332	98.5	3.40	8508	1.655	80.712	0.005732	75.4
et10	0.073691	0	0.097213	0.074246	8.6427	116.4	4.01	9934	1.654	95.319	0.005802	85.4
et11	0.073691	0	0.092507	0.065984	9.4309	142.9	4.93	11392	1.648	116.641	0.006213	95.5
et12	0.076201	0	0.084593	0.068839	9.1631	133.1	4.59	12103	1.648	108.629	0.005445	100.3
et13	0.073691	0	0.094811	0.072738	3.6186	49.7	1.72	4265	1.651	40.667	0.005776	43.1
et14	0.073691	0	0.080110	0.067579	6.6079	97.8	3.37	9217	1.655	80.133	0.005253	80.4
et15	0.073691	0	0.098114	0.057462	6.8594	119.4	4.12	7812	1.652	97.665	0.007566	70.3
et16	0.073691	0	0.099015	0.054151	5.6638	104.6	3.61	6392	1.652	85.572	0.008103	59.8
et17	0.078789	0	0.091608	0.060823	4.6618	76.6	2.64	5686	1.651	62.655	0.006674	54.4
et18	0.076201	0	0.090710	0.062883	6.9183	110.0	3.79	8522	1.652	90.012	0.006392	75.5
et19	0.078789	0	0.097213	0.062924	6.1682	98.0	3.38	7090	1.655	80.335	0.006846	65.0
et20	0.078789	0	0.094811	0.061600	8.4434	137.1	4.73	9951	1.651	112.049	0.006820	85.6

\*Nota:

$p$  es la presión de vapor del líquido,  $Y'$  la entalpía de vaporización,  $Y$  la humedad absoluta en  $kg$  líquido/ $kg$  aire seco  
 $Y'$  la diferencia de humedad del aire entre el punto 1 y 2,  $Y'$  la diferencia media logarítmica de humedad en la torre  
 Subíndices: 1 - parte inferior de la torre    2 - parte superior de la torre  
 G - del gas    L - del líquido

## 2-PROPANOL

Corrida	$\rho$ en kg/m	$\dot{m}$ en kg/s	$\bar{t}$ del aire en °C	$\lambda_{wz}^*$ en kJ/kg	$p_{Lz}^*$ en kPa	$P_{wz}$ en kPa	$P_{Lz}$ en kPa	$Y_{Lz}^*$	$Y_{Lz}$
ip1	1.007	0.004910	22.5	726.08	5.67	3.09	3.20	0.147542	0.072227
ip2	1.004	0.004285	23.3	725.98	5.67	3.20	3.30	0.147542	0.072671
ip3	0.998	0.004564	25.0	726.19	5.85	2.99	3.41	0.152465	0.059310
ip4	0.997	0.003949	25.5	726.08	5.85	3.09	3.41	0.152465	0.060810
ip5	0.997	0.003344	25.3	726.08	6.03	3.09	3.64	0.157543	0.060810
ip6	0.997	0.002734	25.5	725.98	6.03	3.20	3.64	0.157543	0.064677
ip7	0.996	0.002125	25.8	725.87	6.03	3.30	3.41	0.157543	0.067490
ip8	1.000	0.005182	24.5	726.41	5.95	2.80	3.41	0.155493	0.051989
ip9	1.003	0.005199	23.5	726.19	5.67	2.99	3.20	0.147542	0.063877
ip10	0.997	0.004253	25.5	726.08	6.03	3.09	3.41	0.157543	0.060810
ip11	0.998	0.003651	25.0	725.98	5.67	3.20	3.41	0.147542	0.064677
ip12	0.998	0.003043	25.0	725.98	5.67	3.20	3.64	0.147542	0.064677
ip13	0.997	0.002430	25.5	725.76	5.67	3.41	3.89	0.147542	0.070393
ip14	0.996	0.001821	25.8	725.76	5.85	3.41	3.64	0.152465	0.071535
ip15	0.997	0.003038	25.5	726.19	6.03	2.99	3.41	0.157543	0.057027
ip16	0.997	0.003648	25.3	726.19	6.03	2.99	3.30	0.157543	0.058169
ip17	0.997	0.003342	25.5	726.30	6.03	2.89	3.30	0.157543	0.053327
ip18	0.997	0.002734	25.5	726.19	6.21	2.99	3.41	0.162780	0.057027
ip19	0.998	0.004564	25.0	726.30	6.21	2.89	3.30	0.162780	0.055610
ip20	0.997	0.003952	25.3	726.30	6.21	2.89	3.30	0.162780	0.054468

\*Nota:

$p$  es la presión de vapor del líquido,  $\lambda$  la entalpia de vaporización,  $Y$  la humedad absoluta en kg líquido/kg aire seco  
 $Y'$  la diferencia de humedad del aire entre el punto 1 y 2,  $Y''$  la diferencia media logarítmica de humedad en la torre  
 Subíndices: 1 - parte inferior de la torre 2 - parte superior de la torre

## 2-PROPANOL (cont.)

Corrida	$Y_i^*$	$Y_{Gi}$	$\Delta Y$	$\Delta Y_{log}$	$W_A$ en $kg/m^2h$	$k_Y$ en $kg/m^2h$	F en $kmol/m^2h$	NRe	NSc	NSh	NStd	$K_Y$ (ec. 7-2) en $kg/m^2h$
ip1	0.080664	0	0.072227	0.077959	7.4008	94.9	3.27	11449	1.740	81.788	0.004106	94.4
ip2	0.083479	0	0.072671	0.079097	6.4990	82.2	2.83	9993	1.744	70.968	0.004071	84.5
ip3	0.086384	0	0.059310	0.089727	5.6496	63.0	2.17	10644	1.755	54.706	0.002929	88.9
ip4	0.086384	0	0.060810	0.088994	5.0117	56.3	1.94	9209	1.758	49.011	0.003028	79.1
ip5	0.092473	0	0.060810	0.094587	4.2442	44.9	1.55	7799	1.756	39.019	0.002849	69.1
ip6	0.092473	0	0.064677	0.092669	3.6903	39.8	1.37	6376	1.758	34.657	0.003093	58.7
ip7	0.086384	0	0.067490	0.088206	2.9926	33.9	1.17	4955	1.759	29.551	0.003391	47.8
ip8	0.086384	0	0.051989	0.094686	5.6219	59.4	2.05	12083	1.752	51.500	0.002433	98.5
ip9	0.080664	0	0.063877	0.082156	6.9307	84.4	2.91	12124	1.746	72.927	0.003445	98.9
ip10	0.086384	0	0.060810	0.091461	5.3972	59.0	2.03	9917	1.758	51.357	0.002946	83.9
ip11	0.086384	0	0.064677	0.084612	4.9287	58.3	2.01	8515	1.755	50.610	0.003387	74.2
ip12	0.092473	0	0.064677	0.087581	4.1072	46.9	1.62	7096	1.755	40.745	0.003272	64.0
ip13	0.098954	0	0.070393	0.087600	3.5701	40.8	1.41	5667	1.758	35.469	0.003561	53.4
ip14	0.092473	0	0.071535	0.086574	2.7188	31.4	1.08	4247	1.759	27.354	0.003662	42.2
ip15	0.086384	0	0.057027	0.093272	3.6154	38.8	1.34	7084	1.758	33.734	0.002709	63.9
ip16	0.083479	0	0.058169	0.091196	4.4290	48.6	1.67	8508	1.756	42.231	0.002826	74.2
ip17	0.083479	0	0.053327	0.093465	3.7188	39.8	1.37	7792	1.758	34.628	0.002528	69.1
ip18	0.086384	0	0.057027	0.095742	3.2538	34.0	1.17	6376	1.758	29.577	0.002639	58.7
ip19	0.083479	0	0.055610	0.094832	5.2971	55.9	1.93	10644	1.755	48.531	0.002599	88.9
ip20	0.083479	0	0.054468	0.095357	4.4928	47.1	1.62	9217	1.756	40.970	0.002531	79.1

\*Nota:

p es la presión de vapor del líquido, la entalpía de vaporización, Y la humedad absoluta en kg líquido/kg aire seco  
 Y' la diferencia de humedad del aire entre el punto 1 y 2, Y' la diferencia media logarítmica de humedad en la torre

Subíndices: 1 - parte inferior de la torre 2 - parte superior de la torre

G - del gas

L - del líquido

## METANOL

Corrida	$\rho$ en kg/m	$\dot{m}$ en kg/s	$\bar{t}$ del aire en °C	$\lambda_{w2}$ en kJ/kg	$p_{G2}^*$ en kPa	$P_{G2}$ en kPa	$P_{L1}$ en kPa	$Y_{L2}^*$	$Y_{G2}$
m1	1.021	0.001866	18.5	1178.60	12.31	7.85	5.84	0.186314	0.109722
m2	1.021	0.002489	18.5	1178.60	12.31	7.95	5.84	0.186314	0.111393
m3	1.021	0.003111	18.5	1178.60	13.00	8.09	6.21	0.198559	0.113934
m4	1.022	0.003739	18.0	1178.60	12.31	7.63	6.21	0.186314	0.106781
m5	1.024	0.005619	17.5	1178.60	13.00	6.99	5.67	0.198559	0.096846
m6	1.021	0.002178	18.5	1178.60	13.71	7.63	6.39	0.211637	0.106781
m7	1.021	0.002800	18.5	1178.60	13.71	7.85	6.39	0.211637	0.110883
m8	1.021	0.003422	18.5	1178.60	14.09	7.85	6.59	0.218508	0.110883
m9	1.022	0.004051	18.0	1178.40	14.09	7.20	6.59	0.218508	0.100056
m10	1.023	0.003742	17.8	1178.40	13.00	6.99	5.84	0.198559	0.096265

## METANOL (cont.)

Corrida	$Y_{L1}^*$	$Y_{G1}$	$\Delta Y'$	$\Delta Y'_{log}$	$W_A$ en kg/m <sup>2</sup> h	$k_Y$ en kg/m <sup>2</sup> h	F en kmol/m <sup>2</sup> h	NRe	NSc	NSh	NStd	$k_Y$ (ec. 7-2) en kg/m <sup>2</sup> h
m1	0.081256	0	0.109722	0.078901	4.2738	54.2	1.87	4352	1.225	32.850	0.006162	45.4
m2	0.081256	0	0.111393	0.078046	5.7853	74.1	2.56	5803	1.225	44.955	0.006325	57.3
m3	0.086683	0	0.113934	0.085650	7.3965	86.4	2.98	7254	1.225	52.372	0.005895	68.7
m4	0.086683	0	0.106781	0.083057	8.3329	100.3	3.46	8720	1.223	60.740	0.005697	79.7
m5	0.078664	0	0.096846	0.089696	11.3559	126.6	4.37	13102	1.221	76.516	0.004765	110.9
m6	0.089524	0	0.106781	0.096988	4.8525	50.0	1.73	5078	1.225	30.342	0.004879	51.4
m7	0.089524	0	0.110883	0.095028	6.4786	68.2	2.35	6529	1.225	41.346	0.005171	63.0
m8	0.092453	0	0.110883	0.099847	7.9183	79.3	2.73	7979	1.225	48.095	0.004921	74.2
m9	0.092453	0	0.100056	0.104916	8.4588	80.6	2.78	9446	1.223	48.811	0.004226	85.1
m10	0.081256	0	0.096265	0.091372	7.5187	82.3	2.84	8727	1.222	49.775	0.004669	79.8

\*Nota:  $p$  es la presión de vapor del líquido,  $\lambda$  la entalpia de vaporización,  $Y'$  la humedad absoluta en kg líquido/kg aire seco

$Y'$  la diferencia de humedad del aire entre el punto 1 y 2,  $Y''$  la diferencia media logarítmica de humedad en la torre

Subíndices: 1 - parte inferior de la torre    2 - parte superior de la torre

G - del gas    L - del líquido

Cuadro No.D.3 - Comparación entre números de Sherwood

N <sub>Re</sub>	Número de Sherwood, empírico				Número de Sherwood, ecuación 2-66			
	Agua	Etolol	2-Propanol	Metanol	Agua	Etolol	2-Propanol	Metanol
4236	16.1	35.0	36.9	26.8	19.9	29.4	30.1	25.7
4247	16.1	35.1	36.9	26.9	20.0	29.4	30.2	25.8
4265	16.2	35.2	37.1	27.0	20.0	29.5	30.3	25.9
4352	16.5	35.8	37.7	27.4	20.4	30.0	30.8	26.3
4930	18.2	39.6	41.7	30.4	22.6	33.3	34.2	29.2
4955	18.3	39.7	41.9	30.5	22.7	33.4	34.3	29.3
4975	18.4	39.9	42.0	30.6	22.8	33.6	34.4	29.4
5078	18.7	40.5	42.7	31.1	23.2	34.1	35.0	29.9
5643	20.3	44.2	46.5	33.9	25.3	37.3	38.2	32.6
5653	20.4	44.2	46.6	33.9	25.3	37.3	38.3	32.7
5667	20.4	44.3	46.7	34.0	25.4	37.4	38.4	32.7
5686	20.4	44.4	46.8	34.1	25.4	37.5	38.5	32.8
5686	20.4	44.4	46.8	34.1	25.4	37.5	38.5	32.8
5803	20.8	45.2	47.6	34.6	25.9	38.1	39.1	33.4
6338	22.3	48.5	51.1	37.2	27.8	41.0	42.1	35.9
6376	22.4	48.8	51.3	37.4	28.0	41.2	42.3	36.1
6376	22.4	48.8	51.3	37.4	28.0	41.2	42.3	36.1
6392	22.5	48.9	51.5	37.5	28.0	41.3	42.4	36.2
6408	22.5	49.0	51.6	37.5	28.1	41.4	42.5	36.2
6529	22.9	49.7	52.3	38.1	28.5	42.0	43.1	36.8
7048	24.3	52.9	55.7	40.5	30.4	44.8	46.0	39.2
7060	24.4	53.0	55.8	40.6	30.4	44.9	46.0	39.3
7084	24.4	53.1	55.9	40.7	30.5	45.0	46.2	39.4
7090	24.5	53.1	56.0	40.7	30.5	45.0	46.2	39.4
7096	24.5	53.2	56.0	40.8	30.6	45.1	46.2	39.5
7120	24.5	53.3	56.1	40.9	30.6	45.2	46.4	39.6
7254	24.9	54.1	57.0	41.5	31.1	45.9	47.1	40.2
7753	26.3	57.1	60.2	43.8	32.9	48.5	49.8	42.5
7792	26.4	57.4	60.4	44.0	33.0	48.7	50.0	42.6
7799	26.4	57.4	60.4	44.0	33.1	48.7	50.0	42.7
7812	26.4	57.5	60.5	44.1	33.1	48.8	50.1	42.7
7825	26.5	57.6	60.6	44.1	33.1	48.9	50.1	42.8
7979	26.9	58.5	61.6	44.8	33.7	49.7	51.0	43.5
8486	28.3	61.5	64.7	47.1	35.5	52.3	53.6	45.8
8508	28.3	61.6	64.9	47.2	35.5	52.4	53.8	45.9
8508	28.3	61.6	64.9	47.2	35.5	52.4	53.8	45.9
8515	28.4	61.6	64.9	47.3	35.6	52.4	53.8	45.9
8522	28.4	61.7	65.0	47.3	35.6	52.5	53.8	45.9
8720	28.9	62.8	66.2	48.2	36.3	53.5	54.9	46.8
8727	28.9	62.9	66.2	48.2	36.3	53.5	54.9	46.8
9178	30.1	65.5	69.0	50.2	37.8	55.8	57.2	48.8
9178	30.1	65.5	69.0	50.2	37.8	55.8	57.2	48.8
9209	30.2	65.7	69.2	50.3	37.9	55.9	57.4	49.0
9217	30.2	65.7	69.2	50.4	38.0	56.0	57.4	49.0
9217	30.2	65.7	69.2	50.4	38.0	56.0	57.4	49.0
9225	30.3	65.8	69.3	50.4	38.0	56.0	57.5	49.0
9446	30.8	67.0	70.6	51.4	38.8	57.1	58.6	50.0
9868	32.0	69.5	73.1	53.2	40.2	59.2	60.8	51.9
9884	32.0	69.5	73.2	53.3	40.2	59.3	60.9	51.9
9917	32.1	69.7	73.4	53.5	40.4	59.5	61.0	52.1
9934	32.1	69.8	73.5	53.5	40.4	59.6	61.1	52.2
9951	32.2	69.9	73.6	53.6	40.5	59.7	61.2	52.2
9993	32.3	70.2	73.9	53.8	40.6	59.9	61.4	52.4
10599	33.9	73.6	77.5	56.4	42.6	62.9	64.5	55.0
10599	33.9	73.6	77.5	56.4	42.6	62.9	64.5	55.0
10644	34.0	73.8	77.8	56.6	42.8	63.1	64.7	55.2
10644	34.0	73.8	77.8	56.6	42.8	63.1	64.7	55.2
10662	34.0	73.9	77.9	56.7	42.9	63.2	64.8	55.3
11296	35.7	77.5	81.8	59.4	45.0	66.3	68.0	58.0
11392	35.9	78.0	82.2	59.8	45.3	66.7	68.5	58.4
11449	36.0	78.3	82.5	60.1	45.5	67.0	68.8	58.7
12002	37.5	81.4	85.7	62.4	47.3	69.7	71.5	61.0
12012	37.5	81.4	85.8	62.4	47.3	69.7	71.6	61.1
12083	37.7	81.8	86.2	62.7	47.5	70.1	71.9	61.4
12103	37.7	81.9	86.3	62.8	47.6	70.2	72.0	61.5
12103	37.7	81.9	86.3	62.8	47.6	70.2	72.0	61.5
12124	37.8	82.1	86.4	62.9	47.7	70.3	72.1	61.5
13102	40.2	87.4	92.0	67.0	50.8	75.0	76.9	65.6
13414	41.0	89.1	93.8	68.3	51.9	76.4	78.4	66.9

Cuadro No.D.4 - Analogías entre transferencia de masa y fricción de superficie

AGUA

$N_{Re}$	Empírico	Reynolds	Prandtl	F en kmol/m <sup>2</sup> h			
				v.Karman	Sh.-v.Kar.	Friend	Chilton
4236	1.64	3.46	4.17	5.22	4.45	2.88	4.46
4930	1.86	3.89	4.67	5.80	4.96	3.24	5.00
5643	2.07	4.31	5.17	6.40	5.49	3.59	5.56
5653	2.08	4.32	5.18	6.42	5.51	3.60	5.57
6338	2.28	4.71	5.63	6.94	5.97	3.93	6.07
7048	2.48	5.12	6.10	7.50	6.47	4.26	6.59
7060	2.48	5.12	6.11	7.52	6.49	4.27	6.61
7753	2.68	5.51	6.55	8.03	6.94	4.59	7.09
8486	2.88	5.90	7.02	8.59	7.45	4.92	7.62
9178	3.07	6.27	7.44	9.07	7.88	5.23	8.09
9178	3.07	6.27	7.44	9.07	7.88	5.23	8.09
9868	3.26	6.63	7.85	9.54	8.30	5.52	8.54
9884	3.26	6.64	7.86	9.57	8.32	5.53	8.56
10599	3.45	7.01	8.29	10.07	8.77	5.84	9.04
10599	3.45	7.01	8.29	10.07	8.77	5.84	9.04
11296	3.64	7.36	8.69	10.54	9.19	6.13	9.49
12002	3.82	7.71	9.09	11.01	9.61	6.42	9.94
12012	3.82	7.71	9.10	11.02	9.62	6.43	9.95
13414	4.18	8.40	9.88	11.93	10.44	7.00	10.83
13414	4.18	8.40	9.88	11.93	10.44	7.00	10.83

## Etanol

$N_{Re}$	Empírico	Reynolds	Prandtl	F en kmol/m <sup>2</sup> h			
				v.Karman	Sh.-v.Kar.	Friend	Chilton
4265	1.49	3.48	2.57	2.19	1.94	2.90	2.49
4975	1.68	3.91	2.91	2.48	2.21	3.26	2.80
5686	1.88	4.34	3.23	2.77	2.46	3.61	3.10
5686	1.88	4.34	3.23	2.77	2.46	3.61	3.10
6392	2.06	4.75	3.55	3.04	2.71	3.95	3.40
6408	2.07	4.75	3.56	3.05	2.72	3.96	3.41
7090	2.24	5.14	3.85	3.30	2.94	4.28	3.67
7120	2.25	5.16	3.88	3.33	2.96	4.30	3.70
7812	2.43	5.54	4.17	3.58	3.19	4.62	3.96
7825	2.43	5.55	4.18	3.59	3.20	4.62	3.97
8508	2.60	5.91	4.46	3.83	3.42	4.93	4.23
8522	2.60	5.92	4.47	3.84	3.42	4.94	4.24
9217	2.77	6.29	4.75	4.09	3.65	5.24	4.50
9225	2.77	6.29	4.76	4.09	3.65	5.25	4.50
9934	2.95	6.66	5.05	4.34	3.88	5.55	4.77
9951	2.95	6.67	5.06	4.36	3.89	5.56	4.78
10662	3.12	7.04	5.34	4.61	4.12	5.86	5.04
11392	3.29	7.40	5.64	4.87	4.35	6.17	5.31
12103	3.46	7.76	5.92	5.11	4.57	6.47	5.56
12103	3.46	7.76	5.92	5.11	4.57	6.47	5.56

## 2-Propanol

$N_{Re}$	Empírico	Reynolds	Prandtl	F en kmol/m <sup>2</sup> h			Chilton
				v.Karman	Sh.-v.Kar.	Friend	
4247	1.46	3.43	2.43	2.05	1.82	2.86	2.36
4955	1.65	3.87	2.75	2.32	2.07	3.22	2.65
5667	1.84	4.29	3.07	2.59	2.31	3.57	2.94
6376	2.02	4.69	3.37	2.85	2.54	3.91	3.22
6376	2.02	4.69	3.37	2.85	2.54	3.91	3.22
7084	2.20	5.09	3.67	3.11	2.77	4.24	3.50
7096	2.21	5.10	3.68	3.12	2.78	4.25	3.50
7792	2.38	5.48	3.96	3.36	3.00	4.56	3.76
7799	2.38	5.48	3.97	3.37	3.00	4.57	3.77
8508	2.56	5.86	4.25	3.61	3.23	4.88	4.03
8515	2.56	5.86	4.26	3.62	3.23	4.89	4.03
9209	2.73	6.23	4.53	3.85	3.44	5.19	4.28
9217	2.73	6.23	4.54	3.86	3.45	5.19	4.28
9917	2.89	6.60	4.81	4.09	3.66	5.50	4.53
9993	2.92	6.63	4.86	4.14	3.70	5.53	4.58
10644	3.07	6.96	5.09	4.34	3.88	5.80	4.79
10644	3.07	6.96	5.09	4.34	3.88	5.80	4.79
11449	3.26	7.37	5.43	4.64	4.15	6.14	5.09
12083	3.40	7.68	5.64	4.82	4.31	6.40	5.28
12124	3.41	7.70	5.67	4.84	4.34	6.42	5.31

201

## Metanol

$N_{Re}$	Empírico	Reynolds	Prandtl	F en kmol/m <sup>2</sup> h			Chilton
				v.Karman	Sh.-v.Kar.	Friend	
4352	1.57	3.53	3.15	2.91	2.56	2.94	3.08
5078	1.77	3.97	3.55	3.28	2.90	3.31	3.47
5803	1.98	4.41	3.94	3.65	3.22	3.67	3.85
6529	2.17	4.82	4.32	4.01	3.54	4.02	4.21
7254	2.37	5.23	4.69	4.35	3.86	4.36	4.57
7979	2.56	5.63	5.06	4.69	4.16	4.69	4.92
8720	2.75	6.03	5.43	5.04	4.47	5.02	5.27
8727	2.75	6.03	5.43	5.05	4.48	5.03	5.28
9446	2.93	6.41	5.78	5.37	4.77	5.34	5.61
13102	3.82	8.25	7.46	6.96	6.20	6.87	7.22

Cuadro No.D.5 - Cálculos de transferencia de calor

Corrida	Velocidad en pie/min	Velocidad en m/s	$\rho$ en kg/m	$\dot{m}$ en kg/s	$\bar{t}$ °C	$\Delta t$ °C	$\Delta t_{log}$ °C	$\dot{q}$ en kJ/h	$h$ kJ/m <sup>2</sup> °C h	NPr	NNu	NRe	NNu Teórico
1	950	4.83	0.9992	0.005786	24.75	4.50	6.22	98.05	91.39	0.683	30.42	13493	18.49678
2	850	4.32	0.9966	0.005164	25.50	7.00	6.36	136.12	124.11	0.683	41.32	12043	20.89622
3	750	3.81	0.9975	0.004560	25.25	7.50	6.19	128.80	120.59	0.683	40.15	10635	23.22076
4	600	3.05	0.9992	0.003655	24.75	8.50	5.81	116.97	116.63	0.683	38.83	8522	25.54956
5	500	2.54	1.0017	0.003053	24.00	10.00	9.44	114.97	70.59	0.683	23.50	7120	27.77773
6	400	2.03	1.0008	0.002440	24.25	10.50	8.92	96.49	62.69	0.683	20.87	5691	29.9584
7	650	3.30	0.9983	0.003956	25.00	9.00	9.44	134.06	82.31	0.683	27.40	9225	32.07491
8	700	3.56	0.9975	0.004256	25.25	8.50	9.38	136.24	84.19	0.683	28.03	9926	34.17304
9	900	4.57	0.9992	0.005482	24.75	8.50	7.93	175.46	128.19	0.683	42.67	12783	36.23598
10	800	4.06	0.9966	0.004860	25.50	7.00	8.12	128.12	91.41	0.683	30.43	11334	38.29222
11	300	1.52	1.0042	0.001837	23.25	9.50	6.90	65.70	55.21	0.683	18.38	4283	40.29419
12	450	2.29	1.0025	0.002750	23.75	9.50	7.46	98.38	76.45	7.000	25.45	6413	42.29661
13	350	1.78	1.0025	0.002139	23.75	9.50	7.07	76.52	62.74	0.683	20.89	4988	44.3648
14	550	2.79	1.0008	0.003356	24.25	8.50	7.10	107.40	87.67	0.683	29.19	7825	46.32585

Cuadro No.D.6 - Analogías entre transferencia de calor y transferencia de masa

$N_{Re}$	$N_{Sh}$	$N_{Nu}$	$N_{St,h}$	$N_{St,g}$	$J_H$	$J_D$	F en kmol/m <sup>2</sup> h empírico	analogía	$k_\gamma$ en kg/m <sup>2</sup> h	h en kJ/m <sup>2</sup> h C	$h/k_\gamma$ en kJ/kg K
4236	16.10761	18.33256	0.0063362	0.005568	0.004914	0.004318	1.64	1.87	47.63933	55.06912	1155.96
4930	18.25299	20.17043	0.0059905	0.005409	0.004646	0.004201	1.86	2.06	53.98444	60.58991	1122.36
5643	20.33559	21.96373	0.0056982	0.005272	0.004419	0.004091	2.07	2.24	60.14388	65.9768	1096.98
5653	20.33322	21.98685	0.0056947	0.005272	0.004417	0.004086	2.07	2.24	60.13685	66.04623	1098.27
6338	22.37387	23.63068	0.0054586	0.005156	0.004233	0.004005	2.28	2.41	66.17221	70.98414	1072.72
7048	24.36572	25.2657	0.0052482	0.005054	0.00407	0.003923	2.48	2.58	72.06326	75.89558	1053.18
7060	24.36288	25.29227	0.005245	0.005053	0.004068	0.003919	2.48	2.58	72.05484	75.97537	1054.41
7753	26.3213	26.82926	0.0050664	0.004963	0.003929	0.003853	2.68	2.74	77.84701	80.59236	1035.27
8486	28.23674	28.4007	0.0048998	0.004881	0.0038	0.003781	2.88	2.89	83.51206	85.3128	1021.56
9178	30.13163	29.83816	0.0047598	0.004808	0.003691	0.003728	3.07	3.04	89.11633	89.63078	1005.77
9178	30.13163	29.83816	0.0047598	0.004808	0.003691	0.003728	3.07	3.04	89.11633	89.63078	1005.77
9868	31.99949	31.23144	0.0046339	0.004741	0.003594	0.00368	3.26	3.19	94.64062	93.81605	991.29
9884	31.99575	31.26428	0.004631	0.00474	0.003592	0.003676	3.26	3.19	94.62957	93.91469	992.45
10599	33.83274	32.67035	0.0045129	0.004678	0.0035	0.003626	3.45	3.33	100.0626	98.13837	980.77
10599	33.83274	32.67035	0.0045129	0.004678	0.0035	0.003626	3.45	3.33	100.0626	98.13837	980.77
11296	35.65051	34.00818	0.0044078	0.004622	0.003419	0.003584	3.64	3.47	105.4388	102.1571	968.88
12002	37.44486	35.33219	0.00431	0.004569	0.003343	0.003543	3.82	3.60	110.7457	106.1343	958.36
12012	37.44267	35.35078	0.0043087	0.004568	0.003342	0.003541	3.82	3.60	110.7392	106.1901	958.92
13414	40.975	37.8968	0.0041363	0.004473	0.003208	0.003469	4.18	3.86	121.1863	113.8381	939.36
13414	40.975	37.8968	0.0041363	0.004473	0.003208	0.003469	4.18	3.86	121.1863	113.8381	939.36

 $h/k_\gamma$  promedio = 1021.62

Cuadro No.D.7 - Cálculos de espesor efectivo de película, altura de unidades de transferencia y número de unidades de transferencia

AGUA				
Corrida	$N_{Re}$	$z_F$ en m	Htg en m	Ntg
ag1	13414	0.000140	0.57	3.07
ag2	12002	0.000143	0.59	3.00
ag3	10599	0.000146	0.60	2.93
ag4	9178	0.000150	0.62	2.85
ag5	7753	0.000155	0.64	2.76
ag6	7048	0.000158	0.65	2.71
ag7	9868	0.000148	0.61	2.89
ag8	5653	0.000164	0.68	2.60
ag9	11296	0.000144	0.59	2.97
ag10	6338	0.000161	0.66	2.66
ag11	4930	0.000169	0.69	2.54
ag12	4236	0.000174	0.71	2.46
ag13	13414	0.000140	0.57	3.07
ag14	12012	0.000143	0.59	3.00
ag15	10599	0.000146	0.60	2.93
ag16	8486	0.000152	0.63	2.81
ag17	7060	0.000158	0.65	2.71
ag18	5643	0.000165	0.68	2.60
ag19	9178	0.000150	0.62	2.85
ag20	9884	0.000148	0.61	2.89

ETANOL				
Corrida	$N_{Re}$	$z_F$ en m	Htg en m	Ntg
et1	12103	0.000128	0.53	3.34
et2	10662	0.000131	0.54	3.26
et3	9225	0.000135	0.55	3.18
et4	7825	0.000139	0.57	3.08
et5	6408	0.000144	0.59	2.96
et6	4975	0.000152	0.62	2.82
et7	5686	0.000148	0.61	2.90
et8	7120	0.000142	0.58	3.02
et9	8508	0.000137	0.56	3.13
et10	9934	0.000133	0.55	3.22
et11	11392	0.000130	0.53	3.30
et12	12103	0.000128	0.53	3.34
et13	4265	0.000156	0.64	2.74
et14	9217	0.000135	0.55	3.18
et15	7812	0.000139	0.57	3.08
et16	6392	0.000145	0.59	2.96
et17	5686	0.000148	0.61	2.90
et18	8522	0.000137	0.56	3.13
et19	7090	0.000142	0.58	3.02
et20	9951	0.000133	0.55	3.22

**2-PROPANOL**

Corrida	$N_{Re}$	$z_F$ en m	Htg en m	Ntg
ip1	11449	0.000129	0.52	3.36
ip2	9993	0.000132	0.54	3.27
ip3	10644	0.000130	0.53	3.32
ip4	9209	0.000134	0.55	3.23
ip5	7799	0.000138	0.56	3.13
ip6	6376	0.000144	0.58	3.01
ip7	4955	0.000151	0.61	2.87
ip8	12083	0.000127	0.52	3.40
ip9	12124	0.000127	0.52	3.40
ip10	9917	0.000132	0.54	3.27
ip11	8515	0.000136	0.55	3.18
ip12	7096	0.000141	0.57	3.07
ip13	5667	0.000147	0.60	2.94
ip14	4247	0.000155	0.63	2.79
ip15	7084	0.000141	0.57	3.07
ip16	8508	0.000136	0.55	3.18
ip17	7792	0.000138	0.56	3.13
ip18	6376	0.000144	0.58	3.01
ip19	10644	0.000130	0.53	3.32
ip20	9217	0.000134	0.55	3.23

205

**METANOL**

Corrida	$N_{Re}$	$z_F$ en m	Htg en m	Ntg
m1	4352	0.000161	0.66	2.66
m2	5803	0.000153	0.63	2.81
m3	7254	0.000146	0.60	2.93
m4	8720	0.000141	0.58	3.03
m5	13102	0.000131	0.54	3.27
m6	5078	0.000156	0.64	2.73
m7	6529	0.000149	0.61	2.87
m8	7979	0.000144	0.59	2.98
m9	9446	0.000139	0.57	3.08
m10	8727	0.000141	0.58	3.03



## ANEXO E

### Guías de Prácticas

En base a los resultados obtenidos se diseñaron siete prácticas de laboratorio, que se realizarán en el futuro por los estudiantes del Laboratorio de Operaciones Unitarias. Está comprobado que son adecuadas y que proporcionan resultados válidos.

Las prácticas son las siguientes:

Para transferencia de masa:

- 1 - Determinación de coeficientes individuales de transferencia de masa, por medio de cálculos directos y aplicando las analogías con la fricción de superficie.
- 2 - Obtención de una ecuación empírica para transferencia de masa.
- 3 - Determinación de coeficientes individuales de transferencia de masa, por medio de cálculos directos y aplicando la analogía con la transferencia de calor.
- 4 - Determinación de la altura de unidades de transferencia  $H_{tG}$  y del número de unidades de transferencia  $N_{tG}$  para la torre.

5 - Aplicación de la teoría de la película para obtener espesores efectivo  $z_F$  y comparación con el espesor real de la película líquida.

Para flujo de fluidos:

6 - Obtención de una ecuación empírica para el factor de fricción de Fanning.

Para transferencia de calor:

7 - Obtención de una ecuación empírica para transferencia de calor.

Las guías de las prácticas se presentan en las páginas siguientes.

UNIVERSIDAD DEL VALLE DE GUATEMALA  
FACULTAD DE CIENCIAS Y HUMANIDADES  
DEPARTAMENTO DE INGENIERIA QUIMICA

LABORATORIO DE OPERACIONES UNITARIAS

INSTRUCTIVO DE PRACTICA

TORRE DE PAREDES MOJADAS 1

El propósito de la práctica, es utilizar la torre de paredes mojadas para obtener coeficientes individuales de transferencia de masa. Los coeficientes deberán obtenerse a partir de dos enfoques distintos:

- i) Directamente, a partir de datos experimentales.
- ii) Por medio de las analogías entre la transferencia de masa y la fricción de superficie de la torre.

1. Para realizar la presente práctica, se sugiere el siguiente lineamiento:

- a) Determinar y redactar los objetivos generales y específicos y presentarlos al catedrático.
- b) Determinar y redactar las condiciones de operación (con sus adecuadas reglas de seguridad) así como la técnica experimental a seguir. Presente todo al catedrático.
- c) Se recomienda llevar a cabo absorción de líquidos puros en el aire. Debe determinar los líquidos a utilizar y hacer su pedido al catedrático con la debida anticipación. Los líquidos que utilice deben llenar los requisitos de ser fácilmente disponibles, ser poco tóxicos y no dañar los materiales de la torre, especialmente el PVC.
- d) Tomar en cuenta que los datos psicrométricos los debe utilizar ajustados a la presión atmosférica de la ciudad de Guatemala.
- e) Al instalar los termómetros en la torre, procurar que queden bien asegurados para evitar que resbalen y causen algún accidente.
- f) La torre cuenta con un tubo donde se inserta el sensor del anemómetro. Debe tenerse mucha precaución al instalar dicho sensor y procurar que esté colocado adecuadamente, para evitar errores en las lecturas. Además, debe tener cuidado al manejar los líquidos, para que no caigan sobre el dispositivo de lectura del anemómetro.
- g) Las mediciones de fricción en la torre incluyen fricción de forma y fricción de superficie, debido a expansiones y contracciones en los distribuidores de líquido. Para que pueda obtener la fricción de superficie, utilizada en las analogías, se recomienda un factor de fricción de forma  $K = 11$ , que se determinó experimentalmente.

2. EQUIPO

2.1. Torre de paredes mojadas operada a contracorriente. Los instrumentos de la torre, son termómetros y un manómetro diferencial.

2.2. Psicrómetro.

2.3. Anemómetro.

3. Informe de práctica:

Redactarlo y presentarlo de la mejor forma, teniendo especial cuidado en los antecedentes, en la forma de presentar los resultados, en la discusión y en las conclusiones. Asimismo presente los resultados intermedios más importantes.

Deben compararse los distintos tipos de tratamiento y evaluar la validez de las analogías.

UNIVERSIDAD DEL VALLE DE GUATEMALA  
 FACULTAD DE CIENCIAS Y HUMANIDADES  
 DEPARTAMENTO DE INGENIERIA QUIMICA

LABORATORIO DE OPERACIONES UNITARIAS

INSTRUCTIVO DE PRACTICA

TORRE DE PAREDES MOJADAS 2

El propósito de la práctica, es utilizar la torre de paredes mojadas para obtener una ecuación empírica que relacione todas las variables que intervienen en la transferencia de masa. La ecuación debe ser obtenida para la fase gaseosa. Esta es una aplicación del análisis dimensional y muestra la importancia de los grupos adimensionales. Notar lo siguiente:

i) Por medio del análisis dimensional, las variables de transferencia de masa se agrupan de la siguiente forma:

$$N_{Sh} = f(N_{Re}, N_{Sc}) \quad (2-15)$$

siendo  $f$  una función que depende de las condiciones de flujo y de la geometría del sistema. Para la torre de paredes mojadas, se plantea la ecuación general:

$$N_{Sh} = a N_{Re}^b N_{Sc}^c$$

ii) El problema se reduce a encontrar el factor  $a$  y los exponentes  $b, c$ . Lo anterior puede hacerse de dos maneras: ajuste de curvas de forma analítica o por método gráfico.

1. Para realizar la presente práctica, se sugiere el siguiente lineamiento:

- a) Determinar y redactar los objetivos generales y específicos y presentarlos al catedrático.
- b) Determinar y redactar las condiciones de operación (con sus adecuadas reglas de seguridad) así como la técnica experimental a seguir. Presente todo al catedrático.
- c) Debe determinar las variables experimentales que intervienen en los números adimensionales y demostrar cómo se obtienen utilizando el análisis dimensional. Explicar con claridad cómo obtener todas las variables que necesita a partir de los datos experimentales. Presente todo al catedrático.
- d) Se recomienda llevar a cabo absorción de líquidos puros en el aire. Debe determinar los líquidos a utilizar (tres como mínimo) y hacer su pedido al catedrático con la debida anticipación. Los líquidos que utilice deben llenar los requisitos de ser fácilmente disponibles, ser poco tóxicos y no dañar los materiales de la torre, especialmente el PVC.
- e) Tomar en cuenta que los datos psicrométricos los debe utilizar ajustados a la presión atmosférica de la ciudad de Guatemala.
- f) Al instalar los termómetros en la torre, procurar que queden bien asegurados para evitar que resbalen y causen algún accidente.

g) La torre cuenta con un tubo donde se inserta el sensor del anemómetro. Debe tenerse mucha precaución al instalar dicho sensor y procurar que esté colocado adecuadamente, para evitar errores en las lecturas. Además, debe tener cuidado al manejar los líquidos, para que no caigan sobre el dispositivo de lectura del anemómetro.

## 2. EQUIPO

2.1. Torre de paredes mojadas operada a contracorriente. Los instrumentos de la torre son termómetros y un manómetro diferencial.

2.2. Psicrómetro.

2.3. Anemómetro.

## 3. Informe de práctica:

Redactarlo y presentarlo de la mejor forma, teniendo especial cuidado en los antecedentes, en la forma de presentar los resultados, en la discusión y en las conclusiones. Asimismo presente los resultados intermedios más importantes.

Compare la ecuación empírica que obtuvo con:

- i) Las dadas en Treyball para la torre de paredes mojadas.
- ii) Con la ecuación que se encontró para el equipo en pruebas experimentales anteriores.

UNIVERSIDAD DEL VALLE DE GUATEMALA  
FACULTAD DE CIENCIAS Y HUMANIDADES  
DEPARTAMENTO DE INGENIERIA QUIMICA

LABORATORIO DE OPERACIONES UNITARIAS

INSTRUCTIVO DE PRACTICA

TORRE DE PAREDES MOJADAS 3

El propósito de la práctica, es utilizar la torre de paredes mojadas para obtener coeficientes individuales de transferencia de masa y de transferencia de calor. Además, se aplicará la analogía de Chilton-Colburn para obtener coeficientes de transferencia de masa a partir de los coeficientes de transferencia de calor.

1. Para realizar la presente práctica, se sugiere el siguiente lineamiento:

- a) Determinar y redactar los objetivos generales y específicos y presentarlos al catedrático.
- b) Determinar y redactar las condiciones de operación (con sus adecuadas reglas de seguridad) así como la técnica experimental a seguir. Presente todo al catedrático.
- c) Para la transferencia de masa, deberá llevar a cabo absorción de agua en el aire. Para la transferencia de calor, utilice agua enfriada con hielo y aire a temperatura ambiente. NOTA: No utilizar líquido o aire caliente, ya que puede dañar las partes de PVC.
- d) Tomar en cuenta que los datos psicrométricos los debe utilizar ajustados a la presión atmosférica de la ciudad de Guatemala.
- e) Al instalar los termómetros en la torre, procurar que queden bien asegurados para evitar que resbalen y causen algún accidente.
- f) La torre cuenta con un tubo donde se inserta el sensor del anemómetro. Debe tenerse mucha precaución al instalar dicho sensor y procurar que esté colocado adecuadamente, para evitar errores en las lecturas. Además, debe tener cuidado al manejar los líquidos, para que no caigan sobre el dispositivo de lectura del anemómetro.

2. EQUIPO

- 2.1. Torre de paredes mojadas operada a contracorriente. Los instrumentos de la torre son termómetros y un manómetro diferencial.
- 2.2. Psicrómetro.
- 2.3. Anemómetro.

## 3. Informe de práctica:

Redactarlo y presentarlo de la mejor forma, teniendo especial cuidado en los antecedentes, en la forma de presentar los resultados, en la discusión y en las conclusiones. Asimismo presente los resultados intermedios más importantes.

Deberá evaluar la validez de la analogía de Chilton-Colburn.

UNIVERSIDAD DEL VALLE DE GUATEMALA  
FACULTAD DE CIENCIAS Y HUMANIDADES  
DEPARTAMENTO DE INGENIERIA QUIMICA

LABORATORIO DE OPERACIONES UNITARIAS

INSTRUCTIVO DE PRACTICA

TORRE DE PAREDES MOJADAS 4

El propósito de la práctica, es utilizar la torre de paredes mojadas para obtener la altura de unidades de transferencia,  $H_{IG}$  y el número de unidades de transferencia,  $N_{IG}$  para distintos líquidos.

1. Para realizar la presente práctica, se sugiere el siguiente lineamiento:

- a) Determinar y redactar los objetivos generales y específicos y presentarlos al catedrático.
- b) Determinar y redactar las condiciones de operación (con sus adecuadas reglas de seguridad) así como la técnica experimental a seguir. Presente todo al catedrático.
- c) Se recomienda llevar a cabo absorción de líquidos puros en el aire. Debe determinar los líquidos a utilizar (tres como mínimo) y hacer su pedido al catedrático con la debida anticipación. Los líquidos que utilice deben llenar los requisitos de ser fácilmente disponibles, ser poco tóxicos y no dañar los materiales de la torre, especialmente el PVC.
- d) Tomar en cuenta que los datos psicrométricos los debe utilizar ajustados a la presión atmosférica de la ciudad de Guatemala.
- e) Al instalar los termómetros en la torre, procurar que queden bien asegurados para evitar que resbalen y causen algún accidente.
- f) La torre cuenta con un tubo donde se inserta el sensor del anemómetro. Debe tenerse mucha precaución al instalar dicho sensor y procurar que esté colocado adecuadamente, para evitar errores en las lecturas. Además, debe tener cuidado al manejar los líquidos, para que no caigan sobre el dispositivo de lectura del anemómetro.

2. EQUIPO

2.1. Torre de paredes mojadas operada a contracorriente. Los instrumentos de la torre son termómetros y un manómetro diferencial.

2.2. Psicrómetro.

2.3. Anemómetro.

3. Informe de práctica:

Redactarlo y presentarlo de la mejor forma, teniendo especial cuidado en los antecedentes, en la forma de presentar los resultados, en la discusión y en las conclusiones. Asimismo presente los resultados intermedios más importantes.

Explicar con claridad el concepto de la altura de una unidad de transferencia y compararlo con otros equipos de transferencia de masa.

UNIVERSIDAD DEL VALLE DE GUATEMALA  
FACULTAD DE CIENCIAS Y HUMANIDADES  
DEPARTAMENTO DE INGENIERIA QUIMICA

LABORATORIO DE OPERACIONES UNITARIAS

INSTRUCTIVO DE PRACTICA

TORRE DE PAREDES MOJADAS 5

El propósito de la práctica, es utilizar la torre de paredes mojadas y aplicar la teoría de la película para interpretar la transferencia de masa. Como comparación, se calculará el espesor real de la película líquida.

1. Para realizar la presente práctica, se sugiere el siguiente lineamiento:

- a) Determinar y redactar los objetivos generales y específicos y presentarlos al catedrático.
- b) Determinar y redactar las condiciones de operación (con sus adecuadas reglas de seguridad) así como la técnica experimental a seguir. Presente todo al catedrático.
- c) Se recomienda llevar a cabo absorción de líquidos puros en el aire. Debe determinar los líquidos a utilizar (tres como mínimo) y hacer su pedido al catedrático con la debida anticipación. Los líquidos que utilice, deben llenar los requisitos de ser fácilmente disponibles, ser poco tóxicos y no dañar los materiales de la torre, especialmente el PVC.
- d) Tomar en cuenta que los datos psicrométricos los deben utilizar ajustados a la presión atmosférica de la ciudad de Guatemala.
- e) Al instalar los termómetros en la torre, procurar que queden bien asegurados para evitar que resbalen y causen algún accidente.
- f) La torre cuenta con un tubo donde se inserta el sensor del anemómetro. Debe tenerse mucha precaución al instalar dicho sensor y procurar que esté colocado adecuadamente, para evitar errores en las lecturas. Además, debe tener cuidado al manejar los líquidos, para que no caigan sobre el dispositivo de lectura del anemómetro.

2. EQUIPO

2.1. Torre de paredes mojadas operada a contracorriente. Los instrumentos de la torre son termómetros y un manómetro diferencial.

2.2. Psicrómetro.

2.3. Anemómetro.

3. Informe de práctica:

Redactarlo y presentarlo de la mejor forma, teniendo especial cuidado en los antecedentes, en la forma de presentar los resultados, en la discusión y en las conclusiones. Asimismo, presente los resultados intermedios más importantes.

Hacer especial énfasis en explicar las diferencias entre el espesor de película efectivo y el espesor de película real.

UNIVERSIDAD DEL VALLE DE GUATEMALA  
FACULTAD DE CIENCIAS Y HUMANIDADES  
DEPARTAMENTO DE INGENIERIA QUIMICA

LABORATORIO DE OPERACIONES UNITARIAS

INSTRUCTIVO DE PRACTICA

TORRE DE PAREDES MOJADAS 6

El propósito de la práctica, es utilizar la torre de paredes mojadas para obtener una carta de fricción de superficie. Se obtendrá ecuación empírica que relacione el factor de fricción de Fanning con el número de Reynolds. Tener en cuenta lo siguiente:

i) Específicamente deberá determinar los valores de a y b que mejor ajusten los datos en la ecuación:  $f/2 = a N_{Re}^b$ . Ello puede hacerse analíticamente o gráficamente, notando que la ecuación es una línea recta al aplicar logaritmos de ambos lados.

1. Para realizar la presente práctica, se sugiere el siguiente lineamiento:

- a) Determinar y redactar los objetivos generales y específicos y presentarlos al catedrático.
- b) Determinar y redactar las condiciones de operación (con sus adecuadas reglas de seguridad) así como la técnica experimental a seguir. Presente todo al catedrático.
- c) Al instalar los termómetros en la torre, procurar que queden bien asegurados para evitar que resbalen y causen algún accidente.
- d) La torre cuenta con un tubo donde se inserta el sensor del anemómetro. Debe tenerse mucha precaución al instalar dicho sensor y procurar que esté colocado adecuadamente, para evitar errores en las lecturas. Además, debe tener cuidado al manejar los líquidos, para que no caigan sobre el dispositivo de lectura del anemómetro.
- e) Las mediciones de fricción en la torre incluyen fricción de forma y fricción de superficie, debido a expansiones y contracciones en los distribuidores de líquido. Para que pueda obtener la fricción de superficie, utilizada en las analogías, se recomienda un factor de fricción de forma  $K = 11$ , que se determinó experimentalmente.

## 2. EQUIPO

2.1. Torre de paredes mojadas operada a contracorriente. Los instrumentos de la torre son termómetros y un manómetro diferencial.

2.2. Anemómetro.

### 3. Informe de práctica:

Redactarlo y presentarlo de la mejor forma, teniendo especial cuidado en los antecedentes, en la forma de presentar los resultados, en la discusión y en las conclusiones. Asimismo presente los resultados intermedios más importantes.

Compare sus resultados con la carta generalizada del factor de fricción dada en Perry, y la ecuación para tubos lisos dada en Treyball:  $f/2 = 0.023 N_{Re}^{-0.2}$  en la región de flujo turbulento.

UNIVERSIDAD DEL VALLE DE GUATEMALA  
 FACULTAD DE CIENCIAS Y HUMANIDADES  
 DEPARTAMENTO DE INGENIERIA QUIMICA

LABORATORIO DE OPERACIONES UNITARIAS

INSTRUCTIVO DE PRACTICA

TORRE DE PAREDES MOJADAS 7

El propósito de la práctica, es utilizar la torre de paredes mojadas para obtener una ecuación empírica que relacione todas las variables que intervienen en la transferencia de calor. La ecuación se obtiene para la fase gaseosa. Esta es una aplicación del análisis dimensional y muestra la importancia de los grupos adimensionales. Notar lo siguiente:

i) Por medio del análisis dimensional, las variables de transferencia de calor se agrupan de la siguiente forma:

$$N_{Nu} = f(N_{Re}, N_{Pr})$$

siendo  $f$  una función que depende de las condiciones de flujo y de la geometría del sistema. Para la torre de paredes mojadas, se plantea la ecuación general:

$$N_{Nu} = a N_{Re}^b N_{Pr}^c$$

ii) El problema se reduce a encontrar el factor  $a$  y los exponentes  $b, c$ . Lo anterior puede hacerse de dos maneras: ajuste de curvas de forma analítica o por método gráfico. Como únicamente utiliza aire, el número de Prandtl es constante y no puede obtenerse  $c$  a partir de mediciones experimentales, por lo que deberá asignarle un valor basado en la teoría.

1. Para realizar la presente práctica, se sugiere el siguiente lineamiento:

- a) Determinar y redactar los objetivos generales y específicos y presentarlos al catedrático.
- b) Determinar y redactar las condiciones de operación (con sus adecuadas reglas de seguridad) así como la técnica experimental a seguir. Presente todo al catedrático.
- c) Debe determinar las variables experimentales que intervienen en los números adimensionales y demostrar cómo se obtienen utilizando el análisis dimensional. Explicar con claridad cómo obtener todas las variables que necesita a partir de los datos experimentales. Presente todo al catedrático.
- d) Para la transferencia de calor, utilice agua enfriada con hielo y aire a temperatura ambiente.  
 NOTA: No utilizar líquido o aire caliente, ya que puede dañar las partes de PVC.
- e) Al instalar los termómetros en la torre, procurar que queden bien asegurados para evitar que resbalen y causen algún accidente.
- f) La torre cuenta con un tubo donde se inserta el sensor del anemómetro. Debe tenerse mucha precaución al instalar dicho sensor y procurar que esté colocado adecuadamente, para evitar errores en las lecturas. Además, debe tener cuidado al manejar los líquidos, para que no caigan sobre el dispositivo de lectura del anemómetro.

## 2. EQUIPO

2.1. Torre de paredes mojadas operada a contracorriente. Los instrumentos de la torre son termómetros y un manómetro diferencial.

2.2. Anemómetro.

## 3. Informe de práctica:

Redactarlo y presentarlo de la mejor forma, teniendo especial cuidado en los antecedentes, en la forma de presentar los resultados, en la discusión y en las conclusiones. Asimismo presente los resultados intermedios más importantes.

Compare la ecuación empírica que obtuvo con:

- i) La ecuación de Sieder-Tate dada en McCabe-Smith para transferencia de calor en tubos.
- ii) Con la ecuación que se encontró para el equipo en pruebas experimentales anteriores.

## ANEXO F

### Manual de operación del equipo

Los siguientes procedimientos fueron los utilizados para obtener los datos experimentales y son los recomendados para la elaboración de las prácticas.

#### 1. Procedimiento para las mediciones de fricción

**Variables medidas:** Velocidad del aire y caída de presión en la sección mojada.

- 1) Instalar los termómetros y asegurarlos bien. Las lecturas de interés en este caso son las temperaturas de entrada y de salida del aire. Los otros termómetros se colocan para evitar fugas de aire.
- 2) Instalar el sensor del anemómetro adecuadamente. Verificar que el cero de la escala este ajustado correctamente. Conectar el anemómetro al tomacorriente.
- 3) Conectar la extensión del ventilador y el tomacorriente a la toma de electricidad cercana.
- 4) Verificar que todas las conexiones del sistema de gas estén en su posición de trabajo, que no haya fugas y que los distribuidores de líquido estén cerrados.

5) Verificar que las mangueras que van desde las tomas de presión al manómetro estén libres, que no tengan burbujas de líquido y que no estén dobladas.

6) Encender el ventilador.

7) Por medio de la válvula de compuerta, regular el flujo de aire hasta una velocidad deseada, que se lee en el anemómetro.

8) Establecer por medio de los termómetros del aire que se alcanza el estado estable en las condiciones de la torre. Ello se observa porque las temperaturas en la torre permanecen constantes.

9) Registrar la diferencia de presión indicada por el manómetro diferencial.

10) Repetir desde el paso 7 para varios flujos.

## 2. Procedimiento para la obtención de la película líquida:

1) Instalar los termómetros y asegurarlos bien. Colocar la camisa especial del termómetro de bulbo húmedo y saturarla de líquido. Sumergir la camisa dentro de su recipiente, que debe llenarse de líquido hasta el borde. Durante la operación de la torre, debe verificarse que la camisa permanezca mojada y su recipiente con líquido.

- 2) Instalar el sensor del anemómetro adecuadamente. Verificar que el cero de la escala este ajustado correctamente. Conectar el anemómetro al tomacorriente.
- 3) Conectar la extensión del ventilador y el tomacorriente a la toma de electricidad cercana.
- 4) Llenar el recipiente superior con el líquido que se va a trabajar. Se requieren de cuatro a ocho litros de líquido. Colocarlo sobre su plataforma.
- 5) Conectar las mangueras de líquido a sus recipientes.
- 6) Verificar que todas las conexiones del sistema de líquido y gas estén en su posición de trabajo, que no haya fugas y que los distribuidores de líquido estén cerrados.
- 7) Abrir la válvula del recipiente superior para comenzar a llenar el distribuidor y formar la película líquida. Al principio, puede ser necesario un flujo alto de líquido, mientras se moja la superficie del tubo de vidrio. Llenar el distribuidor superior hasta unos 2 cm por debajo de su tapadera, no dejando que se llene por completo. Una vez formada la película, reducir el flujo de líquido. El flujo de trabajo es aproximadamente: 100-400 ml para alcoholes y 400-700 ml para agua.
- 8) Encender el ventilador. Por medio de la válvula de compuerta, regular el flujo de aire hasta una velocidad deseada, que se lee en el anemómetro.

9) Regular el flujo de líquido nuevamente, para lograr una película adecuada. Notar que al encender el ventilador y al pasar de un flujo bajo a uno más alto, puede haber arrastre de líquido por algunos segundos. Esa situación se debe a cambios repentinos en el flujo de aire y se corrige por sí sola. Si se moja el termómetro de bulbo seco superior, secarlo y volverlo a instalar.

10) La película de líquido debe mojar toda la pared de la sección mojada. La película debe ser uniforme. Es posible que se note la presencia de ondulaciones, que son normales a los flujos trabajados.

11) Establecer por medio de los termómetros que se alcanza el estado estable en las condiciones de la torre. Ello se observa porque las temperaturas en la torre permanecen constantes.

12) Hacer las mediciones necesarias.

### 3. Procedimiento para mediciones de transferencia de masa

**Variables medidas:** Velocidad del aire, flujo de líquido, temperaturas de entrada y salida del líquido, temperaturas de entrada y salida del gas, temperatura de bulbo húmedo de salida del gas, temperaturas de bulbo húmedo y bulbo seco en el ambiente, presión atmosférica.

1) Seguir el procedimiento para la obtención de la película de líquido.

- 2) A un flujo del aire, esperar a que se alcance el estado estable. En ese tiempo, hacer las mediciones de humedad ambiental con el psicrómetro.
- 3) Medir todas las temperaturas.
- 4) A ciertos intervalos de tiempo, medir el flujo de líquido en la parte inferior de la torre, con una probeta y cronómetro.
- 5) Variar el flujo de aire y repetir desde el paso 2.

#### 4. Procedimiento para mediciones de transferencia de calor

**VARIABLES MEDIDAS:** Velocidad del aire, flujo de líquido, temperaturas de entrada y salida del líquido, temperaturas de entrada y salida del gas.

- 1) Seguir el procedimiento para la obtención de la película de líquido. No es necesario saturar el termómetro de bulbo húmedo, aunque si se instala para que no haya fugas.
- 2) A un flujo del aire, esperar a que se alcance el estado estable.
- 3) Medir todas las temperaturas.
- 4) Variar el flujo de aire y repetir desde el paso 2.

1900

...

...

...

...

...

...

...

## ANEXO G

### Costos del Equipo

<b>DESCRIPCION</b>	<b>COSTO</b> <b>en Quetzales</b>
• Costos de materiales	
<b>METAL-MECANICA</b>	
6 Lijas #80	21.00
1/2 galón pintura anticorrosiva	71.80
5 sierras para arco de bimetal	33.75
5 libras de electrodo 1/8"	32.40
3 discos de desbaste	49.89
1 ducto ventilador	350.00
3 libras de electrodo 3/32"	21.45
5 planchas hierro 2.5 x 2.5 x 1/4"	11.25
6 m angular hierro 1/8 x 3/8"	16.00
1 varilla hembra 1/2 x 1/4 x 2 m	5.00
1 m varilla de hierro 1/4"	9.00
<b>PVC</b>	
1 adaptador rosca PVC 1-1/4"	2.58
1 reductor 1-1/4 a 1"	4.50
1 m tubo 1-1/4"	5.17
1 codo curva ancha 1-1/4"	8.75
3 m tubo 1"	11.52
1 m tubo CPVC 1/2"	8.39
Pegamento Tangit PVC	5.85
1 válvula de compuerta 1-1/4"	46.50
5 coplas 1"	10.75
1 tapón hembra 1"	2.89
1 reductor 2 a 1"	6.63
1 tapón hembra 2"	5.69
<b>TORNILLOS</b>	
12 tornillos No.10 1-1/4" con rosca (pinzas)	4.25
12 tornillos 1/4x4" con rosca (tablones)	9.00
6 tornillos 1/4x1" (tarugos)	3.60
1 tornillo 3-1/2x5/16" con rosca (manómetro)	0.59
10 tornillos 2-1/2x5/16" con rosca (pinzas)	5.50
4 tornillos 1/4x3" (instalación eléctrica)	1.80

**INSTALACION ELECTRICA**

1 tomacorriente 3 polos, 2 enchufes	9.75
1 caja rectangular de metal	2.49
1 interruptor 3 polos, 10 A	45.00
1 m cable de 3 x No.14	49.70
1 espiga tres puntas	8.30

**OTROS**

2 cilindros 28 onzas (distribuidores)	11.30
12 tarugos plásticos 1/4"	3.45
2 tablonces 12 cm x 138 cm x 1"	8.75
2 abrazaderas	7.00
1/4 galón resina	16.00
2 onzas catalizador resina	3.30
1 tabla para manómetro	7.80
Pegamentos epóxicos	32.00
1/2 galón thinner	11.90
12 m manguera Tygon 1/4"	177.00
1 manguera para unión flexible 1-1/4"	30.00
1 niple galvanizado 1/4"	3.19

**MATERIAL DISPONIBLE EN EL LABORATORIO**

25 m en tubos hierro negro 2"x1.70 m (como estimado para los tubos de caldera)	1472.25
2 tubos galvanizados 1"x6m	106.00
2 tablonces 29 cm x 1.38 m x 1"	21.16
1 ventilador centrífugo con motor 1/2 hp	2500.00
2 tubos pyrex 35 mm diámetro, No.Cat.23435	130.73
6 tapones de hule No.9	12.00
1/2 galón pintura azul	75.60
1/4 galón pintura naranja	37.80
2 recipientes 12 l	120.00
1 yarda fibra de vidrio	10.70
10 pinzas universales	750.00
2 pinzas Hoffmann	36.00
Tubo de aluminio 3/8"	1.80
4 termómetros	392.00
Tubo PVC 3/4"	1.00

Costos en materiales por pruebas y modificaciones  
al diseño original 120.00

---

<b>TOTAL MATERIALES</b>	6979.46
• Ingeniería y costos de instalación (30% del costo de materiales)	2093.84

---

<b>COSTO DEL EQUIPO</b>	<b>Q</b>	<b>9073.30</b>
-------------------------	----------	----------------

---

## Anexo H

### Propiedades físicas de los líquidos utilizados

Se utilizó la ecuación de Antoine para calcular las presiones de vapor:

$$\ln P = A - \frac{B}{t + C}$$

donde P está dada en kPa, t en °C.

Para el calor de vaporización, la siguiente ecuación se utilizó para interpolar los datos en el intervalo de 15 a 25°C:

$$\lambda = a - bt$$

donde  $\lambda$  está dada en kJ/kg, t en °C y a,b son constantes. La ecuación se basa en datos obtenidos de Perry (13).

Las constantes son las siguientes:

Líquido	A	B	C	$D_{AB} (25^\circ\text{C}) \times 10^5$ $\text{m}^2/\text{s}$
Agua	16.26205	3799.887	226.346	2.58
Etanol	16.67583	3674.491	226.448	1.06
2-Propanol	16.67800	3640.200	219.610	0.999
Metanol	16.59381	3644.297	239.765	1.40

Líquido	a	b	H/k <sub>y</sub> J/kg K
Agua	2501.598	2.36426	950
Etanol	926.756	-2.092	1602
2-Propanol	792.21	-0.2156	1658
Metanol	1189.50	-0.40	1372

## ANEXO I

### Notación

- a superficie específica interfacial promedio para la transferencia de masa, área/volumen,  $L^2/L^3$
- $a_M$  área interfacial del modelo, en simulación de equipo,  $L^2$
- $a_i$  área interfacial del equipo industrial, en simulación de equipo,  $L^2$
- A superficie de transferencia de masa,  $L^2$
- c concentración del soluto ( si tiene subíndice ), densidad molar de una solución (si no tiene subíndice),  $mol/L^3$
- $C_p$  capacidad calorífica a presión constante,  $FL/MT$
- d operador diferencial  
diámetro, L
- D difusividad molecular,  $L^2/\theta$
- E difusividad de remolino,  $L^2/\theta$
- $\bar{E}$  difusividad media de remolino,  $L^2/\theta$
- f factor de fricción de Fanning para el flujo a través de tuberías, adimensional.
- F coeficiente de transferencia de masa,  $mol/L^2\theta$
- $F_G$  coeficiente de transferencia de masa para la fase gaseosa,  $mol/L^2\theta$
- $F_L$  coeficiente de transferencia de masa para la fase líquida,  $mol/L^2\theta$
- $F_{OG}$  coeficiente global de transferencia de masa del gas,  $mol/L^2\theta$
- $F_{OL}$  coeficiente global de transferencia de masa del líquido,  $mol/L^2\theta$
- g aceleración de la gravedad,  $L^2/\theta$

- $g_c$  factor de conversión,  $ML/F\theta^2$
- $G'$  velocidad de masa de la fase gaseosa,  $M/L^2 \theta$
- $h$  coeficiente individual de transferencia de calor,  $FL/L^2 \theta T$
- $H_{iG}$  altura de la unidad de transferencia de la fase gaseosa,  $L$
- $j$  grupo adimensional en la analogía de Chilton-Colburn
- $J$  flux de transferencia de masa en relación a la velocidad promedio molar,  $mol/L^2 \theta$
- $k_c, k_g, k_x, k_y, etc$  coeficientes individuales de transferencia de masa,  $mol/L^2 \theta$  (diferencia de concentración)
- $k$  conductividad térmica,  $FL^2/L^2\theta T$
- $K$  coeficiente global de transferencia de masa,  $mol/L^2\theta$
- $l$  una longitud; longitud de mezclado de Prandtl;  $L$
- $L'$  velocidad de masa de la fase líquida,  $M/L^2 \theta$
- $\dot{m}$  flux másico,  $M/\theta$
- $m$  pendiente de la curva de equilibrio, adimensional
- $m'$  pendiente de la cuerda de la curva de equilibrio, adimensional
- $m''$  pendiente de la cuerda de la curva de equilibrio, adimensional
- $M$  peso molecular,  $M/mol$
- $N$  flux de transferencia de masa,  $mol/L^2 \theta$
- $N_{iOG}$  número de unidades globales de transferencia de la fase gaseosa, adimensional
- $N_{Le}$  número de Lewis, adimensional
- $N_{Pr}$  número de Prandtl, adimensional
- $N_{Re}$  número de Reynolds, adimensional
- $N_{Sh}$  número de Sherwood, adimensional

$N_{St}$	número de Stanton, adimensional
$p$	presión, $F/L^2$
$q$	flux de transferencia de calor, $FL/L^2 \theta$
$R$	constante universal del estado gaseoso, $FL/mol T$
$t$	temperatura, $T$
$\bar{u}$	velocidad media, $L/\theta$
$u$	velocidad local, $L/\theta$
$U_f$	velocidad del gas en la inundación, $m/s$
$V_L$	volumen líquido del modelo, en simulación de equipo, $L^3$
$w$	flujo de masa, $M/\theta$
$W$	flux de transferencia de masa basado en humedades, $mol/L^2 \theta$
$x$	concentración en el líquido, fracción mol
$y$	concentración en el gas, fracción mol
$Y'$	humedad molal absoluta, $M/M$
$z$	distancia en la dirección del eje $z$ , $L$
$z_f$	espesor efectivo de película en la teoría de la película, $L$
$Z$	longitud de la sección mojada en la torre de paredes mojadas, $L$

Símbolos griegos

$\alpha$	difusividad térmica, $L^2/\theta$
$\delta$	espesor de una capa, $L$
$\Delta$	diferencia de la propiedad indicada
$\phi$	una función
$\gamma$	función de distribución de la concentración de propiedad transferida, en tuberías, adimensional
$\lambda$	entalpía de vaporización, $FL/M$
$\Gamma$	en la teoría de analogías, concentración generalizada de propiedad transferida, <b>(cantidad de propiedad transferida)/<math>L^3</math></b>
$\Gamma$	en el estudio de películas líquidas, rapidez de flujo de masa por unidad de perímetro húmedo, $M/L\theta$
$\varphi$	retención,
$\mu$	viscosidad, $M/L\theta$
$\nu$	viscosidad absoluta o cinemática, $M/L\theta$
$\pi$	3.1459...
$\rho$	densidad, $M/L^3$
$\sigma$	tensión superficial, $mN/m$
$\Sigma$	sumatoria
$\tau$	esfuerzo cortante, $F/L^2$
$\xi$	coeficiente generalizado de transferencia, $L/\theta$
$\Psi$	flux generalizado de propiedad transferida, cantidad de propiedad transferida/ $L^2\theta$

Subíndices

A	componente A
B	componente B
D	para transferencia de masa
f	valor final
G	gas, de bulbo seco si se trata de temperatura
H	para transferencia de calor
i	interfase, instantánea si se trata de velocidad
log	media logarítmica
L	líquido
M	media logarítmica
pr	promedio
t	total
V	para transferencia de momentum
W	de bulbo húmedo
0	valor límite, inicial o en el centro de la tubería
1	al principio de la trayectoria de transferencia
2	al final de la trayectoria de transferencia
turb	turbulento

Superíndices

n un número

\* en equilibrio con la concentración principal en la otra fase.