

**UNIVERSIDAD NACIONAL DE INGENIERIA**

**FACULTAD DE INGENIERIA QUIMICA  
Y MANUFACTURERA**



**MODELO MATEMATICO PARA LA EVALUACION DE  
PARAMETROS EN COLUMNAS EMPACADAS, DISEÑO  
Y PRUEBA EXPERIMENTAL**

**TESIS**

**PARA OBTENER EL TITULO PROFESIONAL DE**

**INGENIERO QUIMICO**

**DOMINGO YI JUAREZ**

**BELISARIO GERONIMO PEREZ CHAVEZ**

**PROMOCION: 88-II**

**LIMA PERU**

**1993**

## TABLA DE CONTENIDO

<b>INTRODUCCION</b>	11
<b>1. GENERALIDADES</b>	13
1.1 CONCEPTOS GENERALES DE DESTILACION	13
1.1.1 Equilibrio entre Fases	13
1.1.2 Equilibrio Líquido-Vapor	14
1.2 EQUIPOS DE DESTILACION	19
1.2.1 Destilación Flash	19
1.2.2 Destilación Continua con Reflujo (Rectificación)	21
1.2.2.1 Torres de Platos	23
1.2.2.2 Torres Empacadas	23
1.3 CRITERIOS PARA SELECCIONAR UNA TORRE	24
<b>2. TORRES EMPACADAS</b>	26
2.1 FACTORES INTERNOS EN EL DISEÑO DE UNA COLUMNA EMPACADA	28
2.1.1 Empaques	28
2.1.1.1 Forma y Tamaño de Empaques	28
2.1.1.2 Materiales de Empaque	31
2.1.1.3 Distribución del Empaque	32
2.1.1.4 Criterios Generales para Seleccionar un Empaque	34
2.1.2 Cuerpo	36
2.1.3 Soporte de Empaque	39
2.1.3.1 Características de un soporte de empaque	39
2.1.3.2 Tipos de Platos Soportes	41
2.1.4 Distribuidor de Líquido	44

2.1.4.1	Características de un Distribuidor . . . . .	44
2.1.4.2	Tipos de Distribuidores . . . . .	45
2.1.5	Redistribuidor de Líquido . . . . .	47
2.1.5.1	Funciones de un Redistribuidor . . . . .	49
2.1.5.2	Clases de Redistribuidores . . . . .	50
2.1.6	Retenedores de lecho y otros accesorios . . . . .	50
2.2	<b>FACTORES HIDRAULICOS PARA EL DISEÑO DE COLUMNAS EMPACADAS . . . . .</b>	<b>52</b>
2.2.1	Distribución de Líquido . . . . .	52
2.2.2	Superficie mojada . . . . .	59
2.2.3	Retención de Líquido . . . . .	63
2.2.4	Caída de Presión . . . . .	71
2.2.4.1	Flujo en una sola Fase-Lecho seco . . . . .	73
2.2.4.2	Flujo en dos Fases-Lecho irrigado . . . . .	77
2.2.5	Inundación y Carga . . . . .	85
2.3	<b>FACTORES DE TRANSFERENCIA DE MASA EN COLUMNAS EMPACADAS . . . . .</b>	<b>102</b>
2.3.1	Transferencias de Masa en Columnas Empacadas .	102
2.3.2	Coeficientes de Transferencia de Masa y Area Interfacial en Columnas Empacadas . . . . .	114
2.3.2.1	Ecuaciones y Correlaciones . . . . .	115
2.4	<b>FACTORES QUE AFECTAN LA EFICIENCIA EN COLUMNAS EMPACADAS . . . . .</b>	<b>140</b>
<b>3.</b>	<b>SELECCION DE EMPAQUES Y CONSTRUCCION DE UN EQUIPO EXPERIMENTAL DE DESTILACION . . . . .</b>	<b>149</b>
3.1	<b>SELECCION DE EMPAQUES . . . . .</b>	<b>149</b>
3.1.1	Obtención de la Materia Prima . . . . .	151
3.1.2	Costo de la Materia Prima . . . . .	153
3.1.3	Porosidad . . . . .	153
3.1.4	Densidad . . . . .	155

3.1.5	Facilidad de Manejo . . . . .	156
3.1.6	Facilidad de Escalado . . . . .	158
3.1.7	Uniformidad . . . . .	160
<b>3.2</b>	<b>PROPUESTA DE CONSTRUCCION DEL EQUIPO</b>	
	<b>EXPERIMENTAL . . . . .</b>	<b>160</b>
3.2.1	Cuerpo de la Columna . . . . .	161
	3.2.1.1 Obtención de la Materia Prima . . . . .	164
	3.2.1.2 Costos de la Materia Prima . . . . .	164
	3.2.1.3 Disponibilidad de la Materia Prima . . . . .	164
	3.2.1.4 Facilidad de Construcción . . . . .	165
	3.2.1.5 Conductividad Térmica . . . . .	165
	3.2.1.6 Instalación de accesorios . . . . .	166
	3.2.1.7 Facilidad de Conexiones . . . . .	168
	3.2.1.8 Densidad del Material . . . . .	168
3.2.2	Empaque . . . . .	169
3.2.3	Soporte . . . . .	171
3.2.4	Distribuidor de Líquidos . . . . .	172
3.2.5	Redistribución . . . . .	172
3.2.6	Equipo Auxiliar . . . . .	173
<b>4.</b>	<b>PROGRAMACION DE EXPERIMENTOS . . . . .</b>	<b>175</b>
4.1	EXPERIMENTOS DE CALIBRACION DE FLUJOS Y TIEMPOS DE ESTABILIZACION . . . . .	175
4.2	EXPERIMENTOS . . . . .	176
	4.2.1 Cuando la columna opera con el sistema de doble fase o una sola fase . . . . .	176
	4.2.1.1 Mediciones previas . . . . .	176
	4.2.1.2 Procedimiento de corrida experimental (doble fase) . . . . .	177
	4.2.1.3 Procedimiento de corrida experimental (una fase) . . . . .	181

4.3	MANEJO DE DATOS . . . . .	182
4.4	GRAFICOS Y CORRELACIONES . . . . .	182
4.4.1	Gráficos y correlaciones de hidráulica . . . . .	182
4.4.2	Gráficos y correlaciones de transferencia de masa . . . . .	184
<b>5.</b>	<b>PRUEBAS EXPERIMENTALES . . . . .</b>	<b>186</b>
5.1	DATOS DE LA TORRE . . . . .	187
5.2	DATOS DEL EMPAQUE . . . . .	187
5.3	DETERMINACION DE LOS PARAMETROS HIDRAULICOS . . . . .	188
5.3.1	Determinación de la curva característica de la caída de presión en flujo de dos fases (sistema etanol-agua) . . . . .	188
5.3.2	Determinación de la curva característica de la caída de presión en flujo de una sola fase (sistema aire) . . . . .	193
5.4	DETERMINACION DE LAS CORRELACIONES DE INUNDACION Y CAIDA DE PRESION EN FLUJO DE DOS FASES . . . . .	195
5.5	DETERMINACION DE LOS PARAMETROS DE TRANSFERENCIA DE MASA . . . . .	198
5.5.1	Determinación del numero de unidades de transferencia . . . . .	198
5.5.2	Determinación de la altura de la unidad de transferencia . . . . .	200
5.5.3	Determinación del coeficiente de transferencia . . . . .	200
5.6	GRAFICOS Y DIAGRAMAS DE LA CORRIDA EXPERIMENTAL . . . . .	202
<b>6.</b>	<b>CONCLUSIONES . . . . .</b>	<b>205</b>
<b>7.</b>	<b>BIBLOGRAFIA . . . . .</b>	<b>208</b>

## LISTA DE FIGURAS

FIGURA 1.	Curva de equilibrio (Etanol-Agua) . . . . .	16
FIGURA 2.	Diagrama del punto de ebullición . . . . .	18
FIGURA 3.	Instalación para destilación flash . . . . .	20
FIGURA 4.	Calderín y columna de fraccionamiento . . . . .	22
FIGURA 5.	Intercambio de materia y calor en una mezcla empacada .	27
FIGURA 6.	Formas convencionales y algunas modificadas . . . . .	30
FIGURA 7.	Plato soporte de inyección de vapor . . . . .	43
FIGURA 8.	Esquema del paso de los flujos de gas y líquido en plato soporte de inyección . . . . .	43
FIGURA 9.	Plato soporte "Subway" . . . . .	43
FIGURA 10.	Distribuidor de canal ranurado en V . . . . .	48
FIGURA 11.	Distribuidor de orificio . . . . .	48
FIGURA 12.	Distribuidor de "Spray-Nozzle" . . . . .	48
FIGURA 13.	Redistribuidor de líquido tipo Rosette . . . . .	50
FIGURA 14.	Cuerpo con restricciones como redistribuidor . . . . .	51
FIGURA 15.	Coordenadas y velocidades en el empaque . . . . .	56
FIGURA 16.	Modelo de una columna sin mezclado lateral . . . . .	58
FIGURA 17.	Factor modificado de fricción para la fórmula de Carman-Kozeny . . . . .	76
FIGURA 18.	Valores apropiados para el factor de fricción modificado, $f$ y el factor de flujo de estado normal . . . . .	76
FIGURA 19.	Zonas características en lechos irrigados . . . . .	100
FIGURA 20.	Torres empacadas . . . . .	103
FIGURA 21.	Correlación del NTU . . . . .	136
FIGURA 22.	Efecto de la velocidad lineal del vapor . . . . .	143
FIGURA 23.	Curvas de HETP . . . . .	143
FIGURA 24.	Empaque seleccionados . . . . .	162
FIGURA 25.	Equipo de destilación Experimental-Nivel laboratorio . . .	163
FIGURA 26.	Procedimiento para determinar el diagrama $\text{Log}(\delta P/Z)$ vs $\text{Log}(G)$ . . . . .	179

FIGURA 27. Curva índice de refracción vs % en paso de Etanol . . . . .	183
FIGURA 28. Diagrama del equipo empleado en el experimento . . . . .	202

**LISTA DE GRAFICOS**

GRAFICO 1. Diagrama $\text{Log}(\delta P/Z)$ vs $\text{Log}(G)$ . . . . .	203
GRAFICO 2. Diagrama de la curva de inundación . . . . .	204

**LISTA DE TABLAS**

TABLA 1. Características y usos de empaques . . . . .	33
TABLA 2. Criterios de selección de empaques no convencionales . . . . .	37
TABLA 3. Criterios de selección del material del cuerpo . . . . .	40
TABLA 4. Constantes de empaque . . . . .	139
TABLA 5. Preselección de materiales según propiedades físicas y químicas . . . . .	152
TABLA 6. Ensayos de retención (Porosidad) . . . . .	154
TABLA 7. Densidades de los materiales . . . . .	157
TABLA 8. Selección de empaques . . . . .	159
TABLA 9. Conductividades térmicas de los materiales del cuerpo de la torre . . . . .	167
TABLA 10. Selección del material para el cuerpo de la Torre . . . . .	170

## INTRODUCCION

Nuestro país ha emprendido un plan de desarrollo en el ámbito agroindustrial. La exigencia hoy en día, es el empleo de tecnologías de fácil acceso, que generen productos de calidad, bajo costo y que puedan desarrollarse en el ámbito rural. De esta manera poder desarrollar la pequeña industria, con el fin de dar un mayor valor agregado a muchos productos naturales que hoy en día se exportan.

En nuestro país existen muchas sustancias orgánicas que se extraen de productos naturales que no se pueden separar mediante la destilación convencional, debido a que no pueden calentarse ni siquiera hasta su temperatura normal de ebullición, ya que se descompondrían químicamente. Si estas sustancias se van a separar por destilación, se debe mantener baja la temperatura, la presión y el tiempo de exposición, de esta manera se reduciría la descomposición térmica y en este caso la única alternativa económica y viable es la destilación en torres empacadas, ya que esta presenta pequeñas caídas de presión y bajo tiempo de residencia.

Los equipos sofisticados de destilación podrían no ser buena propuesta tecnológica pues son caros y necesitan mantenimiento realizados por técnicos expertos. En cambio en las columnas empacadas el costo de construcción es bajo y el material necesario para su construcción es de fácil obtención. Asimismo, la operación y mantenimiento es práctica y sencilla.



En el presente trabajo se ha hecho una reseña bibliográfica de los distintos modelos matemáticos, para determinar los parámetros que se presentan en columnas empacadas, como son los factores hidráulicos y de transferencia de masa. También se describe la forma de selección de los diferentes elementos internos para una columna empacada.

Se realizaron corridas experimentales usando el sistema etanol-agua para determinar los factores hidráulicos y de transferencia de masa que se presentan en una columna de destilación empacada. Dichos datos se pueden usar para poder diseñar columnas de destilación empacadas en las zonas rurales, ya que dicha tecnología permite mejorar la calidad del alcohol obtenido a partir de la caña de azúcar.

Dichas pruebas experimentales se desarrollaron en el Laboratorio de Operaciones Unitarias de la Facultad de Ingeniería Química de la Universidad Nacional de Ingeniería, para lo cual se convirtió el reactor tipo batch multipropósito en una columna empacada.

Se ha planteado un procedimiento para la determinación de los factores hidráulicos y de transferencia de masa en torres empacadas.

Asimismo presentamos una propuesta de construcción de un equipo modelo a pequeña escala, con el fin de poder realizar estudios y evaluaciones de los diferentes empaques y/o sistemas de interés.

## **1.GENERALIDADES**

### **1.1 CONCEPTOS GENERALES DE DESTILACION**

Existe un grupo de operaciones para la separación de los componentes de mezclas que se basan en las transferencias de materia desde una fase homogénea a otra. La fuerza impulsora de transferencia es una diferencia o gradiente de concentración. Estos métodos encajan bajo la denominación de "operaciones de transferencia de materia" e incluyen la destilación, absorción, deshumidificación, etc.

En la operación de destilación cuyo objetivo es separar mediante vaporización, una mezcla líquida de sustancias miscibles y volátiles en sus componentes individuales o en algunos casos en grupos de componentes, la fase gaseosa se crea a partir del líquido por calentamiento; o a la inversa, el líquido se crea a partir del vapor por eliminación de calor.

#### **1.1.1 Equilibrio entre fases**

Para que un proceso tenga interés práctico debe poseer una velocidad de producción, para lo cual hay que evitar condiciones límites que eliminan la fuerza impulsora, que viene dada por la separación del equilibrio en dicho punto. Por lo tanto el conocimiento del equilibrio entre las fases es de una gran importancia para evaluar la factibilidad de separar una mezcla por transferencia de masa.

Las condiciones de equilibrio para un sistema son función de las propiedades de

este como temperatura, presión, concentraciones, etc. Para establecer el número de variables independientes o grados de libertad disponibles, resulta muy conveniente utilizar la regla de las fases.

$$I = n_c - n_f + 2 \quad \text{Ec. (1)}$$

Donde

- I : Número de grados de libertad
- $n_c$  : Número de componentes
- $n_f$  : Número de fases.

Los datos de equilibrio se presentan con frecuencia en forma de diagramas temperatura-composición, y reciben el nombre de diagrama del punto de ebullición.

También se pueden expresar representando la concentración de la fase vapor Y , frente a la concentración de la fase de líquido X . Una gráfica de este tipo recibe el nombre de curva de equilibrio, la cual se ilustra en la Figura 1 para el sistema Etanol-Agua a la presión de 560 mm Hg. (generadas a partir de interpolación de algunos datos presentados por Kirschbaum, E.)

### 1.1.2 Equilibrio líquido-vapor

En equilibrio entre el líquido y vapor se puede utilizar el concepto de presión parcial  $P$  de un componente cualquiera de una mezcla gaseosa, el cual está relacionado con la fracción molar  $y$  de dicho componente mediante las ecuaciones:

$$Y_A = \frac{P_A}{P_T}$$

Ec. (2)

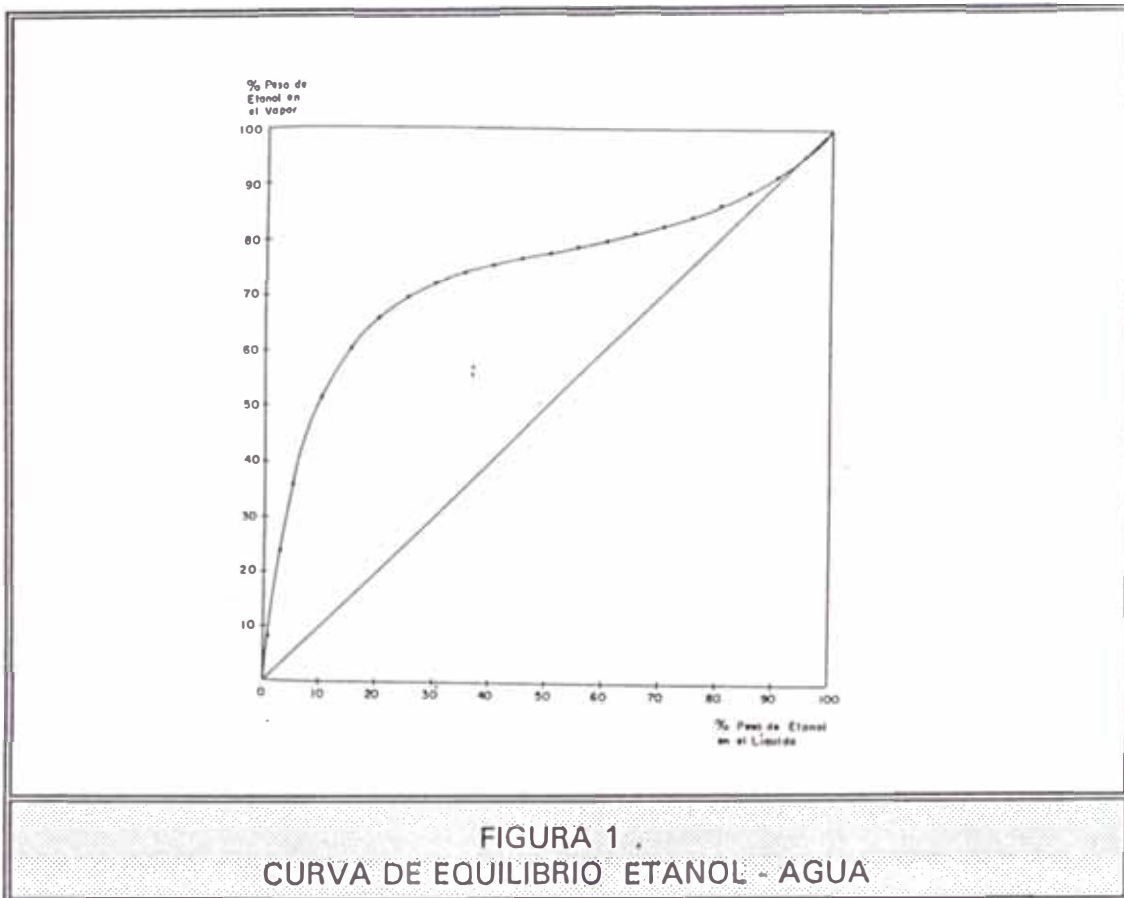
donde

A y B : Componentes

$P_T$  : Presión total

En general la presión parcial de un componente cualquiera, tal como A, depende de la temperatura, la presión y de la composición del líquido. Por consiguiente de una función,  $P_A = F(P, t, X_A)$ .

Una de las expresiones que permiten relacionar la concentración en la fase líquida con la presión de vapor en equilibrio para soluciones ideales es la ley de Raoult.



Ley de Raoult. Cuando una solución tiene una composición próxima a la del componente A puro, su presión parcial es proporcional a su concentración, o sea

$$\bar{P}_A = \delta X_e \quad \text{EC. (4)}$$

$$\bar{P}_A = P_{0A} X_e \quad \text{EC. (5)}$$

Donde

$\delta$  : constante.

Siendo la constante de proporcionalidad la presión de vapor del componente puro.

Ley de Henry. Para bajas concentraciones en la fase líquida, la gráfica  $P_A$  vs.  $X_A$ , pasa por el origen de coordenadas y durante una corta distancia es una línea recta. Este comportamiento es general, y es una característica fundamental de las sustancias en soluciones diluidas excepto para electrólitos que se disocian en solución. La presión parcial viene dada por la relación,

$$\bar{P}_A = \beta X_A \quad \text{Ec. (6)}$$

Esta ecuación es la expresión matemática de la ley de Henry

Donde

$\beta$  : Constante que depende de la temperatura, del disolvente y, en menor grado, de la presión.

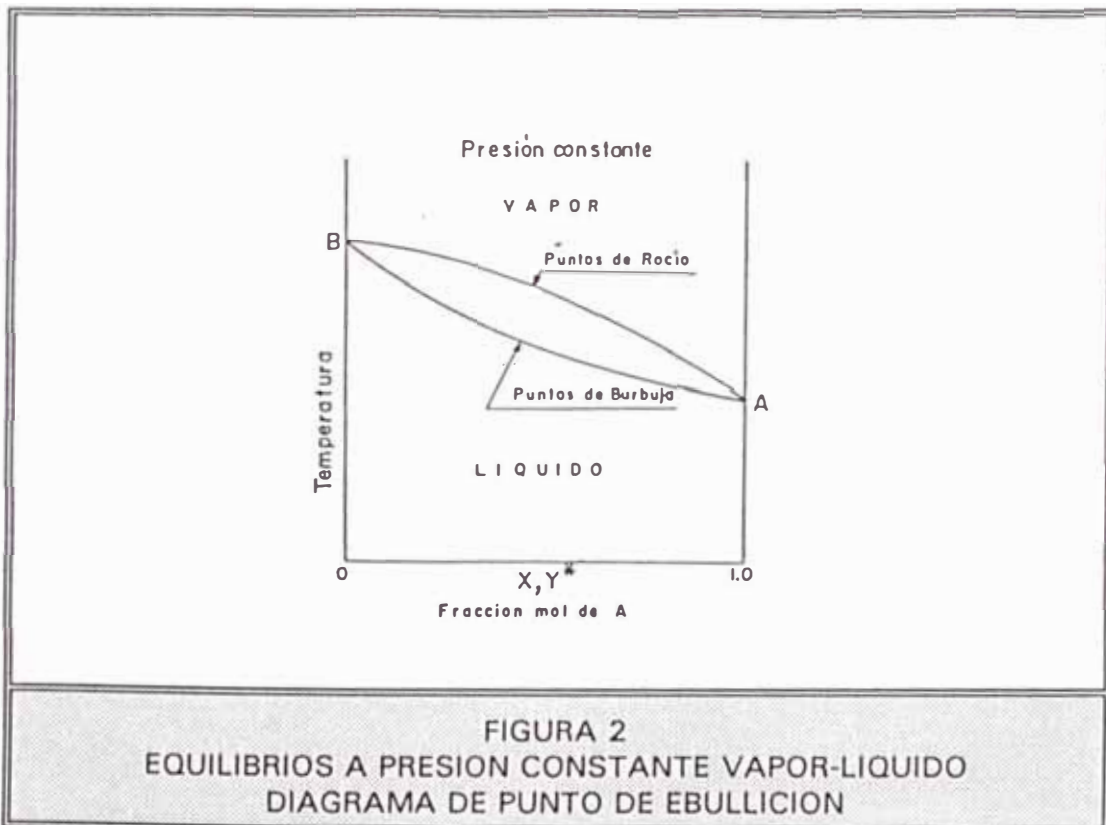
Para algunas mezclas, la ley de Raoult es aplicable a cada uno de los componentes en todo el intervalo de concentraciones desde 0 hasta 1,0. Estas se denominan soluciones ideales y para ellas las leyes de Raoult y Henry son idénticas, y la constante de Henry para un determinado componente es igual a su presión de vapor.

Cuando en una mezcla la presión total es mayor que la calculada para el ideal se dice que muestra desviaciones positivas de la ley de Raoult. En estos casos, las presiones parciales de cada componente son mayores que la presión ideal.

El uso de las presiones parciales en los equilibrios líquido-vapor se constituye en un medio de cálculo. Generalmente resulta más conveniente utilizar relaciones de equilibrio entre  $Y_A$  y  $X_A$  (Figura 1). Para seguir la variación de

temperatura en el proceso resulta muy útil otra relación la cual es el diagrama del punto de ebullición a presión constante (Figura 2). En este diagrama la curva superior se denomina curva de punto de rocío, y la inferior curva del punto de burbuja.

En muchas operaciones de destilación es preciso tener en cuenta los calores latentes, calores de mezcla y calores sensibles de los componentes de la mezcla. Para sistemas binarios, todas estas magnitudes, así como también los datos de equilibrio, se pueden representar en un diagrama entalpia-concentración, el cual se puede construir sobre una base de masa o molar.



Las Entalpias de solución del líquido incluyendo tanto el calor sensible como el calor de mezclado de los componentes y las entalpias del vapor saturado se pueden calcular mediante expresiones empíricas ya conocidas donde se tiene

en cuenta tanto las capacidades caloríficas como los calores latentes. <sup>(47)</sup>

Las características de los diagramas entalpia-concentración se fundamentan en los puntos de mezcla sobre los cuales se van a trabajar, que pueden localizarse a entalpia infinita, entalpia de vapor saturado, líquido saturado, etc., y que a su vez pueden representarse en los diagramas  $Y_A$  vs  $X_A$ . Dependiendo donde se encuentren los puntos de mezcla se obtendrán las diferentes curvas de estos diagramas (a 45°, horizontal, vertical, etc.). <sup>(47)</sup>

## 1.2 EQUIPOS DE DESTILACION

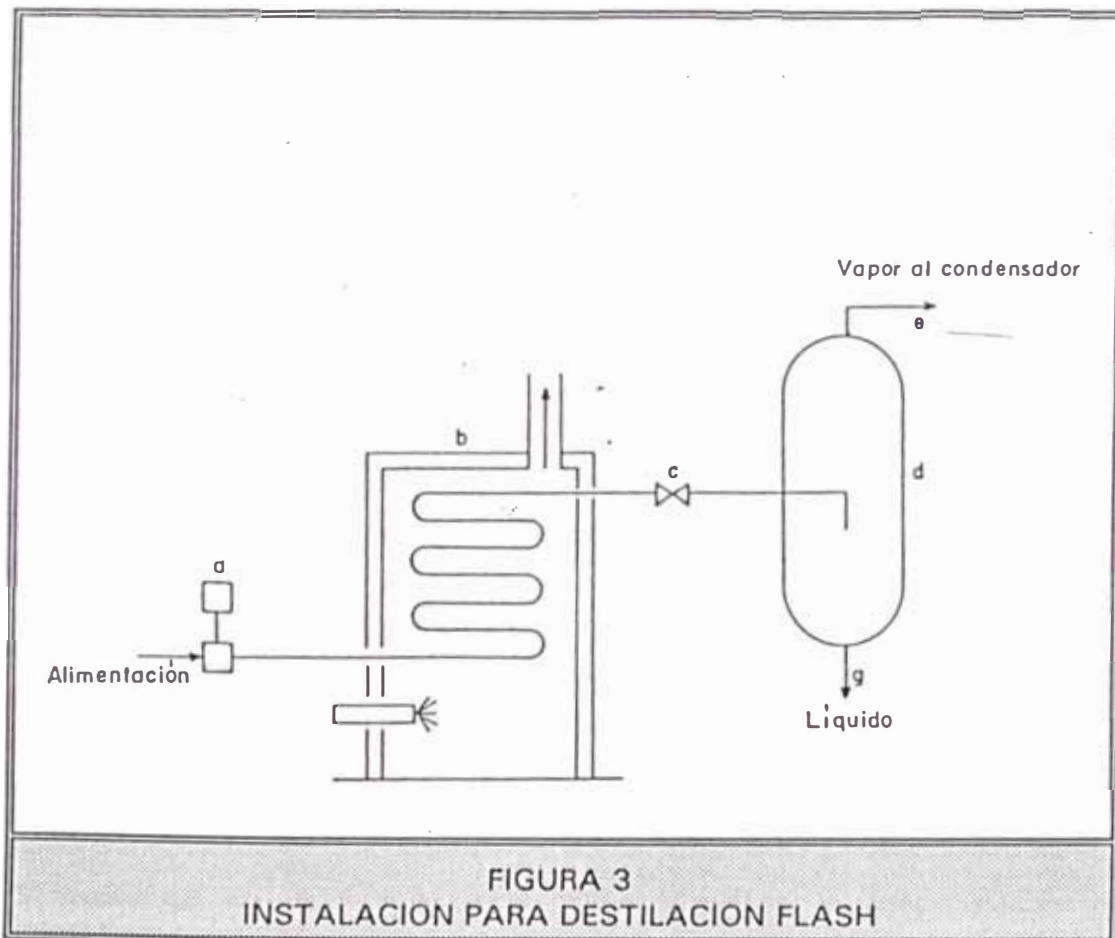
La destilación se puede realizar en las prácticas siguiendo dos métodos fundamentales. El primero se basa en la producción de un vapor mediante ebullición de la mezcla líquida que se desea separar, procediendo posteriormente a la condensación del vapor sin que nada del líquido retorne al calderín y se ponga en contacto con el vapor. El segundo contacto se basa en el retorno de parte del condensado al destilador, en condiciones tales que el líquido que descende se pone en íntimo contacto con el vapor que va hacia el condensador. Cualquiera de estos dos métodos se puede conducir en forma CONTINUA o DISCONTINUA.

### 1.2.1 Destilación Flash

Llamada también destilación cerrada o de equilibrio. En la figura 3 se representan los elementos de una planta de destilación flash. La alimentación



se hace circular mediante una bomba "a" través del calentador "b", teniendo lugar una caída de presión en la válvula "c". En el separador de vapor "d" entra una íntima mezcla de vapor y líquido que permanece en el durante el tiempo suficiente para que se produzca la separación de las dos fases. Debido al íntimo contacto que tiene lugar entre el líquido y el vapor, antes de entrar al separador. Las corrientes que se separan están en equilibrio. El vapor y el líquido salen por "e" y "g" respectivamente.



La destilación flash se utiliza principalmente para la separación de componentes que presentan una gran diferencia entre sus temperaturas de ebullición.

### 1.2.2 Destilación continua con reflujo (rectificación)

La destilación flash no resulta eficaz en la separación de componentes que tienen una volatilidad parecida, puesto que el vapor condensado como el líquido residual distan mucho de ser componentes puros. En algunos casos, mediante numerosas redestilaciones sucesivas, pueden obtenerse finalmente pequeñas cantidades de componentes puros, pero este procedimiento no resulta adecuado a escala industrial.

Otro tipo de aparato de transferencia de materia en destilación consta de un conjunto de unidades conectadas entre sí de forma que los materiales que invierten en el proceso van pasando a través de cada una de las unidades. Las dos corrientes se mueven en contracorriente a través de toda la instalación; en cada unidad se ponen en contacto, se mezclan, y posteriormente se separan. Para que haya transferencia de materia es preciso que las corrientes que entran en una unidad no estén en equilibrio entre sí.

En la Figura 4 se representa una planta para destilación continua. El calderín A se alimenta de forma continua con la mezcla líquida objeto de la destilación. El líquido se convierte parcialmente en vapor mediante el calor transmitido desde la superficie de calentamiento B. Para aumentar la concentración del componente más volátil en el vapor y separar de esta corriente el menos volátil; el vapor que sale del calderín se pone en íntimo contacto, en contracorriente, con una corriente descendente de líquido hirviendo en la columna o torre C. Por la parte superior de la columna se introduce una corriente de líquido de alta

concentración en el componente más volátil, que recibe el nombre de reflujo.

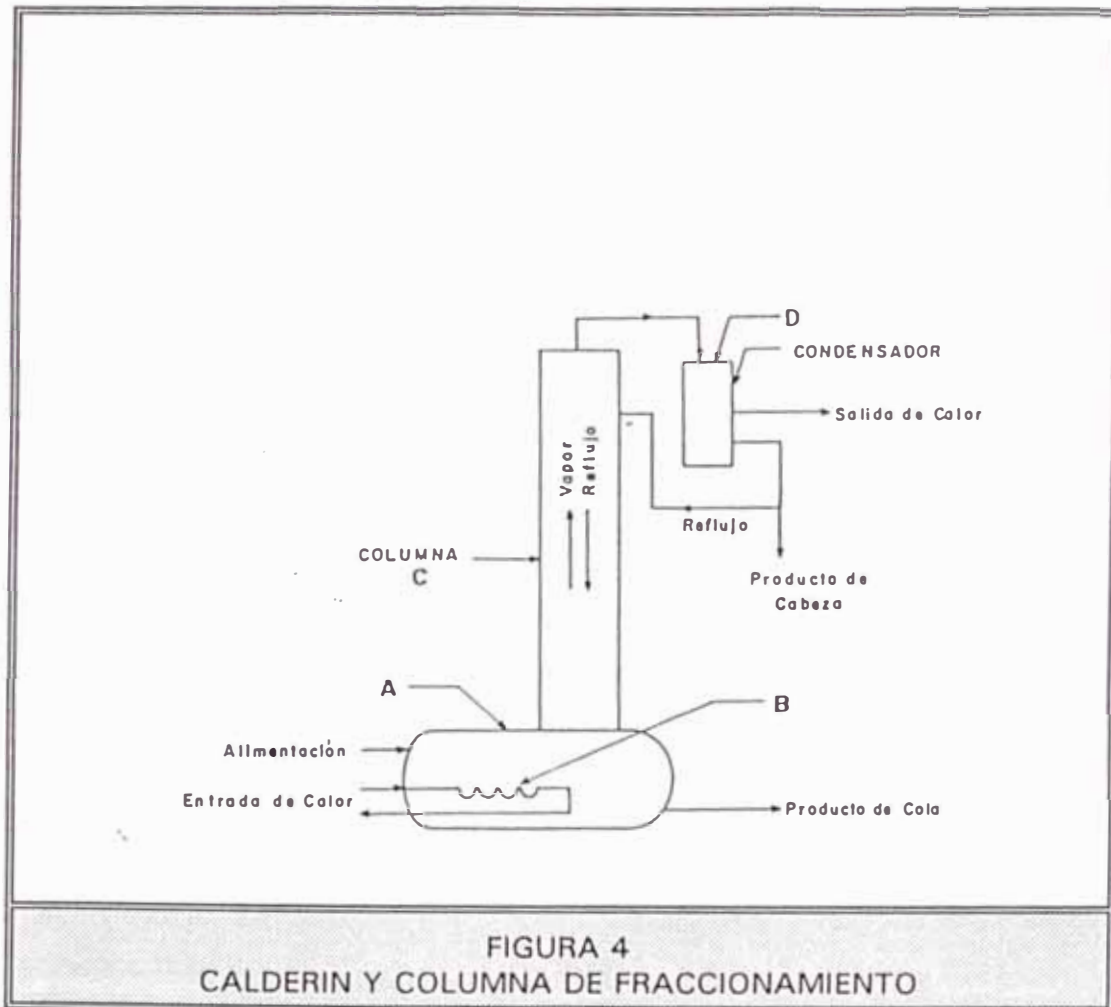


FIGURA 4  
CALDERIN Y COLUMNA DE FRACCIONAMIENTO

El enriquecimiento que experimenta la corriente de vapor al pasar a través de la columna, en contacto con el reflujo, recibe el nombre de rectificación, no importa donde se origine el reflujo, con tal que su concentración en el componente más volátil sea suficientemente grande para obtener el producto deseado. Siempre que no se formen azeótropo, el vapor que sale del condensador puede tener una pureza tan elevada como se desee, con tal de utilizar una torre alta y una relación de reflujo L/G grande.

La columna que se observa en la Figura 4 puede contener en su interior platos dispuestos unos sobre otros (de capucha, perforados, etc.) o empaques dispuestos al azar o en forma ordenada (de diferentes materiales, formas y tamaños). Teniendo en cuenta lo anterior las torres se clasifican en torres de platos y torres empacadas.

#### **1.2.2.1 Torres de platos**

Son cilindros verticales en que el líquido y el vapor se ponen en contacto en forma de pasos sobre platos o charolas, el líquido entra en la parte superior y fluye en forma descendente por gravedad. En el camino, fluye a través de cada plato y a través de un conducto, al plato inferior. El vapor pasa hacia arriba, a través de orificios de un tipo u otro en el plato; entonces burbujea a través del líquido para formar una espuma y pasar al plato superior. Mayores detalles sobre el funcionamiento y características generales de estas torres las presenta Treyball, R. <sup>(47)</sup>

#### **1.2.2.2 Torres empacadas**

Son columnas verticales, generalmente cilíndricas, que se han llenado con empaque o dispositivos de superficie grande. El líquido se distribuye sobre éstos y escurre hacia abajo, a través del lecho empacado, de tal forma que expone una gran superficie al contacto con el gas <sup>(47)</sup>. En capítulo posterior se hablará más detalladamente de éstas, sus empaques y accesorios.

### 1.3 CRITERIOS PARA SELECCIONAR UNA TORRE

Los criterios para seleccionar una torre se fundamentan en las bondades que puedan tener los elementos internos (platos y empaques) que se emplean en éstas sobre la capacidad de la columna, la caída de presión y el porcentaje de paso de cada dispositivo. Además de lo anterior es necesario tener en cuenta otros aspectos que a continuación se mencionan y que irán a servir como criterios para realizar una selección adecuada entre las torres más importantes (de platos y empacadas), según sean las condiciones de trabajo.

- **Caída de Presión por etapa teórica:** Las torres empacadas producen usualmente más baja caída de presión por etapa teórica que una de platos. Por ejemplo, la caída de presión real generada por las bandejas es usualmente de 3 a 8 mmHg por etapa teórica: comparada con cerca de 1 a 2 mm Hg para empaques al azar y 0.01 a 0.8 mmHg para los empaques ordenados. <sup>(8)</sup>
- **Retención de líquido:** Las torres empacadas proporcionarán una retención de líquido sustancialmente menor. Por ejemplo las bandejas retienen cerca de 8 a 12% del volumen de la torre, comparada con 1 a 6% para una columna empacada. Esto es importante cuando el líquido se deteriora a altas temperaturas y son esenciales tiempos cortos de residencia. También es importante para obtener buenas separaciones en la destilación por lotes y además, la retención de líquido en la operación debería ser conservado a un mínimo para una severa separación entre dos sustancias. <sup>(8)</sup>

- Relación líquido/vapor: Las bandejas son diseñadas para valores bajos de esta relación. Por otra parte, las columnas empacadas aunque pueden ser operadas con bajas y altas relaciones, prefiriéndose los valores altos, en operaciones de destilación las relaciones bajas de líquido- vapor, son las usualmente recomendadas. <sup>(47)</sup>
  - Enfriamiento de líquido: Los espirales de enfriamiento son más fácilmente incorporados en una torre de platos que en una empacada. Además es más fácil eliminar el líquido de las bandejas, para pasarlo a través de enfriadores y regresarlo, que de las torres empacadas. <sup>(47)</sup>
  - Sistemas espumantes: Las torres empacadas, con menor burbujeo del gas a través del líquido, son las más adecuadas. Debido a que los empaques usualmente generan películas delgadas en vez de finas gotas para una transferencia de masa y calor efectiva. <sup>(6)</sup>
  - Corrientes laterales: Son eliminadas más fácilmente de las torres de platos. <sup>(47)</sup>
  - Corrosión: Cuando se procede con corrosivos, usualmente es más fácil usar empaques en cerámica o plásticos que fabricar bandejas de material adecuadamente resistente. Las torres empacadas son probablemente las menos costosas. <sup>(6)</sup>
  - Sólidos o lodos presentes: Ninguno de estos tipos de torres es muy satisfactorio. Las bandejas son mejores que los empaques en el manejo de sólidos o lodos. <sup>(6)</sup>
  - Limpieza: La limpieza frecuente es más fácil con las torres de platos. <sup>(47)</sup>
- Fluctuaciones grandes de temperatura: Los empaques frágiles (cerámica, grafito, etc.) tienden a romperse. Los platos o empaques de metal son más

satisfactorios.<sup>(47)</sup>

- **Carga sobre la base:** Las torres empacadas de plásticos son menos pesadas que las torres de platos, las que a su vez son más ligeras que las torres de cerámica o empacadas de metal. En cualquier caso debe diseñarse la carga sobre la base, considerando que la torre puede llenarse accidental y completamente de líquido.<sup>(47)</sup>
- **Costo:** Si no hay otras consideraciones de proceso importantes, el costo es el factor principal que debe tomarse en cuenta.<sup>(47)</sup>

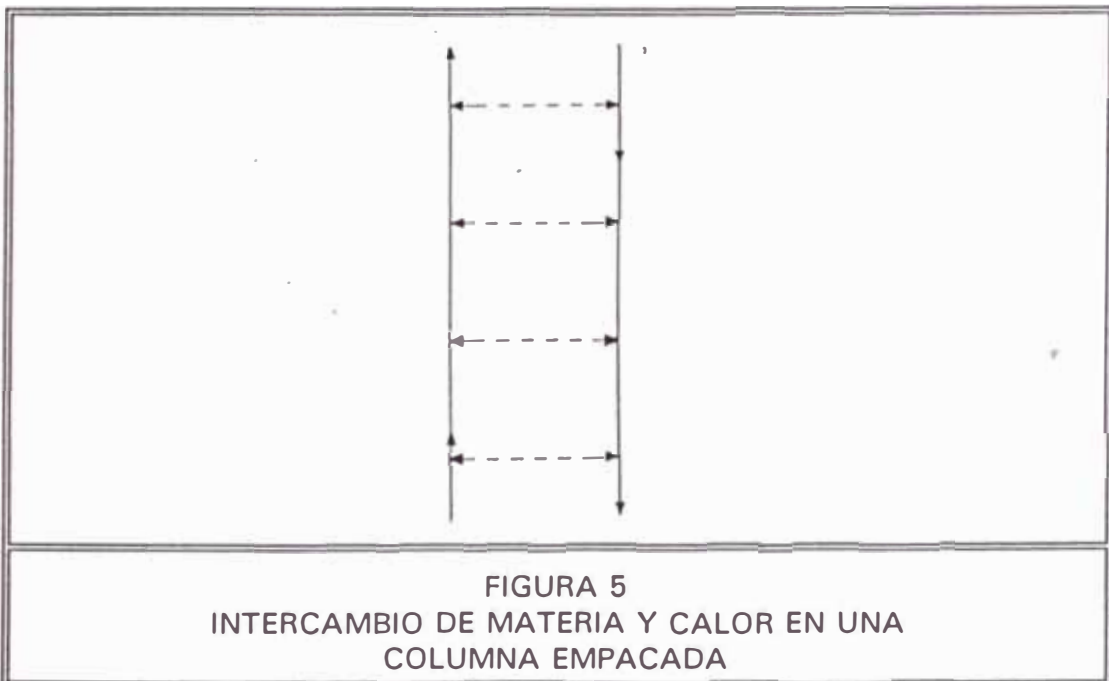
## **2. TORRES EMPACADAS**

Las torres empacadas son uno de los más antiguos equipos utilizados en la separación líquido-vapor en multietapas. La acción que ocurre dentro de ellas que es compleja y motivo de estudio permanente puede esquematizarse así: un flujo de gas a través de un lecho de sólidos, la distribución y flujo de líquido sobre los mismos empaques, la interacción de las dos corrientes de fluidos (líquido-vapor) y finalmente la transferencia de soluto desde una corriente a otra.

Los flujos y distribución guardan relación con el tipo de soporte y accesorios internos, lo mismo que con la interacción que se presenta en las operaciones en contracorriente que hacen estabilizar el equilibrio difusional en sentido radial y un gradiente de concentración en sentido axial (Ver Figura 5) lográndose un contacto contínuo y una transferencia de masa a lo largo de la columna.

Por lo tanto el diseño de una torre empacada debe tener en cuenta estos tres factores principales:

- Factores internos
- Factores hidráulicos
- Factores de transferencia de masa



En el presente capítulo se hará una reseña bibliográfica sobre éstos, tratando de reunir elementos suficientes que permitan el diseño de un equipo de destilación a nivel semi-industrial e industrial y el posterior análisis de los resultados obtenidos.

*Las ecuaciones (\*) que se presentan a lo largo de este capítulo originalmente fueron desarrolladas en el sistema inglés. Estas se convirtieron al sistema internacional, conduciendo a la generación de valores que no corresponden a constantes empíricas.*



## **2.1 FACTORES INTERNOS EN EL DISEÑO DE UNA COLUMNA EMPACADA**

Los elementos básicos que comprenden una torre empacada son: <sup>(27)</sup>

- Empaque
- Cuerpo
- Soporte de empaque
- Distribuidor de líquido
- Redistribuidores de líquido
- Retenedores, limitadores de lecho y otros accesorios

### **2.1.1 Empaque**

Los empaques son destinados a proporcionar la superficie necesaria para transportar o llevar la película delgada de líquido en la cual tiene lugar el intercambio. La superficie efectiva de empaque o sea la que toma parte en el intercambio de materia y calor debe tenerse en cuenta para la selección adecuada, pero esto depende del tipo de ordenamiento, forma, tamaño y material de empaque.

#### **2.1.1.1 Forma y tamaño de empaque**

La forma y tamaño de los empaques tiene un efecto sobre la circulación del líquido y el vapor, sobre la acción de rectificación del relleno y sobre la carga de funcionamiento, la cual se mide por la velocidad del vapor.

Varias formas han sido propuestas como empaques para columnas empacadas,

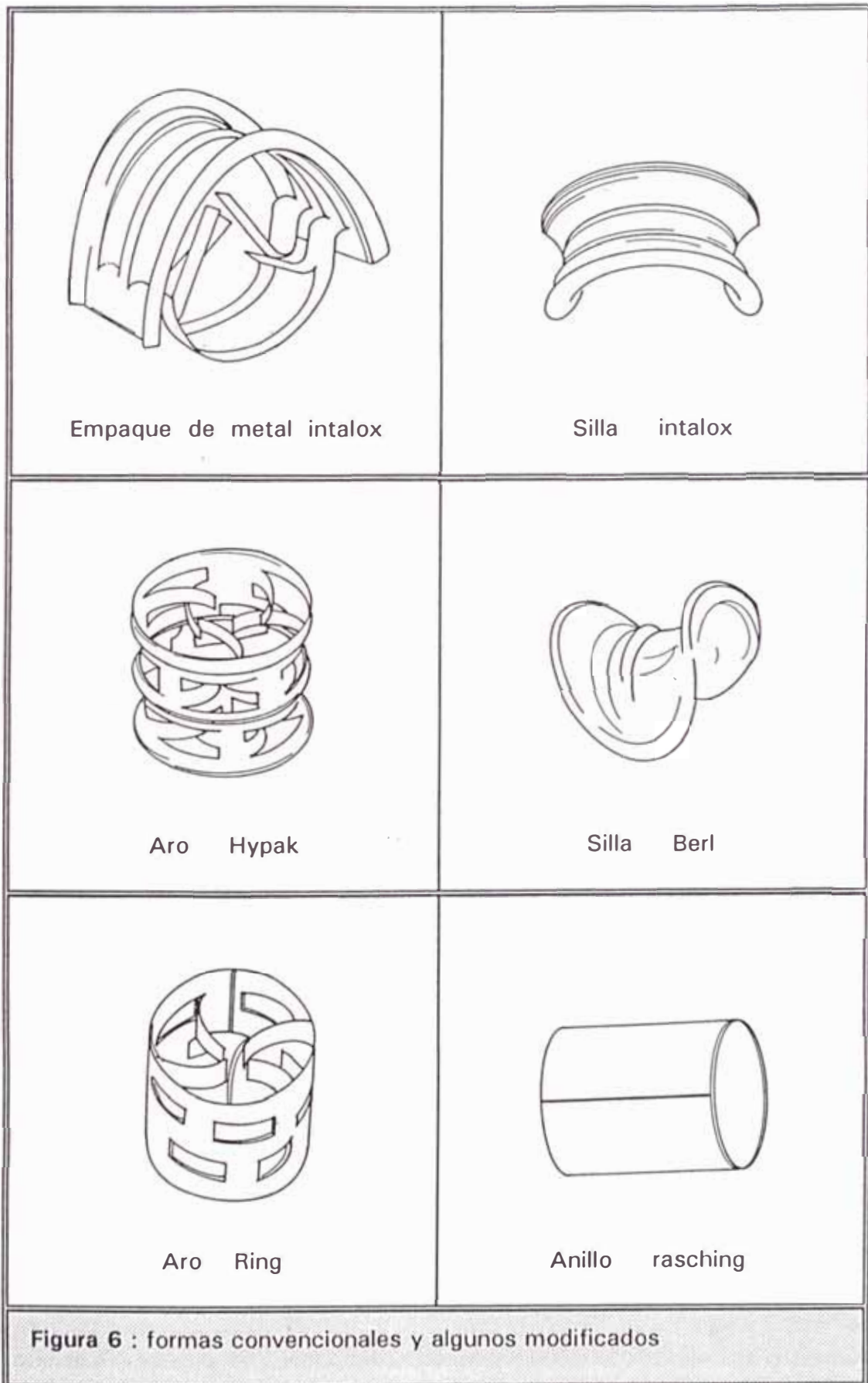
sin embargo, los cilindros son los más frecuentemente usados. Los tipos no cilíndricos como bolas, sillas, etc., a pesar de tener gran acogida industrial, tienen un uso restringido por su alto costo.

Existe gran variedad de tamaños de empaque en donde los más pequeños ofrecen superficies específicas mayores que los grandes, pero mayores caída de presión. Aunque los tamaños grandes cuestan menos por unidad de volumen. <sup>(47)</sup>

Debido a que la densidad de empaque es menor hacia las paredes de la torre, el líquido tiende a fluir por ésta, para tener una buena distribución de líquido y minimizar el efecto de pared, que hace necesario que el diámetro de cada pieza de empaque sea al menos menor de 1/8 del diámetro de la torre. ( $d_p < d_c/8$ ). Además, dependiendo de la forma del empaque que se tenga, la relación diámetro del empaque a diámetro de la torre deberá estar entre 1/8 y 1/15 ( $d_c/15 < d_p < d_c/8$ ) que para sillas Berl e intalox no debe ser mayor de 15 y para anillos Pall deberá estar entre 1/10 y 1/15. <sup>(15) (47)</sup>

Muchas de las formas de empaque son el resultado de una serie de modificaciones a unas de los rellenos convencionales más antiguos como anillos Rasching y sillas Berl (ver Figura 6).

Los empaques son ofrecidos por diversas firmas productoras que sacan al mercado cada vez nuevas formas de mayor complejidad y eficiencia.



Algunos de estos empaques son: Anillos Pall (Norton), anillos Ballast (Glistch), Flexring (Koch), Hypack (Norton), cascade miniring (Mass Transfer Ltda.) sillas Intalox (Norton), Intalox de metal (Norton) (ver Figura 6).

### 2.1.1.2 Materiales de empaque

La naturaleza química del material con que es hecho el empaque de la columna, depende de las aplicaciones específicas a los cuales serán sometidos. La temperatura y la naturaleza corrosiva del medio que se maneja influyen en la selección de un empaque, dentro de las pautas generales que se siguen están

(8) (18) \*

- Los empaques de metal no deberán ser especificados si la medida de la velocidad de corrosión es mayor que 10 mpy (milesima de pulgada por año.)
- Los empaques de plástico cuando resisten la mayoría de los químicos podrían emplearse con exposición prolongada.
- Si el empaque está sujeto a contínuos choques térmicos y si se utiliza uno de plásticos, éste deberá ser reforzado con fibra de vidrio.
- Los empaques de cerámica son usualmente seleccionados para resistir altas temperaturas y servicios corrosivos, aunque son más frágiles que los empaques de metal o plástico.

Leva, M <sup>(27)</sup> presenta en forma resumida las características y usos de algunas formas de empaque (ver Tabla 1). Sin embargo, son muchas las características que se deben tener en cuenta dependiendo del uso y condiciones de operación

### 2.1.1.3 Distribución de empaque

Existen dos formas de disponer el empaque dentro del cuerpo de la torre: Forma aleatoria (al azar) y en forma ordenada.

A continuación se presentarán algunas características positivas y negativas de ambas disposiciones.

- La instalación de los empaques ordenados presenta mayores costos que los aleatorios. <sup>(47)</sup>
- Los rellenos dispuestos en forma ordenada presentan canales ininterrumpidos a través del mismo, originando caídas de presión menor que los rellenos al azar, en los que el gas cambia frecuentemente de velocidad y de dirección. La ventaja del ordenado se contrarresta por un peor contacto entre los fluidos.
- El efecto de canalización es muy grande en torres empacadas ordenadamente, menor en rellenos formados por sólidos triturados colocados al azar y mucho menor todavía en rellenos de forma regular distribuidos al azar.
- La superficie específica (área de empaque seco por unidad de volumen empacado) en disposición ordenada es mayor que en disposición al azar.
- La colocación del relleno influye sobre la eficacia del empaque, y ésta depende de circunstancias accidentales. Kirschbaum, E realizó un experimento con relleno dispuesto al azar y otro colocándolo a mano obteniendo que la eficacia es mayor en el último caso, debido a la mayor cantidad de relleno y a la mayor área de superficie.

TABLA - 1

CARACTERÍSTICAS Y USOS DE EMPAQUES

Clase	Tamaño nominal disponible Rango en cm	Material de construcción disponible	Características especiales	Usos predominantes
Anillos Rasching	0.635 a 7.62	Porcelana, Carbón y Metal (i.e acero al carbón, acero inoxidable, cobre, aluminio).	El diámetro exterior del anillo igual a la altura del anillo	Usados en absorción de gas, destilación, extracción líquido - líquido, a escala comercial como de laboratorio.
Anillos Lessing	Arriba de 5.08	Cerámicas, metales y carbón	Un anillo Rasching con un corte adicional en el centro	Igual que los anillos Rasching. Datos de capacidad y caída de presión posiblemente algo más alto que la de los anillos Rasching
Anillos Pall	*****	Metal	Un anillo Rasching con partes internas deformadas.	Absorción y destilación, funcionamiento posiblemente superior a los anillos Rasching
Sillas Berl	0.635 a 5.08	Porcelana	Forma hiperbólica, parabólica	Igual que los anillos Rasching, pero usualmente alguna mejora en los datos de capacidad y caída de presión
Sillas Intalox	0.635 a 5.08	Porcelana	De forma similar a Berl pero con algunas protuberancias	Igual que los anillos Rasching, de todos los tipos de cerámica al azar ellos dan los más altos datos de capacidad y más bajos de caída de presión
Empaque Cannon	0.4064 x 0.4064 Metales y 0.6096 x 0.6096	Metales	De forma semi - cilíndrica, llevando huecos en relieve	Usados principalmente en laboratorio o en columnas de destilación a escala de banco
Tellerette	2.54 y 5.08	Poliétileno	Conjunto de aros unidos que forman una especie de hélice.	Empaque de alto espacio vacío.

- Las velocidades de inundación para los empaques regulares o apilados generalmente son mayores que para los empaques al azar. <sup>(47)</sup>

Los empaques que se distribuyen al azar presentan diferentes formas de carga en el interior de la Torre, dependiendo de las dimensiones de la columna y de las características de los empaques. Por ejemplo para columnas menores de 1.82 m de diámetro con una altura de carga de empaque ("manway") menor de 6.09 m y empaques de metal de pared delgada, su carga se realiza dejándolos caer libremente. Chen, G. <sup>(8)</sup> presenta otras formas de carga según sea el caso.

#### **2.1.1.4 Criterios generales para seleccionar un empaque**

Se debe tener presente que la magnitud del costo de una columna es un factor que está íntimamente relacionado con las características del empaque, se puede decir que las características favorables de un relleno, son aquellas en virtud de las cuales resulta económico el costo total de la columna, principalmente son tres:

- Alta eficiencia
- Alta capacidad de flujo
- Bajo costo propio y bajo costo de operación.

Es de anotar la imposibilidad de predecir si un empaque cumple con estos tres criterios sin efectuar los ensayos experimentales necesarios para conocerlos.

Además de los criterios antes mencionados se deben tener en cuenta, para la selección de un empaque, los que a continuación se presentan:

- Elevada área superficial activa
- Máximo espacio vacío
- Forma geométrica que prevenga la formación de pequeños pozos (anidamiento)
- Baja resistencia al flujo de ambas fases
- Máxima utilización de todas las superficies (accesibilidad y humectabilidad)
- Diseño "limpio" para minimizar el atascamiento y el estancamiento
- Forma tal que induzca turbulencia
- Máximo número de puntos intersticiales de transferencia
- Capacidad para mantener buena distribución del líquido
- Firmeza mecánica para resistir las cargas de operación
- Peso liviano para lograr un mínimo empuje lateral y fácil manipulación
- Capacidad para manejar variadas cargas de líquido y de gas sin cambios de importancia en la eficiencia
- Suficiente resistencia a la corrosión, erosión y calentamiento (choques térmicos), para conseguir una vida de operación satisfactoria
- Facilidad para removerlo de la torre y limpiarlo
- Ser químicamente inerte con respecto a los fluidos que se están manejando

Los anteriores criterios son usados para seleccionar empaques ya existentes en el mercado (sillas Berl, anillos Rasching, etc.) sin embargo, cuando lo que se quiere es hacer la selección de un empaque no convencional, tanto de su



material, forma y tamaño, se hace necesario recurrir a algunos otros criterios que complementen los anteriormente listados como son:

- Obtención de la materia prima
- Costo de la materia prima
- Facilidad de manejo (facilidad de fabricación)
- Facilidad de escalado
- Densidad
- Porosidad del material
- Uniformidad de las formas preseleccionadas dependiendo del material

Los criterios anteriores con sus respectivas subdivisiones (posibilidades), de los cuales se hablará posteriormente (Capítulo 3), se encuentran consignados en la Tabla 2.

### **2.1.2 Cuerpo**

El cuerpo de la torre generalmente es cilíndrico, para aumentar su resistencia y facilitar su construcción, aunque también se han usado de otra formas como rectangulares.

Los cuerpos siempre se construyen de material químicamente inerte con relación a los fluidos que se están procesando.

Además es necesario evitar la formación de pares galvánicos (corrosión), cuando se utilizan empaques en cuerpos metálicos.

En general los cuerpos de la torre se pueden construir de madera, metal, porcelana química, ladrillo a prueba de ácidos, vidrios, plásticos, metal cubierto de plástico, etc. <sup>(47)</sup>

En torres de diámetro pequeño (40, 80 y 160 mm) se utilizan superficies de pared ondulada para favorecer la colocación de los empaques y contrarrestar así el efecto de pared.

En la selección del cuerpo de una torre generalmente se tiene en cuenta el material del cual va a ser construido, puesto que su forma ya está casi definida, según lo anteriormente dicho, y su tamaño va a depender del nivel de trabajo (laboratorio, semiindustrial e industrial). <sup>(18)</sup>

Si se tuviera la necesidad de seleccionar el material del cuerpo de la torre, de podrían tener en cuenta los siguientes criterios:

- Obtención de la materia prima
- Costo de la materia prima
- Disponibilidad de la materia prima
- Facilidad de construcción
- Conductividad térmica
- Instalación de accesorios
- Facilidad de conexiones
- Densidad

Al igual que en los empaques, estos criterios, junto con sus subdivisiones (posibilidades) se encuentran consignados en la Tabla 3 y de los cuales se hablará posteriormente (Capítulo 3)

### **2.1.3 Soporte de empaque**

La función de un soporte de empaque es sostener el peso físico del material, y su selección depende de: diámetro de la torre, altura del lecho empacado, tipo y tamaño de empaque, material de construcción y el flux\* de vapor-líquido.

A continuación se presentan las características más importantes, que deben reunir los tipos de soportes más frecuentes a nivel industrial y de laboratorio.

#### **2.1.3.1 Características de un soporte de empaque**

Para evitar que la capacidad y eficiencia de una columna puedan ser ampliamente afectadas por una inadecuada selección de un soporte, es necesario tener en cuenta las siguientes características: <sup>(8) (27)</sup>

- El plato soporte o rejilla debe resistir el peso del lecho empacado
- Su diseño debe ser tal que ofrezca un alto porcentaje de área libre, con el fin de permitir un flujo relativamente no restringido del líquido descendente y, hasta donde sea posible, fácil flujo de gas ascendente. Esto es muy importante puesto que la inundación en el plato soporte conduce a menudo a la inundación prematura del lecho completo.

TABLA - 3

Criterios de selección del material del cuerpo

Parametros de selección	Subdivisiones
Obtencion de la materia prima	Se encuentra en la naturaleza De comercialización nacional De comercialización urbana
Costo de la materia prima	Barato Caro Muy caro
Disponibilidad de la materia prima	Tubos de diámetro diferentes (todos) Láminas u otras formas Tubos de diámetro diferentes (no todos)
Facilidad de construcción	En el sitio En el pueblo En la ciudad
Conductividad Térmica	Baja Media alta
Instalación de accesorios	Versatilidad Un solo material (metal) y otros
Facilidad de conexiones	Pegantes Soldaduras Otros
Densidad	Liviana Pesada Muy pesada

- El Plato soporte o rejilla debe ser tal que facilite su instalación.
- Debe ser construido con un material que resista el medio ambiente corrosivo de la columna.
- Un diseño, además, debe ser adecuado para la redistribución del líquido (cuando se tiene varias secciones empacadas) y para su construcción a partir de diversos materiales.

La selección correcta de un plato soporte o rejilla, para una aplicación específica, implica no solo un conocimiento completo de las propiedades del gas y del líquido a manejar, sino del proceso mismo.

### 2.1.3.2 Tipos de platos soportes

Los primeros soportes de empaques eran platos perforados o ranurados para permitir el flujo de gas y de líquido. Sin embargo, el bajo porcentaje de área libre (15-50%), su peso elevado, el paso único para los flujos de gas y de líquido, la obstrucción ocasionada por la primera capa de empaque y el desarrollo de empaques de elevada capacidad, los hacía resultar insatisfactorios.<sup>(18)</sup> Debido a esto se vio la necesidad de crear algunas clases de soportes, por lo que se desarrolló el plato soporte de inyección de vapor, el enrejado "subway", la super-malla soporte etc.<sup>(8) (18) (27)</sup>

\* *El Flux es un vector que indica la dirección hacia donde se efectúa la transferencia de materia, el cual se tomó de la manera usual para los  $N_A$ . Sin embargo, en el presente trabajo este término se asumió como flujo másico o molar por unidad de área ( $L, G, L', G'$ ).*

Los platos de inyección (ver Figura 7) están diseñados para proveer pasajes independientes al líquido y al gas, de tal manera que no necesitan "competir" para pasar a través de la misma abertura, ya que el líquido sale esencialmente a través de huecos en la base y la fase gaseosa se distribuye uniformemente por caminos superiores (ver Figura 8). Esto previene el desarrollo de una cabeza hidrostática importante, aún con elevados flujos de gas y de líquido. Otras de las ventajas de este tipo de soporte es que, con frecuencia, el área libre excede el 100% del área transversal de la columna, la caída de presión es de hecho tan baja que pudiera, para propósitos prácticos, despreciarse para efectos de cálculos de diseño de una torre. Por último éste diseño puede ser incorporado virtualmente en cualquier diámetro de columna. <sup>(9)(10)</sup>

El soporte de empaque "subway" es usualmente ligero de peso y hecho de metal expandido corrugado, como se muestra en la Figura 9. La selección de los materiales de estos soportes está usualmente restringida a los que están generalmente en forma de metal expandido. Dentro de las características que presenta este tipo de soporte se encuentra la de no tener área libre baja, pero el líquido y el vapor deberán recorrer la misma trayectoria a través del soporte. Es de anotar, además, que el empaque tiende a formar pozos entre las barras del enrejado, limitando de tal forma el área libre disponible (tal oclusión no es casi tan severa en el diseño de inyección de vapor). <sup>(9)</sup> Este enrejado, sin embargo, es el tipo de soporte de mas bajo costo y generalmente son utilizados para columnas pequeñas (0.6096 m ó menos).

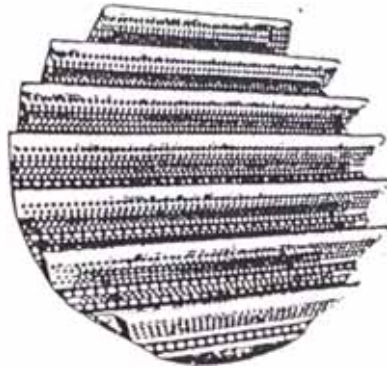


Figura 7 Plato soporte de inyección de vapor

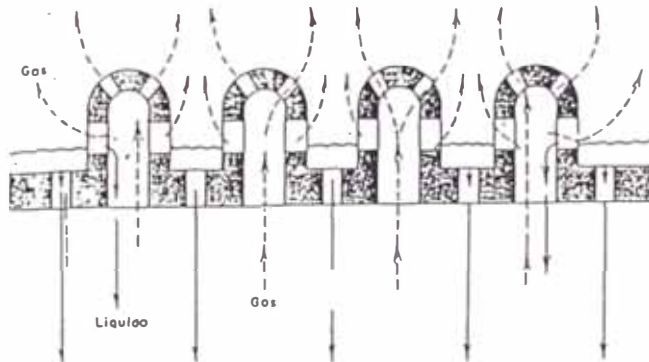


Figura 8 Esquema de los flujos de gas y líquido en el plato soporte de inyección

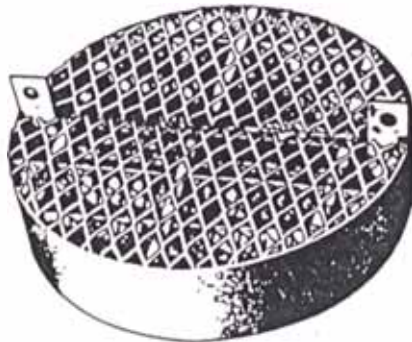


Figura 9 Plato soporte Subway

El soporte más comúnmente usado para todos los tipos de empaque es el plato de inyección. A nivel de laboratorio, generalmente se emplean como soportes, mallas de vidrio en espiral o en plato y embudos perforados. <sup>(15)</sup>

En general, los soportes de empaque se pueden fabricar de diferentes materiales tales como metales, metales expandidos, cerámica y plásticos. <sup>(47)</sup>

#### **2.1.4 Distribuidor de líquido**

El funcionamiento y eficiencia de torres empacadas puede depender ampliamente de la selección y diseño de los distribuidores de líquido. Esto es particularmente cierto cuando el régimen de irrigación a la torre es pequeño (por debajo de 1.3562 Kg/m<sup>2</sup>.s) <sup>(27)</sup>

Después del dispositivo de contacto (empaques), el distribuidor de líquido es la más importante unidad de los elementos internos de una torre, ya que determina generalmente, que tan eficiente resulta ser la operación realizada en una torre. Muchas torres empacadas no cumplen en forma eficiente la tarea para las cuales fueron diseñadas debido a problemas de distribución de líquido. Por tal motivo, la selección de un diseño correcto del distribuidor del líquido garantiza una operación de planta ininterrumpida y eficiente. <sup>(15)</sup>

##### **2.1.4.1 Características de un distribuidor**

Para que un distribuidor pueda realizar en forma adecuada su función, se deben



tener en cuenta en su diseño las siguientes características:

- Distribución uniforme de líquido
- Resistencia al taponamiento y a la suciedad
- Elevada relación de flexibilidad (turn-down)
- Area libre amplia para el flujo de gas (este porcentaje de área libre alrededor del distribuidor depende del tipo de empaque. Eckert, J. <sup>(15)</sup> presenta algunos datos para empaques comerciales).
- Adaptabilidad para su construcción a partir de diversos materiales
- Resistencia a la corrosión
- Construcción en secciones con el fin de facilitar su instalación

#### **2.1.4.2 Tipos de Distribuidores**

Un distribuidor de líquido puede ser clasificado como de gravedad, presurizado y tipo flasching o alimentación en dos fases, de acuerdo al modo en que el líquido es introducido.

La selección entre estos tipos de distribuidores depende del régimen de líquido, tendencia a taponamiento, requerimiento de flexibilidad (turn-down), y la naturaleza del flujo de alimentación. <sup>(8)</sup>

Dentro de los distribuidores de gravedad a nivel industrial y de laboratorio se encuentran tres tipos básicos: el de canal ranurado en V, el distribuidor de orificio o cazuela (pan) y el pipe-orifice header. <sup>(8) (27)</sup>

A continuación se describen, en forma somera, los dos primeros

- El distribuidor de canal ranurado en V (ver Figura 10), es uno de los más ampliamente usados en torres de 0.9144 m ó mayor diámetro. Estas ranuras permiten una alta flexibilidad (turn-down) de líquido, debido al área variable disponible para flujos a diferentes cabezas de líquido.

Además, el diseño de ranuras en V puede manejar líquidos que contienen sólidos. (21)

- El distribuidor de orificio tiene un diseño similar a una bandeja tamiz (ver Figura 11). Una diferencia en el procedimiento de diseño, es la trayectoria separada que se le proporciona al vapor y al líquido. Las consideraciones de la caída de presión de este tipo de diseño usualmente están limitadas a una flexibilidad (Turn-down) de líquido de cuatro a uno. Tales distribuidores son usualmente preferidos para torres de diámetro pequeño (0.9144 m y menos) manejando líquidos limpios. Chen, G. <sup>(21)</sup> describe un procedimiento para el diseño de este tipo de distribuidor con algunas recomendaciones tales como el hecho de que el área total de los tubos de vapor deberá estar en un rango de 15 a 45% del área de sección transversal de la torre, que dichos tubos pueden tener un diámetro entre 0.1016 m y 0.1524 m. que el número de orificios de líquido para lograr una buena distribución, debería ser mínimo de 33 orificios por metro cuadrado del área de Sección transversal de la torre, etc.

Dentro de los distribuidores de gravedad utilizados en torres pequeñas se encuentran los que constan de un tubo central, el cual se ramifica en varios

tubos pequeños, dispuestos en forma correcta para lograr una buena distribución, y los que están formados por un tubo perforado (con el tubo central) o un tubo perforado en forma de espiral.

En cuanto a los tipos presurizados, de emplea alimentación de líquido bajo presión, la cual es normalmente menor de  $103.367 \text{ N/m}^2$ , para así minimizar la generación de neblina y salpicadura. Un diseño típico aparece en la Figura 12.

Por último, los distribuidores tipo flasching requieren un diseño especial: los más comunes de esta clase son los tipo Baffle y tipo galería, cuya descripción y funcionamiento nos presenta Chen, G. <sup>(9)</sup>

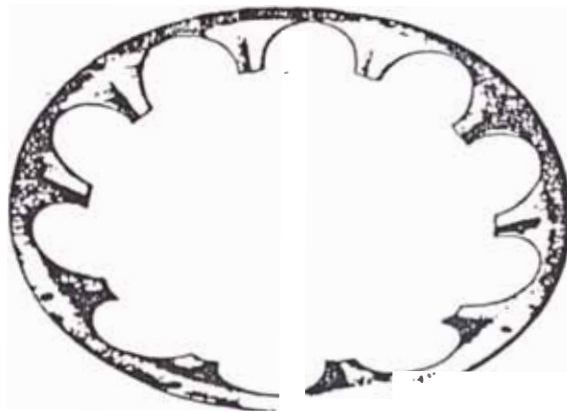
Los materiales utilizados para la construcción de los distribuidores dependen del tipo de distribuidor seleccionado: pueden ser de vidrio, metales y plásticos.

### **2.1.5 Redistribuidor de líquido**

Los limpiadores de pared (wall wiper), son una clase especial de dispositivo interno y se requieren normalmente en torres empacadas, cuya eficiencia se reduce como consecuencia de que un gran porcentaje de líquido, que al descender lo hace por la pared de la columna (efecto de pared). Este problema ocurre con mayor frecuencia en torres de diámetro pequeño. <sup>15</sup>

Generalmente el mismo distribuidor de líquido, colocado al principio de la torre, puede ser empleado como redistribuidor para columnas de gran diámetro.<sup>(B)</sup>

En una torre pequeña de 0.4572m ó menos, algunas veces se especifica un redistribuidor tipo rosette (ver Figura 13). Su función es colectar el líquido de la pared de la torre y devolverlo en un aceptable patrón de distribución. Esto es normalmente realizado por un anillo colector y una serie de marbetes cortos, extendidos hacia el centro de la torre.<sup>(B)</sup>



**Figura 13** Redistribuidor de líquido tipo Rosette

Como redistribuidores a nivel de laboratorio, se utiliza una especie de restricción (0.002 m de profundidad, 0.03 m de distancia) la cual es colocada a intervalos pequeños a lo largo de la columna (ver Figura 14).

### 2.1.6 Retenedores de lecho y otros accesorios

Los retenedores de lecho se utilizan cuando se usan empaques de cerámica o carbón para prevenir la fluidización de la parte superior del lecho, cuando se

opera con altas caídas de presión y evitar en esta forma que se rompan. Estos dispositivos son especies de platos o rejillas diseñados con ranuras lo suficientemente pequeñas para prevenir el paso de las piezas individuales del empaque, aunque no siempre es posible ésto, debido a que el plato o rejilla debe diseñarse también con un alto porcentaje de área libre (por lo menos 70%). Por último, los platos de retención reposan directamente sobre el lecho empacado y, en razón de su peso, restringen el movimiento del empaque hacia arriba.



**Figura 14** Cuerpo con restricciones como redistribuidor

Los eliminadores de neblina, otro de los dispositivos utilizados, pueden ser una capa de malla entretrejida de un espesor previamente definido o una altura adecuada de empaque seco, al azar, el cual es muy efectivo. <sup>(47)</sup>

Finalmente, se tienen los limitadores de lecho que se utilizan cuando se usan empaques de plásticos o de metal bajo peso, para prevenir la expansión del lecho, cuando se opera a régimen de flujos altos y evitar en esta forma que

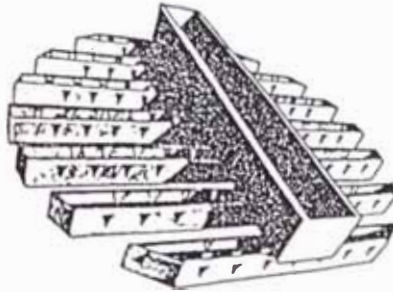


Figura 10 Distribuidor de canal ranurado en V

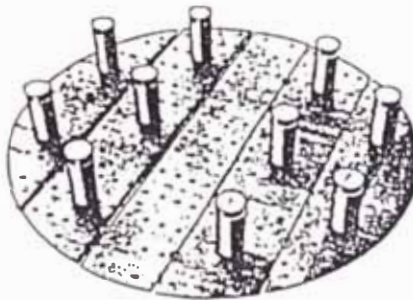


Figura 11 Distribuidor de orificio



Figura 12 Distribuidor Sprey Nozzle

### **2.1.5.1 Funciones de un redistribuidor**

Los redistribuidores deberán cumplir con las siguientes funciones, para así poder mejorar la eficiencia de una torre empacada, en donde se tendrán alturas de relleno diferentes dependiendo del tipo de empaque<sup>(15)</sup>, alturas que serán limitadas por su respectivo redistribuidor.

- Colectar el líquido descendente del lecho superior y distribuirlo uniformemente sobre el lecho inferior. Esto hace que la porción de líquido que va sobre la pared de la columna (efecto de pared) sea nuevamente útil para la transferencia de masa.
- Corregir la tendencia del líquido a formar pequeñas corrientes continuas a travéz del empaque (acanalamiento), lo cual ocurre aún con el tipo de empaque más eficiente.

En general, la función del redistribuidor es eliminar los factores que causan una pérdida en la eficiencia de la torre y restablecer un patrón uniforme de irrigación del líquido.

### **2.1.5.2 Clases de redistribuidores**

Los criterios de diseño para un redistribuidor son similares a los tenidos en cuenta en los distribuidores, pero además, el redistribuidor debe ser compatible con el plato soporte (si lo tiene) bajo el cual está localizado. <sup>(15)</sup>

puedan ser arrastrados fuera de la torre. Dichos dispositivos son especies de mallas, los cuales se deben fijar siempre a la pared de la torre, o al distribuidor de líquido.

## **2.2 FACTORES HIDRAULICOS PARA EL DISEÑO DE COLUMNAS EMPACADAS**

Para conocer y entender en forma más detallada el funcionamiento de una columna empacada, se hace necesario el estudio de los factores hidráulicos, tales como:

- Distribución de líquido
- Superficie mojada
- Retención de líquido
- Caída de presión
- Inundación y carga

### **2.2.1 Distribución de líquido**

En las torres empacadas la forma como se introduce el líquido en la parte superior y su distribución a lo largo de la columna, afecta en forma significativa su eficiencia<sup>(1)</sup>. Una mala distribución puede ser causa de los acanalamientos y flujos de pared, fenómenos extremos no desables en una torre empacada.

Según Krell, E. una mal distribución puede deberse a las siguientes razones:



- El flujo de líquido en las unidades de empaque es más ágil hacia la pared de la columna que hacia el centro de la misma. Siendo una de las causas de flujo de pared (líquido fluyendo por la pared).
- La condensación del vapor en la pared debido a las pérdidas de calor contribuye también a éste flujo de pared.
- El efecto de distribución de las unidades de empaque en sí mismo es insuficiente, formándose canales por una casualidad persistente.
- La columna rellena contiene capas de empaque las cuales tienden a dar al flujo de líquido algunas trayectorias preferentes produciendo lo que se llama acanalamiento. Tales capas pueden deberse al método de carga (en seco ó húmedo) o a la forma de las unidades de empaque.
- La columna no está en posición exactamente vertical.
- El reflujo no está uniformemente distribuido inicialmente.

La distribución de líquido que desciende en un lecho empacado al azar ha sido materia de gran estudio <sup>(46)</sup>, encontrándose diferentes criterios cualitativos y cuantitativos para su evaluación.

Según Krell, E. la distribución de líquido en una torre empacada es una función compleja que depende de variables como:

- Relación del tamaño de las partículas constitutivas del relleno y el diámetro de la columna.
- Forma del relleno.
- Posición longitudinal de la columna.

- Distribución inicial de líquido.<sup>(46)</sup>
- Diámetro propio de la columna.
- Régimen de flujo de líquido y de vapor.
- Características de flujo como retención del líquido y pérdida de presión.
- Tensión superficial y mojabilidad.<sup>(1)</sup>
- Altura de la sección empacada.

Según Bemer, G. G. y Zuiderweg, F. J. la distribución en la torre puede considerarse como la contribución de una distribución de forma y una distribución de espacio.

La primera tiene en cuenta el modo como fluye el líquido a través del lecho (gotas, películas y arroyos) y la segunda completa los perfiles de flujo axial y radial, que dependen de la distribución de forma, que es a su vez función de la distribución inicial y la trayectoria recorrida.

Algunos autores, Le Goff, P. y Lespinasse, B., Porter, K.E. y Templeman, J.J., Scott, A.M., etc. han tratado de desarrollar modelos que expliquen el fenómeno de distribución para diferentes formas de flujo, aplicando las ecuaciones difusionales de transferencia de masa.

Scott, A., Tour, R y Lerman, F. propusieron inicialmente un modelo estadístico basado en una hipótesis aleatoria. Esta descripción puede ser usada para regímenes bajos de líquido y en ausencia de efecto de pared, pero debido a estas restricciones Gunn, D.J. <sup>(21)</sup> presenta un modelo teórico en lechos empacados,

el cual está basado en una ecuación tipo difusional, que supone, una distribución de líquido sobre el empaque en forma de película y además que se presenta redistribución asimétrica radial del líquido, de tal forma que el modelo obedece la ecuación diferencial parcial

$$\frac{\delta U}{\delta z} = \frac{D_F}{r} \cdot \frac{\delta}{\delta r} \cdot (r \frac{\delta U}{\delta r}) \quad \text{Ec. (7)}$$

Donde

U : Componente axial de la velocidad de líquido (m/s)

z y r : Coordenadas axial y radial respectivamente (m)

D<sub>F</sub> : Coeficiente conocido como factor de difusión de líquido (m).

Es de anotar que la Ecuación 7 fué desarrollada teniendo en cuenta que el líquido es redistribuido continuamente en la dirección radial, bajo el potencial de la componente axial de velocidad (U) del líquido y que la difusión de éste se mide en un empaque ilimitado, teniendo como fuente un punto central (distribuidor).

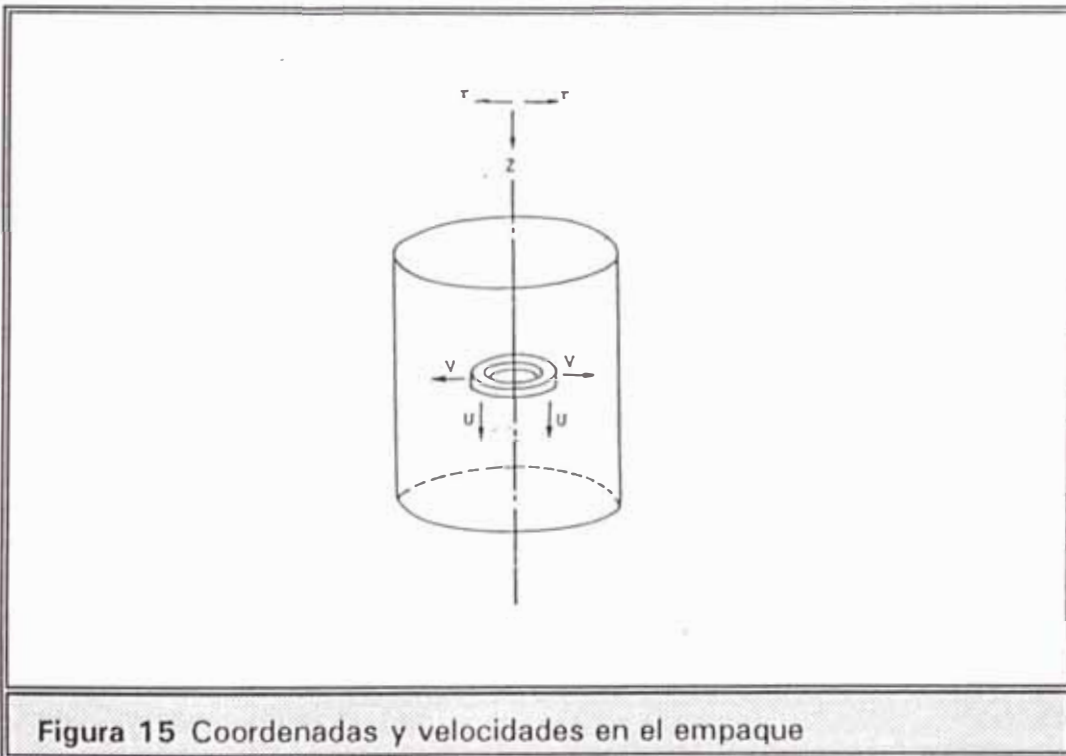
Para una mayor comprensión del proceso de distribución se relacionan la ecuación de continuidad para un ánulo elemental (ver Figura 15) y que se expresa como:

$$\frac{\delta U}{\delta z} + \frac{1}{r} \cdot \frac{\delta}{\delta r} (vr) = 0 \quad \text{Ec. (8)}$$

donde el campo de flujo se supone simétrico;  $U$  y  $v$  son las velocidades axial y radial respectivamente. Sustituyendo esta ecuación en la 7 se tiene

$$-\frac{1}{r} \cdot \frac{\delta}{\delta r} (vr) = \frac{1}{r} (D_{Fr} \frac{\delta U}{\delta r}) \quad \text{Ec. (9)}$$

El fenómeno de distribución y redistribución obedece a la ecuación 9 cuya solución, con condiciones de frontera apropiadas, permite conocer la distribución de velocidad (axial y radial), en un punto cualquiera de la sección empacada de coordenadas espaciales  $(z,r)$ .<sup>(21)</sup>



Otro modelo es el propuesto por Charpentier, J. y Le Goff, P. quienes describen la forma de configuración y la contextura de la distribución de líquido, mediante la representación de su flujo en forma de películas, arroyos y gotas; en su trabajo reportaron resultados para anillos Rasching humedecidos y no humedecidos.

Una vez conocidos los modelos de distribución tanto de forma como de espacio, es importante, conocer la medida de distribución local y su influencia sobre la eficiencia.

Dicha influencia fue estimada por Huber, M. y Hilterbrunner, R.<sup>(23)</sup> quienes presentan un modelo de columna sin mezclado lateral (ver Figura 16) para poder medir la maldistribución "I" que se define como la desviación relativa del flujo local del valor medio tomando sobre toda la Sección Transversal y se expresa de acuerdo a la ecuación 10.

$$I = (L_k - \bar{L}) / \bar{L} \quad \text{Ec. (10)}$$

donde

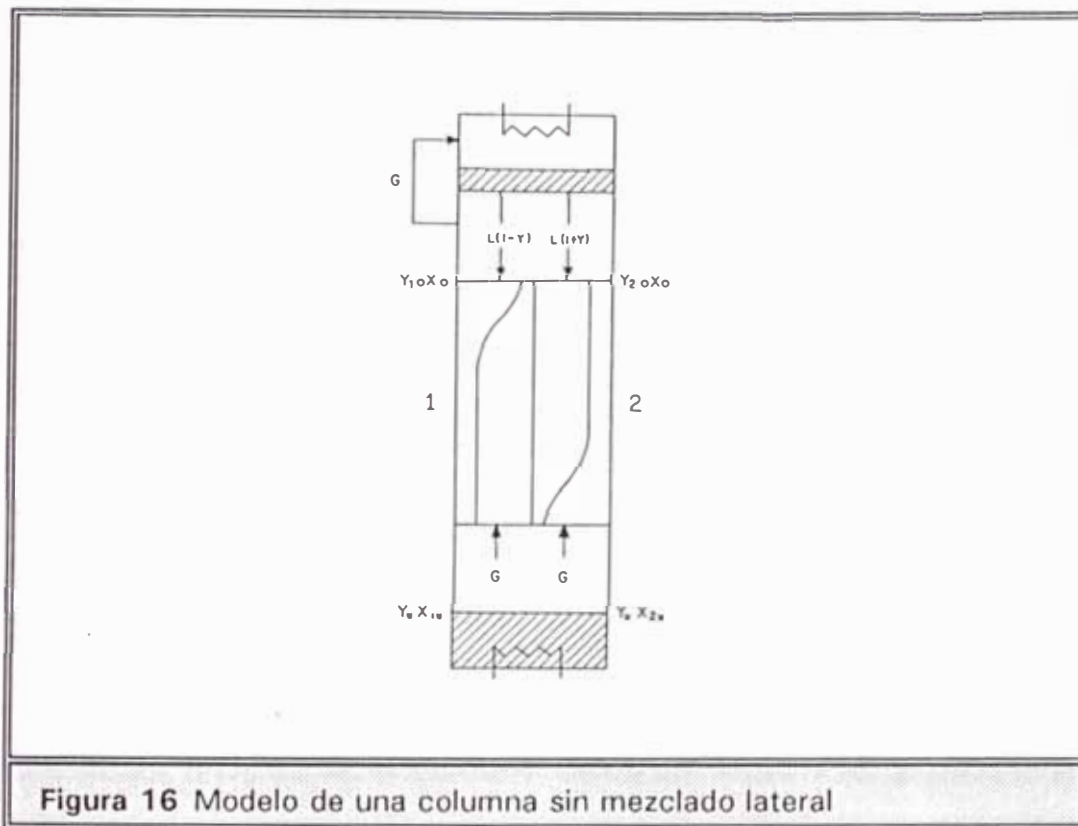
$L_k$  : Densidad de flujo de líquido en el punto k (Flujo/m<sup>2</sup>)

$L$  : Densidad media de flujo del líquido sobre la sección transversal de la columna (Flujo/m<sup>2</sup>).

De acuerdo con la Ecuación 10 y según Huber y Hilterbrunner<sup>(23)</sup>, la maldistribución se puede expresar en forma porcentual como sigue:

$$I\% = [(L_k - \bar{L}) / \bar{L}] \cdot 100 \quad \text{Ec. (11)}$$

De la ecuación 11 se deduce que una muy buena distribución se consigue cuando los valores locales  $L_k$  difieren muy poco entre sí, de tal suerte que éstos son aproximadamente iguales a  $L$  ( $L_k \sim L$ ) y por donde el porcentaje de maldistribución  $I\%$  tiende a cero.



**Figura 16** Modelo de una columna sin mezclado lateral

Existe un valor de  $l\%$  ( $l\% = l\%_{crítico}$ ) por debajo del cual la distribución no influye significativamente sobre la eficiencia, pero si el valor  $l\%$  es mayor, la eficiencia es drásticamente afectada para un mismo sistema y grado de separación dado. Por ejemplo, una mal distribución del 10% reduce el número de platos de una columna de 100 a 30, mientras una columna de 10 platos se reduce a nueve.

Debido a que resulta bastante difícil determinar los  $L_k$  y  $L$  para conocer mediante la Ecuación 10, la maldistribución Local, se puede recurrir a un método cualitativo para medir el efecto de la maldistribución global, el cual se basa en datos de pérdida de presión y de retención de líquido. Este método consiste en relacionar la caída de presión determinada experimentalmente con la caída de presión calculada (teniendo en cuenta retención, volumen de espacio vacío, etc.) de tal forma que la distribución perfecta correspondería a:

$$\Delta P_c / \Delta P_{exp} = 1$$

Ec. (12)

### 2.2.2 Superficie mojada

La superficie del empaque que se encuentra en contacto con el líquido estancado o el que fluye en forma de película uniforme o no uniforme, constituye la superficie o área mojada del empaque.

La función del relleno es la de proporcionar el soporte necesario para distribuir con mayor uniformidad la corriente de líquido sobre toda a sección de la columna. Dicha función se logra por el hecho de que el líquido se adhiere a la superficie del relleno durante su trayectoria descendente. De acuerdo con lo anterior, la superficie máxima de adherencia que el empaque puede ofrecer es la suya propia, y se alcanza cuando se tiene un espesor infinitesimal de película de líquido. Como es lógico, este límite no se ha alcanzado (para la mayoría de las formas geométricas) debido a que resulta difícil que toda la superficie del relleno sea bañada y aún si esto se produce, el espesor de la película tiene un valor de la superficie interfacial es diferente al de la superficie mojada del empaque, tanto por el efecto del espesor finito de la película como por el hecho de que parte del líquido adherido a la superficie del empaque permanece estancado.

La eficiencia de una torre depende de la capacidad que tenga para crear una

superficie de contacto entre las fases de líquido y vapor. Dicha capacidad está influenciada por varios factores como:

- La forma y la superficie propia del empaque.
- La capacidad por parte del empaque para permitir y mantener una distribución radial uniforme de las corrientes de líquido y vapor a lo largo de toda la torre.
- La accesibilidad de la superficie del relleno de dichas corrientes.
- Los flujos máxicos de líquido y vapor.
- La tensión superficial del líquido, la magnitud y su sentido de variación durante el flujo.

El resultado de la revisión de <sup>(50)</sup> y otros, ha indicado que la superficie mojada de un empaque es afectada por los flujos máxicos de gas y de líquido, cuyo factor tiene una estrecha relación con características de operación tales como pérdida de presión y retención de líquido. Otra variable que es necesario considerar por su efecto sobre la superficie mojada es la tensión superficial propia del líquido y el cambio que ésta puede presentar en las operaciones de transferencia de masa.

El área superficial mojada de un empaque es afectada cuando se producen cambios de temperatura y composición, causados por la transferencia de masa. Ensayos realizados en una columna de pared húmeda, han encontrado que con líquidos puros como agua se logran películas muy estables a diferentes flujos de gas inerte, mientras si se utiliza un gas soluble con  $(\Delta H)_{mo1}$  alto como el



amoníaco, se produce un rompimiento de la película de líquido incluso a bajos flujos. El mínimo flujo de líquido que se debe tener para que no se produzca rompimiento de la película se denomina flujo mínimo de baño.

Cuando el espesor de la película de líquido en algunas regiones se aproxima a cero, se puede asumir que en ella el líquido se encuentra en equilibrio con el vapor, y se logra la máxima diferencia de tensión superficial entre la del líquido en equilibrio con el vapor y la de la película de composición media y que se define como  $\sigma_m \cdot \Delta\sigma_m$  donde  $\sigma_m$  representa la tensión superficial correspondiente a la composición promedia del líquido. Se ha propuesto con base en resultados experimentales la siguiente ecuación para una columna empacada.<sup>(34)</sup>

$$\frac{3L'\mu_L}{a_v\Gamma_L^2g} = 4.24(10)^{-11} - 2.92199(10)^{-13.3} \sigma_s\Delta\sigma_s \quad \text{Ec. * (13)}$$

donde

L : Flux másico de líquido (kg/m<sup>2</sup>.s)

$\sigma_m$  : Tensión superficial (N/m)

$\mu_L$  : Viscosidad del líquido (kg/m's)

$a_v$  : Area superficial total del empaque (m<sup>2</sup>/m<sup>3</sup>)

$\Gamma_L$  : Densidad del líquido (kg/m<sup>3</sup>)

g : Constante de aceleración gravitacional (m/s<sup>2</sup>)

Para el conocimiento de la superficie mojada, varios autores han realizado estudios tendientes a establecer la fracción de área superficial del empaque que

resulta mojada por el líquido. Grimley, S. trabajó con anillos de 3/8 de pulgada, asumiendo flujo laminar de líquido a través del empaque y determinó el área húmeda por medición de la resistencia eléctrica (método sobre el cual no se da mayor información).

Mayo, F.; Hunter, T. y Nash, A. realizaron ensayos en una pequeña columna empacada por anillos Rasching de papel, circulando agua coloreada a través del relleno. Dichos autores observaron que la magnitud de la superficie mojada disminuye en dirección de la cima hasta el fondo de la columna.

Se han hecho intentos para estimar la cantidad de superficie mojada basados en la determinación de los coeficientes de transferencia de materia. Shullman, H. y Degouff, J. midieron la vaporización de anillos rasching hechos de Naftaleno puro y luego repitieron los ensayos irrigando con agua el empaque. La reducción de la velocidad de vaporización del Naftaleno se consideró proporcional a la fracción de área mojada por el agua. Esta misma técnica fue empleada por Shullman y colaboradores <sup>(43)</sup>, para determinar las superficies bañadas de anillos rasching de 1/2 pulgada a 1 pulgada. Para determinar los coeficientes de transferencia de materia de la película del gas, midieron la velocidad de vaporización de los rellenos de naftaleno, y los correlacionaron con base en el factor de transferencia de masa  $J_A$ , el cual resultó ser igual a  $1.195 = (d_p G') / [\mu_G (1-\epsilon)^{0.56}]$ . Con experimentos posteriores y flujos de agua a través del empaque; la fracción de área no bañada se calculó como la relación entre el coeficiente medio y el cálculo por la ecuación anotada. El término de porosidad que aparece en la ecuación, fue corregido restándole el valor de la

retención del líquido en el empaque. Weissman, J. y Bonilla, C.<sup>(50)</sup> calcularon las áreas mojadas para rellenos de esfera y anillos por comparación de los coeficientes de transferencia de materia determinada en experimentos de humidificación de aire con empaques irrigados y con materiales porosos completamente bañados.

Los estudios mencionados anteriormente proporcionan una medida de la superficie mojada para los empaques. en resumen, y según lo presentado anteriormente, es claro observar que el factor que verdaderamente interesa para la transferencia interfacial de materia, es la superficie dinámica de contacto entre las dos fases, la cual será estudiada posteriormente en forma más detallada, por cuanto de ella depende el valor del coeficiente de transferencia, como se verá en el numeral 2.4

### **2.2.3 Retención de líquido**

Es usada para denotar la cantidad de líquido retenido en aparatos de destilación en operación, bajo la forma de película que humedece el relleno y como lagunas encerradas en los huecos existentes entre los empaques.<sup>(47)</sup>

La retención de líquido en una torre empacada puede considerarse, como se indica en la ecuación 14. como la suma de una retención estática y una retención dinámica. La dinámica o móvil comprende el líquido que se mueve continuamente a través del empaque y el cual es reemplazado continua, regular y rápidamente por líquido fresco que fluye desde la parte superior. Esta

retención se separa del empaque al detenerse el flujo de gas y el del líquido que viene desde la parte superior. La retención estática es el líquido retenido en los intersticios del empaque, principalmente como lagunas, y que se reemplazan lentamente por líquido fresco, y permanecen en el empaque después de que se han suspendido los flujos (no se separa del empaque). La retención estática es ocasionada por la acción de fuerzas capilares en los puntos de contacto de las partículas del empaque, y por lo general, es mayor para los rellenos formados por elementos de menores dimensiones. Por el hecho de que éstos presentan un número mayor de puntos de contacto.<sup>(6) (47)</sup>

$$\Phi_{L_t} = \Phi_{L_o} + \Phi_{L_s}$$

Ec. (14)

donde

$\Phi_{L_t}$  : retención total

$\Phi_{L_o}$  : retención dinámica

$\Phi_{L_s}$  : retención estática

La retención del líquido es un factor importante de una columna, puesto que está íntimamente relacionada con algunas características como área mojada, pérdida de presión, inundación, tiempo de residencia, tiempo de estabilización, eficiencia y peso de la columna.

Los empaques que tienen una baja retención presentan una apreciable economía en los costos de operación, especialmente para torres que operan en forma

intermitente. La retención se requiere para estimar la respuesta de un sistema a cambios en las condiciones de operación: por cuanto a menor retención de líquido mayor es la velocidad de respuesta en el nivel de las variables dependientes.

La estimación de la retención de líquido usualmente no se requiere para cálculos de diseño en columnas empacadas donde se involucran absorciones, pero pueden ser requeridos en columnas de fraccionamiento intermitente, por cuanto influye en el tiempo de estabilización y en el grado de separación. <sup>(27)</sup>

La eficiencia de las columnas que operan por cochadas, generalmente se acepta que es favorecida cuando se tiene una baja retención; sin embargo, dicha aseveración puede considerarse como caso particular bajo ciertas circunstancias. <sup>(40)</sup>

Para sistemas que se ven afectados por temperatura, una alta retención no es favorable, por cuanto aumentaría el tiempo de residencia dentro del equipo.

La parte teórica de la retención en torres empacadas es muy compleja, debido a la forma irregular que presentan los rellenos. Sin embargo, se ha planteado un modelo que permite desarrollar ecuaciones con el fin de predecir la retención. Este modelo supone que la retención dinámica puede expresarse por el producto de su espesor medio equivalente de la película por el área mojada del relleno, y se asume que el líquido fluye sobre la superficie como si ésta fuese una pared plana.

Datos experimentales de flujo de agua a través de una columna vertical de esteras, obtenidas por Davison, J. y colaboradores, representaron satisfactoriamente el modelo anterior. La ecuación de retención total fue del tipo:

$$\Phi_{Lt} = \Phi_{LS} + A'L^{1/3} \quad \text{Ec. (15)}$$

donde

$\Phi_{LS}$  : retención estática (m<sup>3</sup>) de líquido retenido/m<sup>3</sup> de volumen empacado

$A'L^{1/3}$  : retención dinámica en m<sup>3</sup> de película líquida/m<sup>3</sup> de volumen empacado

$\Phi_{Lt}$  : retención total.

El anterior modelo parece no ser de carácter general, ya que muchos otros autores han tenido que recurrir a expresiones empíricas, por ejemplo Furnas, C.C. y Bellingham, F., Jessen, B. W. y Elgin, J. midieron la retención dinámica de varios empaques y se encontró que ésta variaba proporcionalmente entre una potencia de 0.54 - 0.74 del régimen de flujo.

Shullman, H. y colaboradores<sup>(43)</sup> encontraron que la retención total puede expresarse, como una función exponencial del flujo del líquido, independiente del flujo de gas<sup>(29)</sup>, siempre que éste sea inferior al que define el punto de carga, puesto que a partir de él la retención comienza a crecer rápidamente con el flujo

de gas. Se propusieron las siguientes ecuaciones empíricas:

$$\Phi_{LS} = \delta \cdot d_s^{-3} \quad \text{Ec. (16)}$$

$$\Phi_{Lt} = \beta L^\beta \cdot d_s^{-2} \quad \text{Ec. (17)}$$

$$\beta = \gamma \cdot d_s^\theta \quad \text{Ec. (18)}$$

donde

$\Phi_{LS}$  : retención estática en m<sup>3</sup> de líquido retenido/m<sup>3</sup> de volumen empacado

$\Phi_{Lt}$  : retención total de líquido en m<sup>3</sup> de líquido retenido/m<sup>3</sup> de volumen empacado

$d_s$  : diámetro esférico equivalente

$\beta, \tau, \delta, \theta$  y  $s$  son constantes características para cada relleno.

Leva, M.<sup>(25)</sup> propuso una expresión empírica, menos general, para anillos rasching y sillas Berl, la cual expresa la retención de agua sobre estos empaques.

$$\Phi_{Lt} = 2.3206 (10)^{-3} (L'/d_p)^{0.6} \quad \text{Ec* (19)}$$

donde

$d_p$  : Tamaño nominal del empaque (m)

$L'$  : Flux másico de líquido (kg/m<sup>2</sup>.s)

Una reciente correlación ha sido propuesta por Otake, T. y Okakda, K., la cual es aplicable para un intervalo del número de Reynolos de 10-2000 y el flujo de gas por debajo de la carga.<sup>(27)</sup>

$$\Phi_{Ld} = [ 1.295 (d_p L' / \mu_L)^{0.676} ] \cdot [ (d_p^3 g_c \Gamma_L^2 / \mu_L^2) (a_v d_p) ] \quad \text{Ec. (20)}$$

donde

- $d_p$  : Tamaño nominal del empaque (m)
- $a_v$  : Area superficial específica de empaque ( $\text{m}^2/\text{m}^3$ )
- $L'$  : Flux másico de líquido ( $\text{kg}/\text{m}^2 \cdot \text{S}$ ).

Esta se puede aplicar a sistemas acuosos y no acuosos ya que la tensión superficial no es significativa y la retención total es proporcional a la viscosidad a la  $0.2(\Phi_{Ld} \propto 0.2)$ .<sup>(43)</sup>

Buchanan, J. según estudios, observó que la retención estática  $\Phi_{Ls}$  es función del grupo adimensional  $(\sigma_L / \Gamma_L g \cdot d_p^2)$ , es decir:

$$\Phi_{Ls} = F(\sigma_L / \Gamma_L g \cdot d_p^2) \quad \text{Ec. (21)}$$

donde:

- $F$  : Función que ha de ser determinada experimentalmente
- $\sigma_L$  : Tensión superficial ( $\text{kg}/\text{s}^2$ )



$g$  : Aceleración gravitacional local 9,8 (m/s<sup>2</sup>)

$d_p$  : Tamaño de empaque (m)

$\Gamma$  : Densidad de la fase líquida (kg/m<sup>3</sup>).

La retención de operación se puede calcular usando una correlación que presenta Buchanan, J. <sup>(7)</sup> la cual es:

$$\Phi_{LO} = 2.2 (F_r/R_c)^{1/3} + 1.8F_r^{1/2} \quad \text{Ec. (22)}$$

donde

$F_r$  : Número de Froude

$R_c$  : Número de Reynolds

Esta ecuación presenta obvias divergencias en los puntos para retenciones mayores que 0.1.

Para una determinación indirecta de la retención total, Krell, presenta un método, en el cual una pequeña cantidad de sustancia de alto punto de ebullición, tal como ácido esteárico o a-Bromo naftaleno ( $n_p = 1.6580$ ) se adiciona a la sustancia de prueba. Durante la destilación, algunas sustancias de punto de ebullición bajo, pasa a lo largo de la columna, tal que la concentración del aditivo en el líquido remanente del calderín aumenta. Muestras del contenido del calderín son tomadas periódicamente durante la destilación para analizar su contenido de aditivo. Mediante un balance de

materia se puede llegar a la expresión:

$$\Phi_{Ld} = [V_B(X_1 - X_2) - XQ_G] / (X_1 - X_2) \quad \text{Ec. (23)}$$

donde

$V_B$  : Carga en el calderín (en volumen)

$X_1$  : Concentración de aditivo antes de la destilación ( $\text{kmol}/\text{m}^3$ ) en el calderín

$X_2$  : Concentración del aditivo durante la destilación en el calderín

$X$  : Concentración del aditivo a lo largo de la sección empacada

$Q_G$  : Flujo volumétrico de destilado ( $\text{m}^3/\text{m}^2 \cdot \text{s}$ )

Finalmente, debido a que el aditivo utilizado es de alto punto de ebullición, se supone que la concentración a lo largo de la sección empacada es constante e insignificante ( $x \rightarrow 0$ ), luego la retención total se calcula:

$$\Phi_{Ld} = V_B(1 - X_1/X_2) \quad \text{Ec. (24)}$$

Jessen, B. y Elgin, propusieron una ecuación para calcular la retención de cualquier líquido cuando se conoce la retención de agua, y en esta forma conocer los efectos de las propiedades físicas de los fluidos sobre ésta:

$$\Phi_L = (154) 881.66 \Phi_w \cdot \mu_L (1/\Gamma_L)^{0.73} (1065.07/\sigma_L)^N \quad \text{Ec* (25)}$$

donde

$\mu_L$  : Viscosidad del líquido (kg/m.s)

$\Gamma_L$  : Densidad del líquido (kg/m<sup>3</sup>)

$\sigma_L$  : Tensión superficial (N/m).

N : Constante empírica.

#### 2.2.4 Caída de presión

En el diseño y operación de columnas empacadas para operaciones de transferencia de masa gas-líquido, una de las variables más importantes es la caída de presión en la fase vapor que pasa a través de la columna. Esta caída, es debida al empaque y a otras restricciones presentes que ofrecen una resistencia para el ascenso del vapor y el descenso del líquido.

Las condiciones de flujo y las propiedades de una corriente afectan las condiciones de flujo de la otra. Por ejemplo, el volumen del conducto disponible para el flujo de la corriente del vapor, es una función de las propiedades del líquido, así como de las dimensiones físicas del empaque en cualquier caso particular.<sup>(39)</sup>

Las variables independientes que influyen sobre el gradiente de presión en las columnas empacadas son en orden de importancia:<sup>(39)</sup>

- Naturaleza y dimensiones del empaque (forma, tamaño, espacio vacío y área superficial).

- Flux de gas, densidad y viscosidad.
- Flux de líquido (retención y redistribución), densidad, viscosidad y tensión superficial.
- Presión de destilación.
- Naturaleza y dimensiones de la columna.
- Campo gravitacional local.

Una de las variables anteriores que podría ser eliminada es la naturaleza y dimensiones de la columna por tener un efecto adicional bajo.

La pérdida de energía mecánica correspondiente a la caída de presión del gas o vapor, es ocasionada en parte por la turbulencia y en parte por la fricción de superficie. La contribución del primer factor a la pérdida de presión es mayor cuando la forma del relleno es tal que produce frecuentes cambios a la dirección de la corriente.

La interpretación del fenómeno de flujo de dos fases, según consideraciones posteriores, es mucho más complejo que los problemas de flujo de una sola fase, en la cual se requiere para proponer un modelo de trabajo, que se describan los efectos de configuración del lecho en esta sola fase. En el flujo de dos fases, sin embargo, es necesario considerar, no solo el efecto de la configuración del lecho en el paso del fluido, sino también los efectos mutuos que las fases ejercen. Por ejemplo como ya es conocido, la caída de presión del gas a través de una columna empacada es dependiente del tamaño de la partícula y de la forma de la misma, y altera el tamaño efectivo y forma de los

elementos individuales de empaque, por lo tanto, se cambiarán las características del espacio intersticial y la resistencia al flujo de la otra fase. <sup>(27)</sup>

#### 2.2.4.1 Flujo de una sola Fase-Lecho seco

Una breve discusión de datos correlacionados para una sola fase, será de gran utilidad para un mejor entendimiento de un posible mecanismo de sistema de flujo de dos fases. Dentro de los muchos trabajos realizados para explicar este mecanismo y modelo para el flujo de sólidos rotos, los métodos de Kozeny y Carman han producido las ecuaciones de trabajo más útiles. <sup>(27)</sup>

$$\Delta P = 1.2365 (10)^8 \left[ \frac{f G'^2 z (1-\epsilon)^{3-n}}{d_s C_{mf}^{3-n} g_c \Gamma_G \epsilon^3} \right] \quad \text{Ec* . (26)}$$

Donde

- f : Factor de fricción modificado adimensional
- n : Factor de flujo de estado también adimensional
- G' : Flux de gas (kg/m.s<sup>2</sup>)
- z : Espacio vacío del lecho (adimensional)
- d<sub>s</sub> : Diámetro de partícula esférico equivalente m
- g<sub>c</sub> : Factor de conversión 1 [kg/kgf.m.s<sup>2</sup>]
- C<sub>mf</sub> : Factor (adimensional) de forma
- r<sub>G</sub> : Densidad del vapor (kg/m<sup>3</sup>).

▲P : Caída de presión (kgf/m<sup>2</sup>).

Los factores f y n pueden ser expresados como función de un número de Reynolds modificado y cuyas relaciones se encuentran en las figuras 17 y 18. La variación del factor de flujo de estado va desde la unidad, para flujo laminar, hasta dos como límite para flujo turbulento.

Ergun, S. ha encontrado que la ecuación de la caída de presión a través de lechos empacados, pueden extenderse a un rango más alto en donde quedan incluidas simultáneamente las condiciones de flujo laminar y de flujo turbulento, la cual es:<sup>(47)</sup>

$$(4.4205) 10^{-5} \frac{\Delta P}{Z} = \frac{g_c \epsilon^3 d_p \Gamma_G}{3600.73 (1-\epsilon) G'^2} \quad \text{Ec* . (27)}$$

$$= \frac{150(1-\epsilon)}{R_e} + 1.175$$

Esta ecuación puede aplicarse a flujo de gases y líquidos: el primer término representa el flujo completamente turbulento y el segundo el laminar.

Kirshbaum, E. obtuvo ecuaciones para calcular la pérdida de presión con anillos rasching de porcelana, y con monturas de dimensiones entre 8 a 25 mm. aplicables a relleno seco.

Anillos

$$\Delta P = 2.64 (u_a^{1.85} \Gamma_a^{0.83} / d_p^{1.27}) Z \quad \text{Ec* . (28)}$$

Sillas

$$\Delta P = 1.2749 (u_a^{1.82} \Gamma_a^{0.83} / d_p^{1.4}) z \quad \text{Ec. (29)}$$

donde

$u_a$  : velocidad lineal del aire (m/s)

$z$  : altura de relleno (m)

$\Gamma_a$  : peso específico del aire (kg/m<sup>3</sup>).

Buchanan, J. presenta un resumen de sus datos experimentales donde gráfica el factor de fricción ( $d_p \Delta P_g / \Gamma_a u_a^2$ ) vs número de Reynolds ( $d_p u_a \Gamma_a / \mu_a$ ). Estos resultados fueron correlacionados por una expresión empírica propuesta primero por Reynolds para flujo en tuberías y para flujo en medios porosos por Forchheimer; cuya forma es:

$$f = F(1 + C/R_e, \text{Forma del empaque}) \quad \text{Ec. (30)}$$

Los mejores valores se calcularon por regresión lineal de los datos experimentales de  $f$  y  $1/R_e$  de tal forma que  $F$  se expresa como:

$$F = 8.6(1 + 52/R_e) \quad \text{Ec. (31)}$$

$$f = 8.6(1 + 52/R_e) \quad \text{Ec. (32)}$$

Para anillos Rasching de porcelana

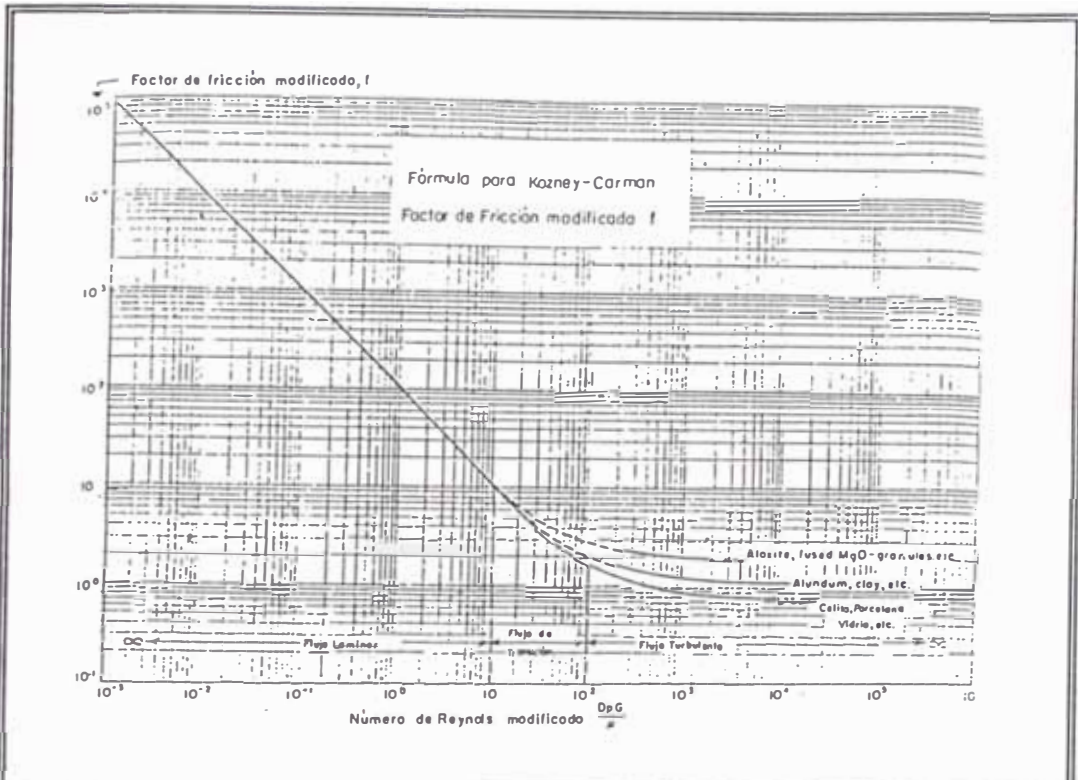


Figura 17 Factor modificado de fricción para la formula de Carman - Kozeny

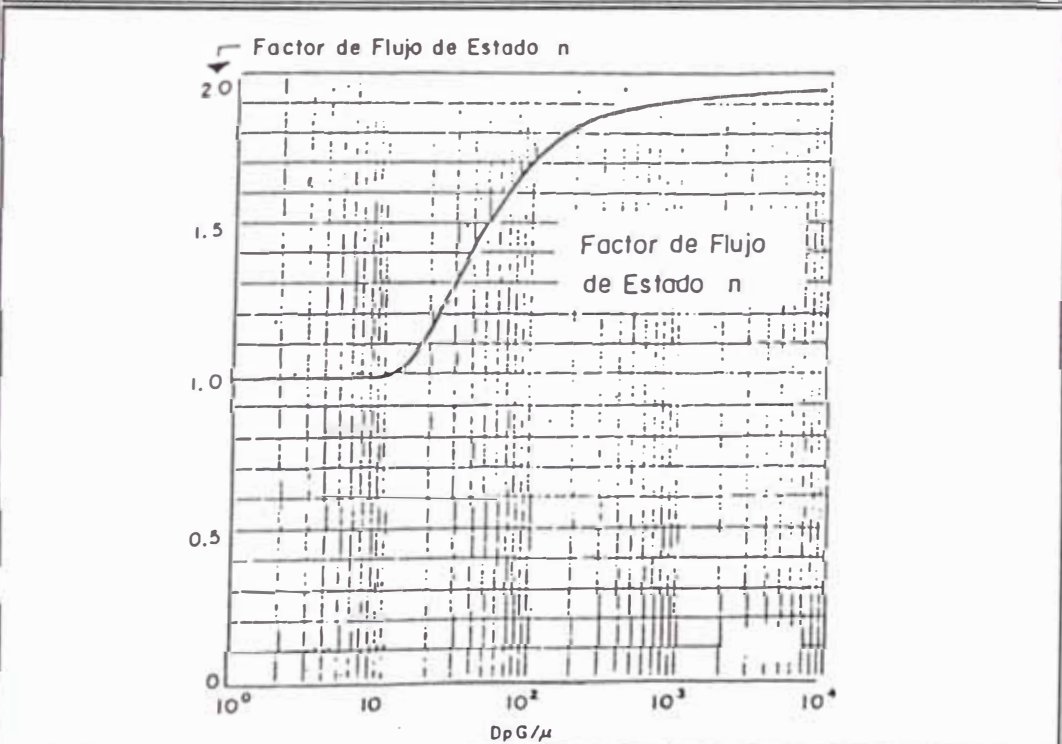


Figura 18 Valores apropiados para el factor de fricción modificado  $f$  y el factor de flujo normal



donde

$f$  : Factor de fricción ( $d_p \Delta P g_c / \Gamma_G \mu_v^2$ )

$\Delta P$  : Caída de presión para el gas (N/m<sup>2</sup>)

$g_c$  : Factor de conversión 1 (kg-m/N.s<sup>2</sup>)

$u_G$  : Velocidad superficial de la fase vapor (m/s)

$d_p$  : Tamaño de empaque

$\Gamma_G$  : Densidad de la fase vapor (kg/m<sup>3</sup>).

Silvery, F.C. y Keller, G.J.<sup>(15)</sup> presentan una ecuación para la caída de presión cuando el manómetro emplea un gas inerte de purga.

$$\Delta P = h_{mano} (\Gamma_f - \Gamma_l) / \Gamma_l - h_t (\Gamma_G - \Gamma_l) / \Gamma_F \quad \text{Ec. (33)}$$

donde

$\Delta P$  : Caída de presión en N/m<sup>2</sup> de fluido manométrico entre las dos cimas

$\Gamma_F$  : Densidad del fluido manométrico (kg/m<sup>3</sup>)

$\Gamma_l$  : Densidad del gas inerte de purga (kg/m<sup>3</sup>)

$h_{mano}$ : Lectura de manómetro (N/m<sup>2</sup> del fluido manométrico)

$h_t$  : Distancia entre la medida de la caída de presión de las cimas (m).

#### 2.2.4.2 Flujo en Dos Fases-Lecho Irrigado

La influencia de la irrigación sobre el gradiente de presión en la fase gaseosa se determina considerando las interacciones entre el torrente de gas y la película

del líquido sobre el empaque, la cual puede ser de tres tipos:

- Interacción Geométrica. Es la primera y más obvia conexión entre los dos flujos, según esta interacción el líquido y el gas compiten por espacio en sus conductos, tratando de llenar la mayor cantidad de espacio vacío, lo cual conduce a una reducción del espacio disponible con un incremento del gradiente para la fase menos distribuida.
- Interacción Animada. La presencia de una fase de gas en el mismo conducto produce un cambio en la pérdida de cabeza disponible para el flujo del líquido.
- Resistencia Interfacial. Con dos fluidos moviéndose en direcciones opuestas a través del mismo espacio, deberá existir alguna resistencia de uno sobre el otro en la superficie de separación.

Para conocer el comportamiento de la caída de presión en lechos irrigados se tiene una serie de ecuaciones como la de Buchanan, quien presenta la ecuación teórica de gradiente de presión para una forma dada de empaque:

$$f = (d_p \Delta P g_c / \Gamma_G u_G^2) = F_1(R_{eG}) \cdot F_2(\epsilon) \quad \text{Ec. (34)}$$

$$\epsilon_{LO} = \epsilon - \Phi_L \quad \text{Ec. (35)}$$

donde  $\epsilon_{LO}$  es el espacio vacío efectivo en el empaque irrigado y la función del número de Reynolds puede ser evaluada de experimentos en flujo de una sola fase.

En torres empacadas irrigadas el espacio vacío efectivo es el espacio vacío del empaque seco menos la retención del líquido  $\Phi_{Lr}$ . En esta forma el problema quedará provisionalmente dividido en dos partes: Efecto de la variable retención y predicción de las variaciones de retención.

Muchos enfoques se han presentado para predecir la influencia del espacio vacío sobre la pérdida de presión, como los realizados por Brauer, Mersmann, A. y Uchida, S. y Fujita, S.. Estos dos últimos investigadores usaron el método propuesto por Leva, M.<sup>(24)</sup> el cual comprende un factor  $\epsilon^3(1-\epsilon)$ . Cada una de las ecuaciones posteriormente planteadas involucran también un término de corrección adicional, el cual es importante solamente con bajos números de Reynolds para gas y es en realidad insignificante en cálculos prácticos.

Buchanan, realizó una amplia discusión para definir los límites de operación, encontrando cuales variables del líquido actúan independientemente de las variables del flujo de gas. Como conclusión a este estudio se propuso la siguiente ecuación de función F (por determinar experimentalmente) que es de carácter general .

$$\Delta P = F[d_p, G, \Gamma_G, \mu_G, Forma, (d, g, L, \Gamma_L, \sigma_L, Forma)] \quad \text{Ec. (36)}$$

o usando la forma convencional adimensional:

$$f = F[R_{eG}, \text{forma}, (R_{eL}, F_r, \sigma_L/\Gamma_L g d_p^2, \text{forma})] \quad \text{Ec. (37)}$$

Por debajo del punto de carga donde la retención del líquido es sustancialmente independiente del flux de gas (G) Buchanan llegó a la siguiente ecuación:

$$g_c \Delta P = (1 - \delta \Phi_{L1})^{-5} [(\Gamma_G - u_G^2) / d_p] F(R_{eG}, \text{forma}) \quad \text{Ec. (38)}$$

donde

$$F_2(\epsilon) = 1 - \delta \Phi_{L1} \quad \text{Ec. (39)}$$

La ecuación 26 no es fácilmente aplicable a sistemas gas-líquido bajo elevados flux de líquido, por lo tanto dicha ecuación es aplicada en torres empacadas que operan a regímenes de irrigación bajos (por debajo del punto de carga).

En estos gráficos ( $\log \Delta P/z$  vs  $\log G$ ) se producirán líneas rectas de pendiente de 1,8 a 2 en el límite (punto de carga).<sup>(27) (28)</sup>

Sawistoski, H<sup>(41)</sup> presenta la ecuación de Karman para determinar la caída de presión cuando se trabaja con gases compresibles:

$$\Delta P = [ (t_f / \Gamma_G u_G^2) (a_v / \epsilon^3) z + \ln(P_1/P_2) ] [G' / (\Gamma_G)_m] C \quad \text{Ec. (40)}$$

donde

$t_f / \Gamma_G u_G^2$  : Factor de rozamiento

- $(\Gamma_G)_m$  : Densidad media entre la entrada y salida del vapor  
 $G'$  : Flux másico de vapor (kg/m<sup>2</sup>s)  
 $C$  : Factor de corrección dependiente de la circulación del líquido.  
 $2$  y  $1$  : Subíndices parte superior e inferior de la columna respectivamente.  
 $\Delta P$  : Caída de presión (N/m<sup>2</sup>)  
 $t_f$  : fuerza de rozamiento (N).

Para rellenos huecos el factor de rozamiento, viene dada por la ecuación:

$$t_f / (\Gamma_G \mu_G^2) = 5/R_e + (1/R_e)^{0.1} \quad \text{Ec. (41)}$$

donde

$R_e'$  : Número de Reynolds modificado:

$$R_e' = G' / (a_v \mu_G) \quad \text{Ec. (42)}$$

Donde

$a_v$  : Area superficial del relleno por unidad de volumen (m<sup>2</sup>/m<sup>3</sup>)

$\mu_G$  : Viscosidad del vapor en (kg/m.s)

Como aproximación se puede eliminar el segundo término de la Ecuación 40, el cual representa la variación de la energía cinética del gas que es despreciable comparado con el primer término, por tanto:

$$\Delta P = (t_f / \Gamma_G \mu_G^2) (a_v / \epsilon^3) [G' / (\Gamma_G)_m] \cdot z \cdot C \quad \text{Ec. (43)}$$

Sawistowski, H.<sup>(41)</sup> presenta un algoritmo para determinar la pérdida de presión cuando no se conocen las condiciones en la parte superior de la columna.

En una extensa investigación sobre la relación entre la caída de presión y el efecto de fraccionamiento en columnas empacadas, Brauer, determinó la caída de presión con trece tipos de empaques como una función del flujo. Los experimentos se desarrollaron en una columna de 37 mm de diámetro interior y 100 mm de longitud con la mezcla de prueba n-heptano-metil-ciclohexano. Los resultados de esta investigación se presentan en una gráfica Log  $\Delta P$  vs Log  $G'$  de la cual se destacan los siguientes puntos:

- Todas las curvas tienen la misma forma característica.
- En todos los rangos de carga, limitadas por las rupturas en las curvas, el curso de la línea de caída de presión se puede representar de la forma:

$$\Delta P/z = C (G')^s \qquad \text{Ec. (44)}$$

- Los valores de  $c$  y  $s$  en la fórmula anterior son una función de las propiedades del vapor, del líquido y de las características del empaque.

Reed, T.M. y Frenske, M.R.<sup>(39)</sup> desarrollaron una relación que permite la extrapolación de los valores obtenidos en cualquier empaque y material de destilación, para casos donde estos datos no estén disponibles. La ecuación general se obtuvo por el método de análisis dimensional para la caída de presión

diferencial,  $dp$ ,

$$dp = \beta (\Gamma_G)^{s-1} (\mu_G)^{2-s} (u_G)^s (r_H)^{s-3} \cdot dz \quad \text{Ec. (45)}$$

donde

$r_H$  : Radio hidráulico del conducto, (m)

$dz$  : Elemento diferencial de longitud o altura del conducto

$\beta$  : Constante de proporcionalidad

$s$  : Término exponente de velocidad

$U_G$  : Velocidad lineal real del vapor (m/s)

$\Gamma_G$  : Densidad del vapor ( $\text{kg/m}^3$ )

$\mu_G$  : Viscosidad absoluta del vapor ( $\text{kG/m.s}$ ).

El lado derecho de la Ecuación 45 es una expresión general para el término de fricción o pérdida de energía en la ecuación de Bernoulli. En el flujo de vapor a través de la columna empacada de destilación los términos de energía cinética y potencial son insignificantes.<sup>(39)</sup>

Reemplazando algunos términos o integrando la Ecuación 45 se llega a la fórmula para el cálculo de la caída de presión en torres empacadas.<sup>(39)</sup>

$$\frac{\bar{P}M\Delta P (\epsilon - \Phi_L)^3}{R_c T_G Z \mu_G a_v^3} = \beta (G' / \mu_G a_v)^s \quad \text{Ec. (46)}$$

donde

$\epsilon$  : Fracción de espacio libre de empaque seco

$G'$  : Flux másico de vapor

$\phi_L$  : Volumen de líquido retenido en el punto de ebullición por unidad de volumen empacado

$\beta$  : Constante de proporcionalidad (adimensional)

$z$  : Longitud o altura de empaque

$M$  : Peso molecular del vapor

$P$  : Promedio aritmético de presión absoluta en la cima y fondo del empaque

$R_0$  : Constante de los gases ideales

$a_v$  : Superficie de empaque seco por unidad de volumen empacado

$T_g$  : Temperatura absoluta del vapor a  $P_g$

$\Delta P$  : Caída de presión en la corriente de vapor sobre la longitud total empacada

$\mu_g$  : Viscosidad absoluta del vapor a  $T_g$

Reed, T.M. y Fenske, M.R.<sup>(39)</sup> realizaron una simplificación sobre las variables menos importantes de la Ecuación 46, quedando reducida a la expresión a la que han llegado Brauer, H, Furnas, C. y Bellinger, F.

$$\Delta P/z = \beta \cdot (G')^5 \quad \text{Ec. (47)}$$

Finalmente para calcular el valor de  $s$  Reed, T. y Fenske, M.R.<sup>(122)</sup> presentan un método para hallar el  $s$  global ( $s = s_g + s_L$  donde  $s_g = s_{\text{calculado}}$  hallado para el gas,  $s_L$ :  $s$  hallado para el líquido) basado en el aporte del gas y del líquido.



Los datos experimentales de varios autores indican que se podría tomar valores de 1.9 a 2.2, siendo más frecuentes los de 1.9 para destilación. La constante  $\beta$  se podrá representar de la forma:

$$\beta = \delta + \theta \cdot L \quad \text{Ec. (48)}$$

### 2.2.5 Inundación y Carga

En una torre empacada cuando fluyen en contracorriente líquido, se llega a un punto en el cual deja de existir el flujo en contracorriente, de manera que el líquido comienza a acumularse en la columna y posteriormente es enviado hacia la cima por efecto de la fuerza de empuje del vapor, dando lugar en esta forma a una acumulación del líquido en la parte superior, por encima del empaque. Bajo estas condiciones de operación descritas se dice que la torre se encuentra inundada.<sup>(16)</sup>

En una torre que contiene un determinado empaque, irrigado con un flujo definido de líquido, el flux de gas tiene un límite superior, que se conoce con el nombre de velocidad de inundación, arriba de la cual la columna deja de operar como dispositivo de contacto en contracorriente. Esta velocidad se puede identificar a partir de la relación entre la caída de presión y la velocidad de flujo de vapor; a partir del líquido retenido por el relleno; o bien mediante la observación visual del relleno.<sup>(3)</sup>

Observando en un diagrama Log-Log de caída de presión vs velocidad del vapor

con el flujo del líquido como parámetro, a cierta velocidad del vapor (velocidad de inundación) ocurre un rompimiento abrupto en la curva, arriba del cual la caída de presión crece casi verticalmente. Este punto de quiebre se denomina punto de inundación y es empleado por los investigadores como una medida de la velocidad de inundación.<sup>(16)</sup>

Algunos autores sugieren que la inundación es ocasionada por la fricción del gas, el cual retiene una cierta cantidad de líquido y estiman la velocidad de inundación como el punto donde la fricción por metro de longitud, iguala la cabeza hidrostática de líquido en la torre.<sup>(18) (20)</sup>

Datos de la literatura sobre la inundación en columnas empacadas están marcados con un alto grado de inconsistencia. La razón es debida a las múltiples definiciones, las cuales se han propuesto para describir el punto de inundación. Algunas de ellas son:<sup>(136)</sup>

- La velocidad de vapor en la cual la curva logarítmica  $\Delta P$  vs  $G$  se desvía abruptamente, casi vertical hacia arriba.
- La velocidad del gas en el cual ocurre un marcado rociado de líquido.
- La velocidad del gas en el cual un leve salpicado se observa en la cima del empaque.
- La velocidad del gas causante de la primera cantidad apreciable de líquido llevado a la cima de la columna.
- La velocidad en el cual ocurre un segundo punto de ruptura en la curva  $\text{Log}(\Delta P/z)$  vs  $\text{Log}(G)$ .

- La velocidad en el cual la retención medida se incrementa abruptamente.
- El régimen de vapor donde el HETP da un valor muy alto.

Ninguna de las definiciones dadas anteriormente son necesariamente equivalentes.

Sarchet, B. reportó que los puntos de inundación visual están 15 a 20% arriba o abajo de los puntos de inundación gráfico. Estas observaciones fueron sustentadas por el trabajo de Shoenbern, E. y Dougherty, W.

La velocidad de inundación, identificada por las tres formas mencionadas anteriormente, varía algo con el método utilizado y corresponde más bien a un intervalo de velocidades de flujo que a una constante perfectamente definida. Se representa también un rango de velocidades de inundación, para iguales condiciones de operación (para un mismo flujo de líquido) y un mismo método de definición de la velocidad de inundación, debido a que la influencia de la distribución de líquido no es la misma en todos los casos.

Otro factor que afecta la determinación del punto de inundación es el estado inicial del empaque antes de operar y que puede ser seco o húmedo. Estudios realizados dan mayores velocidades de inundación para empaques húmedos.<sup>(16)</sup>

Elgin, J. y Weiss, F.<sup>(16)</sup> presentan una amplia discusión sobre el posible mecanismo de la inundación.

Cada empaque presenta una curva característica en el plano de velocidades másicas de líquido y de vapor, que determina la región de condiciones de operación en la que es posible lograr un flujo estable en contracorriente. Dicha curva característica recibe el nombre de curva de inundación.<sup>(16) (47)</sup>

El fenómeno de inundación se puede observar también en las curvas de pérdida de presión y de retención de líquido, por el hecho de que sus pendientes tienden hacia un valor infinito al aproximarse a la condición de inundación.

Las discrepancias entre los datos de inundación, debido a sus diferentes definiciones, son generalmente pasadas por alto por los investigadores de correlaciones generalizadas. Una vez un dato es calificado como punto de inundación, es tratado como tal en las correlaciones.

La correlación básica del punto de inundación y del régimen de inundación en una torre empacada fue desarrollada inicialmente por Sherwood. T.: Shipley, G. y Holloway, G.<sup>(4)</sup> sobre la base de análisis dimensional, la cual ha logrado agrupar satisfactoriamente numerosos resultados experimentales de inundación y ha cubierto una gama extensa de condiciones de operación. Dicha correlación está representada en forma de una ecuación general que toma como coordenadas los siguientes parámetros.<sup>(10) (40)</sup>

$$\text{Log} \frac{(737.463G')^2 0.3048a_v (1000\mu_L)^{0.2}}{g_c \epsilon^3 (\Gamma_G \Gamma_L / 16.019^2)}$$

EC\* . (49)

vs

$$\text{Log} [(L'/G') (\Gamma_G / \Gamma_L)^{1/2}]$$

donde

- $G'$  : Flux másico del gas ( $\text{kg}/\text{m}^2 \cdot \text{s}$ )
- $L'$  : Flux de líquido ( $\text{kg} \cdot \text{m}/\text{N} \cdot \text{s}^2$ )
- $a_v$  : Area superficial específica del empaque seco ( $\text{m}^2/\text{m}^3$ ) de columna empacada
- $g_0$  : Factor de conversión 1 ( $\text{kg} \cdot \text{m}/\text{N} \cdot \text{s}^2$ )
- $\epsilon$  : Fracción de espacio vacío libre en el empaque ( $\text{m}^3/\text{m}^3$ )
- $\Gamma_g$  y  $\Gamma_L$  : Densidad de vapor y de líquido respectivamente ( $\text{kg}/\text{m}^3$ )
- $\mu_L$  : Viscosidad del líquido ( $\text{kg} \cdot \text{m} \cdot \text{s}$ ).

Para la correlación de Sherwood la "capacidad constante" es evaluada para la mayoría de los empaques sobre la base de la medida del área superficial por unidad de volumen de la torre y porcentaje libre de espacio vacío, expresada en la forma de  $a_v/\epsilon^3$ .

Esta correlación fue posteriormente modificada por Lobo, W., Fiend, L., Hashmal, F. y Zenz, F.<sup>(29)</sup> quienes encontraron que la correlación puede ser adecuada solamente para el caso que pueda considerarse como variable la "capacidad constante" ( $a_v/\epsilon^3$ ) de un empaque, es decir, que ésta sea una función del método de introducción del empaque dentro de la columna. En otras palabras, la curva característica de un empaque dado con un valor igualmente definido de  $a_v/\epsilon^3$  es una función de la disposición interna del empaque. En general, la correlación primitiva no incluye el efecto que puede presentar la forma errática de un empaque.<sup>(1)</sup>

Otra limitación que presenta la correlación de Sherwood, es el hecho de que no representa adecuadamente los datos de inundación cuando se trabaja con líquidos viscosos o no viscosos. Leva, m<sup>(28)</sup> observó que las velocidades medidas de inundación para estos líquidos resultan mayores o menores que las calculadas por la relación, según sea alta o baja la densidad del líquido. Para mantener más o menos exacta la correlación de Sherwood. Leva introdujo un factor adicional para la corrección de la densidad del líquido, de tal forma que la correlación primitiva se transforma en:

$$\text{Log} \frac{(737.463G')^{20.3048a_v} (1000\mu_L)^{0.2}}{g_c \epsilon^3 (\Gamma_G \Gamma_L / 16.019^2)} \Omega$$

vs

$$\text{Log} \left[ \left( \frac{L'}{G'} \right) \left( \frac{\Gamma_G}{\Gamma_L} \right)^{1/2} \right]$$

**Ec\* . (50)**

donde  $\Omega$ : factor de corrección para la densidad definida como  $\Gamma_{\text{agua}}/\Gamma_L$

La correlación de Leva fue modificada por Chen, N.<sup>(9)</sup> para su solución por computador ya que al aparecer el flux del gas G ambas coordenadas, la solución de ésta correlación requiere un método de ensayo y error. Para eliminar esta tediosa manipulación, Chen, N.<sup>(9)</sup> modificó la ecuación 50 a la siguiente:<sup>(5)</sup>

$$\text{Log} \left[ \left( 11813.42L'/\Gamma_L \right)^2 \frac{(1000\mu_L)^{0.20.3048a_v}}{g_c \epsilon^3} \right]$$

vs

$$\text{Log} \left[ \left( \frac{L'}{G'} \right) \left( \frac{\Gamma_G}{\Gamma_L} \right)^{1/2} \right]$$

**Ec\* . (51)**

Posteriormente, Zenz, F. y Eckert, R.<sup>(51)</sup> presentaron una nueva modificación que se expresa como:

$$\text{Log} \left[ \frac{196.85 Q_G (1000 \mu_L)^{0.2} (0.3048 a_v)}{\left( \frac{\Gamma_L}{\Gamma_G} \right) \epsilon^3} \right]$$

vs

$$\text{Log} \left[ \frac{1696.8 Q_L (1000 \mu_L)^{0.2} 0.3048 a_v}{\epsilon^3} \right]$$

Ec\*. (52)

donde

$Q_L$  : Flujo volumétrico del líquido ( $\text{m}^3/\text{s} \cdot \text{m}^2$ ) del área superficial de la sección transversal de la torre

$Q_G$  : Flujo volumétrico de gas ( $\text{m}^3/\text{s} \cdot \text{m}^2$ ) de área superficial de la sección transversal de la torre.

Una modificación a la correlación original que incluye el reemplazo de  $a_v/\epsilon^3$  (área superficial del empaque-factor de fracción de espacio vacío) por un factor de empaque estrictamente empírico/  $C_i$ , fue propuesta por Eckert, j.<sup>(15)</sup> y que se indica en la ecuación 53

$$\text{Log} \left[ \frac{737.4636 G'^2 \Omega (1000 \mu_L)^{0.2} C_F}{(\Gamma_G \Gamma_L / 16.019^2) g_c} \right]$$

vs

$$\text{Log} \left[ \left( \frac{L'}{G'} \right) \left( \frac{\Gamma_G}{\Gamma_L} \right)^{1/2} \right]$$

Ec. \* (53)

donde

$C_F$  : Factor de empaque, adimensional

$G'$  : Flux de gas, (kg/m<sup>2</sup>.s)

$L'$  : Flux del líquido (kg/m<sup>2</sup>.s)

$\Omega$  : Razón de densidad de agua a densidad del líquido del sistema

$\mu_L$  : Viscosidad del líquido (kg/m.s)

$\Gamma_G$  y  $\Gamma_L$  : Densidad del vapor y del líquido respectivamente (kg/m<sup>3</sup>)

$g_c$  : Constante gravitación (m/s<sup>2</sup>)

El factor de empaque,  $C_F$ , evalúa la capacidad de todas las formas geométricas de un lecho empacado, y sirve para caracterizar esta capacidad, basada sobre una operación práctica en la torre. <sup>(13)</sup>

Clay, H. A, Klark, J.N. y Munro, B. L. <sup>(13)</sup> utilizaron los valores del factor de empaque recomendados por Eckert para evaluar sus datos experimentales con la correlación de inundación de éste. Calcularon los factores de empaque para cada punto que satisface la correlación y los compararon con los de Eckert. Observaron que entre los puntos medidos y la correlación mejorada se lograba un aumento de la correspondencia a medida que se incrementaba el diámetro de la columna.

Los factores de empaque se han determinado para todos los rellenos comúnmente usados, observándose que dependen de los procedimientos de fabricación: por ello debe consultarse a los fabricantes antes de determinar el diseño final. <sup>(47)</sup>



Otros investigadores, Ponter, A.B. y Fard, M.<sup>(38)</sup> y Sawistowski, H.<sup>(41)</sup> utilizan la correlación mejorada por Eckert pero sin tener en cuenta el factor de empaque introducido por éste, y muestran una relación entre los grupos A y B la cual facilita el cálculo de la velocidad del gas a una caída de presión conocida:

$$A = [ (a_v/g\epsilon^3) (\Gamma_h/\Gamma_L) ] [ (\Gamma_G/\Gamma_L) (1000U_L)^{0.2}U_G^2 ] \quad \text{Ec. * (54)}$$

$$B = [ (u_L\Gamma_L/u_G\Gamma_G) (\Gamma_G/\Gamma_L)^{1/2} ] \quad \text{Ec* . (55)}$$

Donde

$a_v$  : Area superficial del empaque ( $\text{m}^2/\text{m}^3$ )

$g$  : Aceleración gravitacional ( $\text{m}/\text{s}^2$ ),

$\epsilon$  : Fracción de espacio vacío de empaque seco (adimensional)

$\Gamma_h, \Gamma_L, \Gamma_G$  : Densidad del agua, del líquido y del vapor respectivamente ( $\text{kg}/\text{m}^3$ )

$U_G$  : Velocidad lineal del gas ( $\text{m}/\text{s}$ )

$U_L$  : Velocidad lineal del líquido ( $\text{m}/\text{s}$ ).

El gráfico de la expresión anteriormente mencionado (Log A vs. Log B) y utilizado como parámetro  $\Delta P/z$  permite el cálculo de la velocidad de inundación del gas.

Tao, L. <sup>(45)</sup> derivó ecuaciones adimensionales, basado en un estudio semiteórico de balance de fuerzas que debe existir en una torre empacada, las cuales indican que la correlación gráfica propuesta por Lobo, W. y colaboradores<sup>(29)</sup> se puede expresar en la siguiente ecuación empírica:

$$(1/Y) = 30.7X^{1.43} + 22X^{0.4} \quad \text{Ec. (56)}$$

donde

$$Y = \frac{(737.46G)^2 (0.3048a_v) \Gamma_G (1000\mu_L)^{0.2}}{g_c \epsilon^3 \Gamma_L} \quad (57) \text{ Ec.}$$

$$X = (L'/G') (\Gamma_L/\Gamma_G)^{1/2} \quad \text{Ec. (58)}$$

Donde

Y : Ordenada de la correlación

X : Abscisa de la correlación.

La curva original de Lobo fue también representada por Chen, N.<sup>(9)</sup>, usando el método de mínimos cuadrados, cuya ecuación es:

$$\begin{aligned} & (737.46L'/\Gamma_L)^2 \frac{(0.3048a_v) (1000\mu_L)^{0.2}}{g_c \epsilon^3} 10^{0.2422x^2} \\ & = 0.1764 [ (L'/G') (\Gamma_G/\Gamma_L)^{1/2} ]^{1.9461} \end{aligned} \quad \text{Ec* . (59)}$$

donde

$$X = \text{Log} [ 100 (L'/G') (\Gamma_G/\mu_L)^{1/2} ] \quad \text{Ec. (60)}$$

Chen, N. H.<sup>(23)</sup> mediante algunos reemplazos sobre su ecuación desarrollada<sup>(22)</sup>

presento :

$$G = 7,089L'(\Gamma_G/\Gamma_L)^{1/2} \quad \text{Ec. (61)}$$

$F_c$  es una función característica del empaque y del líquido y está representada por:

$$\begin{aligned} \text{Log } F_c &= -32.5496 - 4.1288 * \\ &* \text{Log} \left[ \frac{(737.46L')^2 (0.3048a_v) (1000\mu_L)^{0.2}}{(\Gamma_L/16.019)^2 \epsilon^3} \right] \quad \text{Ec* (62)} \end{aligned}$$

Nguyen, H.X <sup>(107)</sup> desarrolló una ecuación por el método de mínimos cuadrados, seleccionando 30 puntos de la curva original de Lobo y colaboradores<sup>(93)</sup> y con una agrupación de variables similares a esta curva, obtuvo:

$$\begin{aligned} & \text{Ln} \left[ \frac{(L')^2 a_v \mu_L^{0.2}}{\Gamma_L^2 g_c \epsilon^3} \right] + 0.1058 \text{Ln} \left[ \frac{L'}{G'} \right] + \\ & \text{Ln} \left[ \frac{L'}{G'} \right] * \left[ 0.1058 \text{Ln} \left[ \frac{\Gamma_c}{\Gamma_L} \right] - 0.9773 \right] + \quad \text{Ec* (63)} \\ & 0.0263 \text{Ln}^2 \left[ \frac{\Gamma_G}{\Gamma_L} \right] - 0.4886 \text{Ln} \left[ \frac{\Gamma_G}{\Gamma_L} \right] + 22.9101 = 0 \end{aligned}$$

Esta ecuación está de acuerdo con valores observados en la curva original para el intervalo de  $(L'/G')(\Gamma_G/\Gamma_L)^{0.5}$  de 0.02 a 7. Una forma simplificada de la ecuación anterior es:

$$X^2 + AX + B = 0 \quad \text{Ec. (64)}$$

donde

$$X = \text{Ln}(L'/G') \quad \text{Ec. (65)}$$

$$A = \text{Ln}(L'/G') - 9.291 \quad \text{Ec. (66)}$$

$$B = -0.6606 \text{Ln} \left[ \frac{\Gamma_G}{\Gamma_L} \right] + 9.507 \text{Ln} \left[ \frac{(L')^2 a_v \mu_L 0.2}{\Gamma_L g_c \epsilon^3} \right] + 217.8065 \quad \text{Ec*. (67)}$$

La expresión 64 es la forma de una ecuación cuadrática con las raíces determinadas de los coeficientes como sigue:

$$X = 1/2 [-A \pm (A^2 - 4AB)^{1/2}] \quad \text{Ec. (68)}$$

La velocidad superficial del gas en inundación es determinada por uso de la raíz encontrada  $L'/G'$  en la Ecuación 65 la cual es como sigue:

$$G' = L' e^{-(L'/G')} \quad \text{Ec. (69)}$$

El modelo matemático y programa calculador desarrollado por Nguyen, H.<sup>(32)</sup> para determinar el flux de inundación y diámetros de torres empacadas ha sido

simplificado por Hess, M. a:

$$G' = b \cdot \text{EXP}[-6.15236 + 3.165279(-1 - 1.19573 \text{Ln}(ab^2))^{1/2}] \quad \text{Ec. (70)}$$

donde las constantes a y b, en la expresión para el flux superficial del gas son:

$$A = [0.3048 a_v (1000 \mu_L)^{0.2}] / [g_c \epsilon^3 (\Gamma_G \Gamma_L / 16019^2)] \quad \text{EC. (71)}$$

$$b = 737.46 L' (\Gamma_G / \Gamma_L)^{1/2} \quad \text{Ec. (72)}$$

$$0.02 < (L' / G') (\Gamma_G / \Gamma_L) < 7.00 \quad \text{Ec. (73)}$$

Finalmente, en cada caso se establece una correlación entre los grupos A y B (ecuaciones 54 y 55) análoga a las correlaciones mencionadas anteriormente. En esta forma el cálculo de la velocidad de inundación del gas se realiza mediante:

$$\text{Log}(A) = -\delta B^\beta \quad \text{Ec. (74)}$$

donde  $\delta$  y  $\beta$  se determinan experimentalmente.

Se han presentado varias correlaciones generalizadas de inundación las cuales están en función de variables tales como flux del gas, del líquido, caída de

presión, etc., que usualmente se usan para determinar el diámetro de la torre. Dichas correlaciones (gráficas o en forma de ecuación) no permiten el cálculo directo del diámetro y no se observa claramente su relación con las demás variables

Un procedimiento gráfico, para determinar el diámetro de la columna, requiere conocer inicialmente el flux de líquido o de gas o asumirlo como punto de partida, luego se procede a determinar la línea de operación, por los métodos ya conocidos, cuya pendiente es igual a la razón líquido-vapor expresado en moles ( $L_m/G_m$ ). El producto de  $(L'/G')(\Gamma_G/\Gamma_L)^{0.5}$  nos proporcionará el valor de la abcisa de la correlación gráfica 53. Posteriormente se calcula la caída de presión, mediante alguna de las ecuaciones dadas (sección 2.2.4) o mediante alguna recomendación particular. Una vez definida la caída de presión se lee el valor de la ordenada y se resuelven las variables para el flux del gas. Finalmente el área de la sección transversal de la torre se encuentra dividiendo el flujo másico de gas entre el flux del gas. <sup>(15) (47)</sup>

Es de anotar que algunos investigadores, como Ponter, A. y Fard, M, Sawistowski, U.<sup>(41)</sup>, etc. utilizan la correlación mejorada por Eckert pero sin tener en cuenta el factor de empaque,  $C_i$ , debido a la reserva que presentan los fabricantes sobre su determinación.

Un procedimiento directo utiliza ecuaciones empíricas para determinar el diámetro de la torre. Chen, N.<sup>(10)</sup> mediante manipulaciones matemáticas sobre la Ecuación 61 y teniendo en cuenta que la torre se diseña usualmente para un

flux del gas correspondiente al 50% del flux de inundación llegó a:

$$\bar{d}_c = 4.962 [m'_G / (0.4536F_c)]^{0.5} (\Gamma_L / \Gamma_G)^{0.25} \quad \text{Ec* . (75)}$$

donde

$d_o$  : Diámetro de la torre (m)

$\Gamma_L, \Gamma_G$  : Densidad del líquido y vapor respectivamente (kg/m)

$F_o$  : Función característica de empaque calculada por la Ecuación 62

$m'_G$  : Flujo másico de gas (kg/s).

Nguyen, H.<sup>(33)</sup> desarrolló una ecuación correlacionada por el método de mínimos cuadrados sobre algunos puntos seleccionados de la curva original de Lobo (correlación gráfica 50) y teniendo en cuenta el criterio de diseño empleado por Che, N.<sup>(10)</sup>

$$\bar{d}_c = 0.488 [m'_G / 334.513G']^{0.5} \quad \text{Ec. (76)}$$

Donde

$d_o$  : Diámetro de la columna (m)

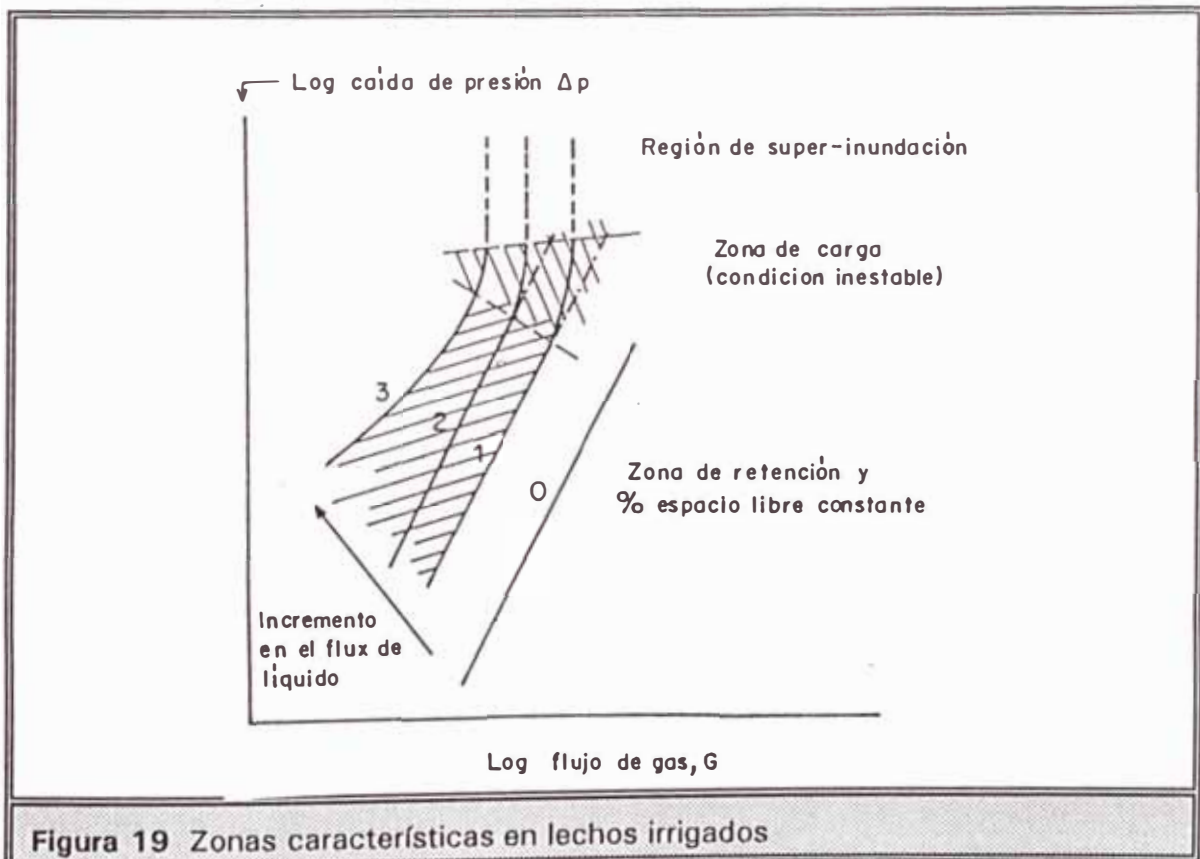
$m'_G$  : Flujo másico de gas (kg/s)

$G'$  : Flux másico de gas (kg/m<sup>2</sup>s)

Un programa desarrollado por Nguyen, H. X.<sup>(32)</sup> para calcular regimenes de inundación, y diámetros de columnas empacadas, fue simplificado por Hess, M. dando origen a la ecuación 70

Pancuska, V.I.<sup>(39)</sup> presenta un programa para el dimensionamiento de torres empacadas basado sobre la ecuación de Hess.

Un segundo punto de quiebre que se presenta en la gráfica  $\text{Log } \Delta P/z$  vs  $\text{Log } G'$  a velocidades menores que las de inundación es el punto de carga. Este se ha definido como la velocidad del gas donde la variación de la caída de presión deja de ser constante, el flujo de gas comienza a impedir el movimiento descendente del líquido y aparecen acumulaciones locales de líquido en distintos puntos de empaque; es decir punto en el cual la retención deja de ser constante.



En la figura 19 se observa una región limitada por las curvas que unen los puntos de inundación y de carga, la cual se denomina "zona de carga". Esta se



angosta a medida que se incrementa la velocidad del líquido y el punto de carga tiende a coincidir con el de inundación y la flexibilidad de la columna disminuye.

Se recomienda usualmente operar las torres empacadas en la zona de carga donde el relleno está razonablemente bien mojado y las caídas de presión son moderadas<sup>(28)</sup>, para obtener datos sobre capacidades óptimas de operación.

En columnas de absorción son posibles ajustes considerables en el intervalo de carga, situación que no es cierta. Sin embargo, en columnas de fraccionamiento, donde el flux de líquido es controlado por el flux de evaporación y la razón de reflujo. Por tal motivo en las columnas de destilación, no siempre es factible diseñar para el intervalo de carga y frecuentemente éstas deben ser operadas por debajo del punto de carga.<sup>(28)</sup>

Varios autores han propuesto ecuaciones empíricas sustentadas por sus propios resultados experimentales, para la predicción teórica del punto de carga en torres empacadas como Garner, F., Ellis, S. y Granville, W.<sup>(20)</sup> y Howkins, J. y Davidson, J.F.<sup>(22)</sup>; estos últimos demostraron que el criterio para la carga puede expresarse por una ecuación de la forma:

$$9.2397(10)^5 \left[ \frac{(G')^2 a_v}{\Gamma} \right] = 1 - 78.21\beta (L'a_v/g\Gamma_L^2) \quad \text{Ec* . (77)}$$

donde las constantes  $\tau$  y  $\beta$  se deben determinar experimentalmente para cada material de empaque.

## 2.3 FACTORES DE TRANSFERENCIA DE MASA EN COLUMNAS EMPACADAS

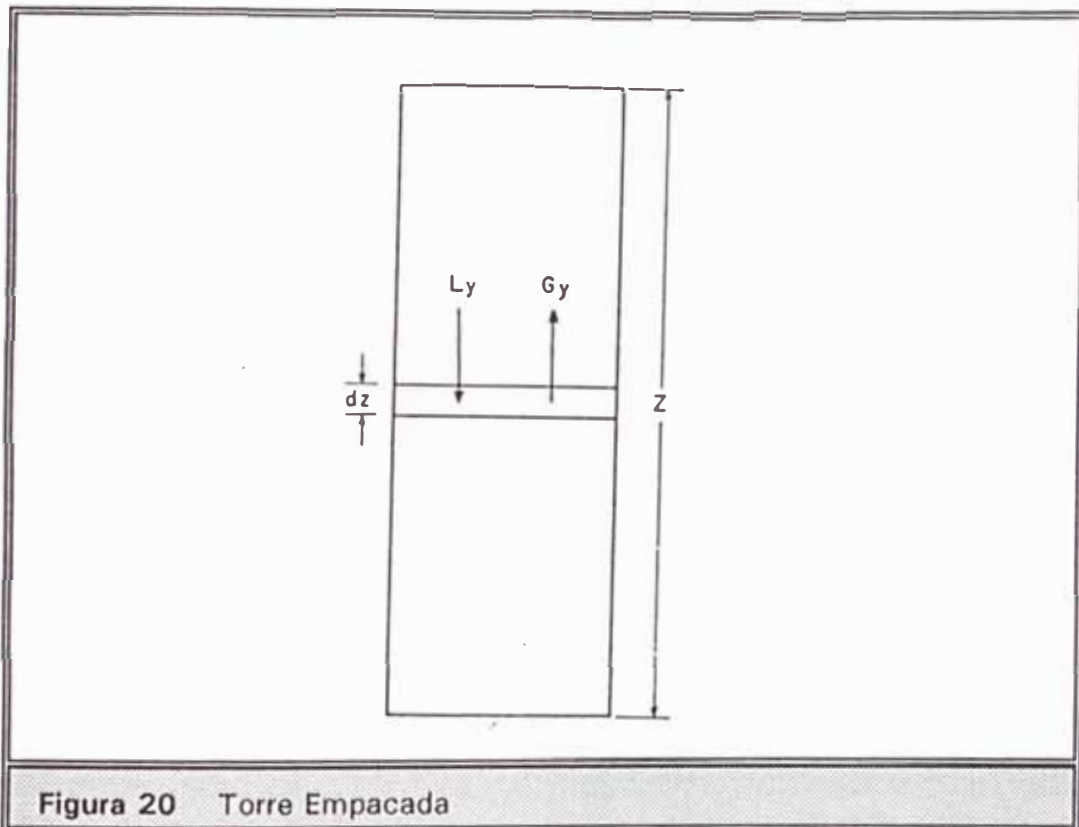
los coeficientes de transferencia de masa tanto de la fase líquida,  $K'_L$ , como de la fase vapor,  $K'_G$ , al igual que el área interfacial líquido-vapor " $a_A$ ", son factores de gran importancia en el diseño de torres empacadas. En la presente sección se hará una revisión sobre algunas de las correlaciones desarrolladas para el cálculo de estos factores en torres empacadas.

### 2.3.1 Transferencia de Masa en Columnas Empacadas

El funcionamiento de una columna, especialmente en destilación, es algo diferente a lo que han predicho los diferentes investigadores en sus teorías. Aplicando, por ejemplo, la teoría de la doble película de transporte de masa, las variables importantes como volatilidad relativa y la difusividad, empiezan a dejar de ser una medida de la facilidad de separación de los componentes en la destilación. Esto se debe a que el proceso convectivo de transferencia de materia que tiene lugar en la columna de destilación enmascara al proceso de difusión.

Un mecanismo que está de acuerdo con los hechos observados es el que propone una circulación turbulenta del líquido y del gas dentro de la columna que, unida a la tortuosidad de las trayectorias (debidas al empaque), particularmente en la fase líquida, genera tal rapidez de actividad superficial que las moléculas de líquido y gas son transportadas mucho más rápidamente por mezcla mecánica que por procesos difusionales. Algunos autores aplican

normalmente a todos los procesos de transferencia de masa, incluyendo la destilación, el concepto de que el régimen de transferencia de un componente entre las fases es gobernado por un gradiente de potencial químico, aunque otros autores como Kirschbaum. E. suponen que el régimen de transferencia de masa está determinado por diferencias de temperaturas entre las fases.



**Figura 20** Torre Empacada

Empleando las ecuaciones básicas para el régimen de transferencia consignadas en la literatura <sup>(6) (41) (47)</sup>, se hará una revisión para el diseño de las torres.

considérese una torre empacada de sección transversal unitaria, como se muestra en la Figura 20, cuya superficie interfacial efectiva total para la transferencia de masa, como resultado de esparcir el líquido en una película sobre el empaque, se denomina  $S$  por sección transversal unitaria de la torre. Esta superficie se describe convenientemente como el producto de una

superficie interfacial específica,  $a_A$ , superficie/volumen de empaque, por el volumen empacado,  $z$ , volumen/sección transversal unitaria de la torre, o altura en el volumen diferencial  $dz$ , la superficie interfacial es<sup>(47)</sup>

$$dS = a_A dz \quad \text{Ec. (78)}$$

la cantidad de componente A en el vapor y líquido que pasa a través de la sección diferencial es  $G.y$  y  $L.x$  (kmol/s.m<sup>2</sup>) respectivamente; y la rapidez de transferencia de masa es  $d(G.y)$  y  $D(L.x)$  Kmoles de A en el volumen diferencial. Aún en aquellos casos en que las suposiciones simplificadoras usuales no son estrictamente aplicables.  $G$  y  $L$  son dentro de una sección de la columna, lo suficientemente constantes para que la contradifusión equimolar entre fases sea respectivamente cierta:  $N_A = -N_B$ . En consecuencia el flux de transferencia de masa es:

$$N_A = \frac{d(Gy)}{a_A dz} = K'_y (Y_1 - y) = \frac{d(Lx)}{a_A dz} = K'_x (x - x_1) \quad \text{Ec. (79)}$$

Por lo tanto

$$z_E = \int_0^{z_E} dz = \int_{(G)_1}^{(G)_2} \frac{d(Gy)}{K_y a_A (Y_1 - y)} = \int_{(L)_1}^{(L)_2} \frac{d(Lx)}{K_x a_A (x - x_1)} \quad \text{Ec. (80)}$$

donde

$N_A$  : Flux instantáneo molar kmol/m<sup>2</sup>.s)

$K'_y$  ,  $K'_x$  : Coeficientes de transferencia de masa local de la fase vapor y líquido

respectivamente ( $\text{Kmol/m}^2 \cdot \text{s}$  fracción mol). definidos para un lugar particular sobre la superficie límite de la fase

$y_1, x_1$  : Composiciones del componente A en las fases vapor y líquido en la interfase respectivamente

$Y, X$  : Composiciones del componente A en la fase vapor y líquido en el seno de las fases correspondientes a una altura  $z$

$z_E$  : Altura necesaria (total) de la columna para lograr la separación deseada

$(Gv)_1$  : Cantidad de componentes A en la parte inferior. 1 de la torre

$(Gv)_2$  : Cantidad de componentes A en la parte superior, 2. de la torre

Para los casos en que se pueden aplicar las suposiciones simplificadoras, es decir que  $G, L, K'_y a_A$  y  $k'_x a_A$  dentro de cualquier sección de la torre sean constantes; de tal forma que  $G/k'_x a_A$ , denominadas alturas unidad de transferencia  $H_{iG}$  y  $H_{iL}$ , salen de la integral

$$z_E = \frac{G}{K'_y a_A} \int_{y_1}^{y_2} \left[ \frac{dy}{Y_1 - Y} \right] = H_{iG} (NTU)_G \quad \text{Ec. (81)}$$

$$z_E = \frac{L}{K'_x a_A} \int_{x_1}^{x_2} \frac{dx}{x - x_1} = H_{iL} (NTU)_L \quad \text{Ec. (82)}$$

$$H_{iG} = G / (K'_y a_A) \quad \text{Ec. (83)}$$

$$H_{L} = L / (K'_{x} a_{A}) \quad \text{Ec. (84)}$$

Debe recordarse, sin embargo, que el área interfacial  $a_A$  y los coeficientes de transferencia de masa dependen de los flujos de masa, los cuales, debido al cambio de los pesos moleculares promedio con la concentración, deben variar considerablemente, aún si los flujos molares son constantes. Por lo tanto, sin estar seguros no se deben suponer los  $H_L$  y los  $H_G$  constantes

Por lo general, los coeficientes de transferencia de masa globales y las alturas de transferencia no se pueden utilizar debido a que la curva en el equilibrio para cualquier sección de la torre experimenta un cambio en la pendiente suficiente para evitar su uso. Sin embargo, si la curva es básicamente recta, se pueden escribir las ecuaciones 81, 82, 83 y 84 en función de los coeficientes globales ( $k'_y, k'_x$ ).

$$z_E = \frac{G}{K'_y a_A} \int_{y_1}^{y_2} \frac{d_y}{y^* - Y} = H_{iOG} (NTU)_{OG} \quad \text{Ec. (85)}$$

$$z_E = \frac{L}{K'_x a_A} \int_{x_1}^{x_2} \frac{d_x}{X - x^*} = H_{iOL} (NTU)_{OL} \quad \text{Ec. (86)}$$

donde

$$H_{iOG} = G / (K'_y a_A) \quad \text{ec. (87)}$$

$$H_{iOG} = G / (K'_y a_A) \quad \text{ec. (87)}$$

$$H_{iOL} = L / (K'_x a_A) \quad \text{ec. (88)}$$

donde  $Y^*$  y  $X^*$  son composiciones del componente A en el equilibrio con  $x$  é  $y$  respectivamente.

Los coeficientes globales se pueden expresar en función de los individuales como sigue:

$$1/K'_y = 1/K'_y + m'/K'_x \quad \text{Ec. (89)}$$

$$1/K'_x = 1/K'_x + 1/m'' K'_y \quad \text{Ec. (90)}$$

Expresando las alturas de unidad de transferencia en forma análoga a las ecuaciones 89 y 90

$$H_{iOL} = H_{iL} + (L/m'' G) H_{iG} \quad \text{Ec. (92)}$$

El número de unidades de tranferencia está dado por la integral de las ecuaciones 81, 82, 85 y 86

$$(NTU)_G = \int_{y_1}^{y_2} \frac{dy}{Y_1 - Y} \quad \text{Ec. (93)}$$

$$(NTU)_{OG} = \int_{y_1}^{y_2} \frac{dy}{Y^* - Y} \quad \text{Ec. (94)}$$

$$(NTU)_L = \int_{x_1}^{x_2} \frac{dx}{X - X_1} \quad \text{Ec. (95)}$$

$$(NTU)_{OL} = \int_{x_1}^{x_2} \frac{dx}{X^* - X} \quad \text{Ec. (96)}$$

Las ecuaciones que expresan la transferencia de masa en columnas empacadas (ecuaciones 79 y 96) son aplicables a columnas de destilación operando en régimen estable, al igual que las ecuaciones deducidas en el modelo planteado por Honorat, A. y Sandall, O. en donde se considera la transferencia simultánea de calor y de masa para destilaciones binarias. Este modelo consta de las ecuaciones que representan el balance de materia y energía en términos de los coeficientes de transporte (ecuaciones 100 y 103), las relaciones de composiciones en la interfase del equilibrio (ecuaciones 106 y 107)

$$\frac{dL}{dz} = \frac{dG}{dz} \quad \text{Ec. (97)}$$



$$\frac{d(Lx)}{dz} = \frac{d(Gy)}{dz} \quad \text{Ec. (98)}$$

$$\frac{d(Lh_L)}{dz} = \frac{d(Gh_G)}{dz} \quad \text{Ec. (99)}$$

$$L \frac{dx}{dz} = F_L a_A (x - x_1) \quad \text{Ec. (100)}$$

$$G \frac{dy}{dz} = F_G a_A (y_1 - y) \quad \text{Ec. (101)}$$

$$L \frac{dT_L}{dz} = -h_x (a_h/a_A) a_A (T_1 - T_L) \quad \text{Ec. (102)}$$

$$G \frac{dT_G}{dz} = -h_y (a_h/a_A) a_A (T_G - T_1) \quad \text{Ec. (103)}$$

$$h_L = h_L(T_L, x) \quad \text{Ec. (104)}$$

$$h_G = h_G(T_G, y) \quad \text{Ec. (105)}$$

$$x_1 = x_1(T_1) \quad \text{Ec. (106)}$$

$$Y_1 = Y_1(T_1) \quad \text{Ec. (107)}$$

Para reducir el número de parámetros del sistema, ecuaciones 102 y 103, que usó la analogía de chilton, T. y Colburn, A.<sup>(11)</sup> para expresar el coeficiente de transferencia de calor en la fase vapor en términos del coeficiente de transferencia de masa en la fase vapor ( $h_y = C'F_G L_{EY}^{2/3}$  y se asume el mecanismo de la teoría de la penetración para apoyar la fase líquida ( $h_x = C'F_G L_{EX}^{1/2}$ ). Esta analogía para la fase vapor está de acuerdo con la correlación de transferencia de masa para la fase vapor, utilizada por Onda, K. y colaboradores<sup>(35)</sup>

$$L \frac{dT_L}{dz} = -L_E X^{1/2} (a_h/a_A) F_L a_A (T_1 - T_L) \quad \text{Ec. (108)}$$

$$G \frac{dT_G}{dz} = -L_E Y^{2/3} (a_h/a_A) F_G a_A (T_1 - T_G) \quad \text{Ec. (109)}$$

donde

L : Flux de líquido (Kmol/m<sup>2</sup>.s)

G : Flux molar de vapor (kmol/m<sup>2</sup>.s)

z : Altura (m)

X,Y : Composiciones de líquido y vapor respectivamente

X<sub>1</sub>,Y<sub>1</sub> : Composiciones de líquido y vapor en la interfase respectivamente en fracción mol.

$T_L, T_G$  : Temperatura de líquido y vapor respectivamente en grados centígrados (C).

$T_i$  : Temperatura en la interfase

$L_{EX}, L_{EY}$  : Número de Lewys para el líquido y vapor ( $S_o/P_i$ ) donde  $s_o$  número Schmidt y  $P_i$  número de Prandal

$h_L, h_G$  : Entalpia molar de líquido y vapor respectivamente (N/m-kmol).

En este sistema de ecuaciones anteriores se tienen 11 relaciones, 11 variables:

$T_L, T_G, T_i, X_i, h_L, h_G, L, G, Y, X$  y tres parámetros con el sistema  $F_L a_A, F_G a_A$  y  $a_b/a_A$ . Teóricamente, se pueden evaluar los tres parámetros si tres de las variables independientes son obtenidas como funciones de  $z$ . Las variables independientes escogidas para ser determinadas experimentalmente son:  $x, T_L$  y  $T_G$ .

Miyauchi, T. y Vermeulen, T.<sup>(30)</sup> desarrollaron un modelo basado en la mezcla longitudinal en cada fase, caracterizado por un solo parámetro: El coeficiente de dispersión de remolino. La ecuación básica diferencial se derivó del balance de materia en estado estable para un elemento diferencial de la altura del lecho  $dz$ . Para la fase gaseosa:<sup>(19)</sup>

$$E_{DG} \frac{d^2 y}{dz_f^2} - G \frac{dy}{dz_f} - F_G a_A (Y^* - Y) = 0 \quad \text{Ec. (110)}$$

y para la fase líquida:

$$E_{DL} \frac{d^2x}{dz_f^2} - L \frac{dx}{dz_f} - F_G a_A (Y^* - y) = 0 \quad \text{Ec. (111)}$$

donde

$E_{DG}$  y  $E_{DL}$  : Coeficientes de dispersión de remolino para la fase vapor y líquido respectivamente

$F_G$  : Coeficiente de transferencia de masa basado sobre la fase vapor y líquido respectivamente ( $\text{kmol/m}^2 \cdot \text{s}$ )

$G, L$  : Flux molar de gas y líquido respectivamente

$F_G a_A$  : Coeficiente volumétrico de transferencia de masa basado sobre la fase vapor ( $\text{kmol/m}^3 \cdot \text{s}$ ).

$x, y$  : Fracciones mol de componente más volátil en la fase líquida y vapor respectivamente

$Z_i$  : Distancia fraccional a lo largo del lecho (Adimensional).

Además de los modelos anteriormente mencionados para operaciones en regímenes estables, se tiene otro que puede ser aplicado en operaciones de régimen transitorio, y cuya solución permite saber que tan estable es la operación, previa fijación de las condiciones de frontera del problema.

Dicho modelo presentado por Bowman, J.R. y Brian, R.C.<sup>(34)</sup> consta de una serie de ecuaciones de balance de materia para K componentes, en términos de la altura de la columna z y el tiempo t. Las ecuaciones para estas relaciones se derivaron haciendo balances de flujos de materia sobre un elemento de altura de columna para cada componente en cada fase, conduciendo a un sistema de

2k ecuaciones diferenciales parciales con 2k variables independientes. Los autores para su deducción omitieron el acanalamiento y la mezcla longitudinal, y sus ecuaciones específicas de balance de materia son:

$$L \frac{\delta x_k}{\delta z} - \Phi_L \frac{\delta x_k}{\delta t} - 2N_{GK}/C_f = 0 \quad \text{Ec. (112)}$$

$$G \frac{\delta Y_k}{\delta z} - \Phi_G \frac{\delta Y_k}{\delta t} - 2N_{GK}/C_f = 0 \quad \text{Ec. (113)}$$

donde

k : 1, 2, 3, ..., n

$x_k$  : Fracción mol de componente k en el líquido

$Y_k$  : Fracción mol del componente k en el vapor

z : Variable de altura de la columna (m)

$\Phi_L$  : Retención de líquido por unidad de área y unidad de longitud

$\Phi_G$  : Retención de gas, por unidad de área y unidad de longitud ( $\text{kmol}/\text{m}^3$ )

$N_{GK}$  : Flux molar de vapor ( $\text{kmol}/\text{m}^2 \cdot \text{s}$ )

$C_f$  : Constante característica de empaque

L, G: Flux molar de líquido y vapor respectivamente ( $\text{kmol}/\text{m}^2 \cdot \text{s}$ )

t : Tiempo en segundos.

Cuando las ecuaciones anteriores se van a usar en destilación intermitente es mas conveniente expresar las ecuaciones de la siguiente manera:

$$L \frac{\delta x_K}{\delta Z} - \Phi_L (G - L) \frac{\delta x_K}{\delta R} - 2N_{GK}/C_f = 0 \quad \text{Ec. (114)}$$

$$G \frac{\delta y_K}{\delta Z} - \Phi (G - L) \frac{\delta y_K}{\delta R} - 2N_{GK}/C_f = 0 \quad \text{Ec. (115)}$$

$$R = (G - L) \cdot t \quad \text{Ec. (116)}$$

donde

R : Fracción de destilado en la destilación intermitente.

### 2.3.2 Coeficientes de Transferencia de Masa y Area Interfacial en Columnas Empacadas

De las correlaciones para determinar los coeficientes en columnas empacadas, se tiene que los coeficientes de transferencia de masa de la película de vapor,  $k'_v$ , para un empaque dado, son a su vez afectadas por otros factores como son: velocidad, densidad y difusividad del vapor; del mismo modo los probables factores que afectan el coeficiente de la película líquida,  $k'_x$ , son: velocidad, densidad, viscosidad y difusividad del líquido. En cuanto al área interfacial líquido-vapor, está presumiblemente afectada por el tipo y tamaño de empaque, velocidad, viscosidad y tensión superficial del líquido, aunque posiblemente también por la velocidad del vapor.

Debido a la imposibilidad de medir las concentraciones del soluto en la interface gas-líquido, la rapidez resultante de la transferencia de masa sólo puede expresarse con coeficientes globales; y no con coeficientes individuales para cada uno de los fluidos (se han presentado correlaciones específicas para cada uno de estos). Además ya que el área interfacial entre el gas y el líquido no se mide directamente (en algunos experimentos), el flux de la transferencia de masa no puede determinarse y en su lugar la rapidez se determina como el producto del flux y el área interfacial total. Por tal motivo, el agrupamiento de los coeficientes de la fase líquida y vapor,  $k'_x$  y  $k'_y$ , con el área interfacial,  $a_A$ , se ha encontrado conveniente, a causa de la gran dificultad en la determinación de cada una de estas cantidades separadamente.

Los coeficientes volumétricos, que resultan de dividir los flux entre el volumen de empaque, se utilizan en el diseño de columnas empacadas que tengan el mismo empaque y que manejen el mismo sistema químico, a la misma rapidez de flujo e iguales concentraciones que las existentes durante las mediciones, ésto debido a la dependencia que tienen los coeficientes de transferencia de masa de cada fluido,  $k'_y$  y  $k'_x$ , y el área interfacial,  $a_A$  sobre las propiedades del fluido rapidez de flujo y tipo de empaque. <sup>(47)</sup>

### 2.3.2.1 Ecuaciones y Correlaciones

Inicialmente la relación entre el coeficiente de masa volumétrico  $k'_x a_A$ ,  $k'_y a_A$  y las concentraciones en la salida y entrada de la columna se dedujeron teóricamente basados en el modelo de flujo de tapón. De las ecuaciones 85 y 86 se obtienen

las expresiones para su cálculo. <sup>(47)</sup>

$$K'_x a_A = (L/z) \int_{x_1}^{x_2} \frac{dx}{x - x^*} \quad \text{Ec. (117)}$$

$$K'_y a_A = (G/z) \int_{y_1}^{y_2} \frac{dy}{y^* - y} \quad \text{Ec. (118)}$$

El análisis dimensional se usa también para determinar los coeficientes; teniendo en cuenta el mecanismo de transferencia de materia, el coeficiente  $k'_{x,y}$  dependerá:

- La difusividad (D)
- Las variables que controlan el tipo de flujo: velocidad másica,  $G'$ , viscosidad  $N$ , una dimensión lineal  $d$  y además una relación diferente para cada forma (la forma de la interfase incluye en el coeficiente).

Para una forma determinada de la superficie de transferencia se tiene que:

$$K'_y = F(D, d, G, \mu) \quad \text{Ec. (119)}$$

y mediante análisis dimensional se obtiene:

$$K'_y \bar{M}/G = F(dG/\mu, \mu D/\bar{M}) \quad \text{Ec. (120)}$$



Donde

M : Peso molecular medio de toda la fase

Correlaciones para coeficientes de fase líquida Shulman, H. y Degouff, J. presentan una correlación para determinar el coeficiente individual de transferencia de masa que tienen la forma:

$$K'_L a_A / D = 10.7607\beta (0.3048L' / \mu_L)^{1-s} (\mu_L / \Gamma_L d)^{1-\theta} \quad \text{Ec. (121)}$$

Donde  $\beta$  y  $s$  son constantes diferentes para cada empaque y  $\theta$ , usualmente se toma como 0.5 y es independiente del empaque

$L'$  : Flux másico de líquido. (kg/m<sup>2</sup>.s)

$\mu_L$  : Viscosidad del líquido. (kg/m.s)

$\Gamma_L$  : Densidad del líquido (kg/m<sup>3</sup>)

$D$  : Difusividad, (m<sup>2</sup>/s)

$a_A$  : Area interfacial del empaque, (m<sup>2</sup>/m<sup>3</sup>)

$K'_L$  : Coeficiente fase líquida (kmol/m<sup>2</sup>.s)/(kmol/m<sup>3</sup>).

Wang, K.B. y Fan, L.T.<sup>(49)</sup> presentan una forma adimensional de la ecuación.<sup>(17)</sup>

$$K'_L d / D = [\delta (d \cdot u_L \cdot \Gamma_L / \mu_L)^\beta] [(\mu_L / \Gamma_L D)^\tau] \quad \text{Ec. (122)}$$

$$Sh = \delta Re^\beta S_c^\tau \quad \text{Ec. (123)}$$

donde

$d$  : Longitud característica del sistema

$\mu_L$  : Velocidad superficial de la fase líquida

$\delta, \beta, \tau$ : Constantes empíricas, para un sistema específico gas-líquido

$d, D, P_L, M_L$ : son constantes

de tal forma que la ecuación 122, se reduce a:

$$K_L \propto u_L^\beta \quad \text{Ec. (124)}$$

Correlaciones para coeficientes de la fase gaseosa: una correlación tentativa para expresar los coeficientes de la fase gaseosa es presentada por Shulman, H. L. y Degouff, J.J.

$$K_G' a_A = \delta (G')^s (L')^\theta (\mu_L / \Gamma_L D)^N \quad \text{Ec. (125)}$$

Es de anotar que la correlación de datos de este coeficiente por medio de estas relaciones es bastante difícil. Especialmente cuando son considerados todos los diferentes tipos de empaque. Por tal motivo se hace necesario que los estudios experimentales se realicen sobre un tipo de empaque particular.

Las variaciones de los valores de  $s$ ,  $\theta$  y  $N$  con relación a otros experimentos

bajo las mismas condiciones indican tal vez que posiblemente  $K'_G$  y  $a_A$  ya no son afectadas en forma similar por las mismas variables expresadas anteriormente, es estudiar  $a_A$  y  $k'_G$  separadamente para luego tratar de combinar los resultados y obtener  $k'_G a_A$ , aunque esta forma de determinación presenta gran dificultad.

La relación entre el área interfacial en una columna empacada y las variables que la afectan siempre se ha tenido en cuenta, pero no se ha encontrado un buen método para medir exacta y directamente esta área. Sin embargo, dentro de los métodos experimentales para determinarla, se encuentra aquel cuyo fundamento consiste en medir la velocidad de evaporación o disolución de formas sólidas en una corriente de líquido o gas, es decir, la evaporación o disolución de masas sólidas del material que se utiliza en la construcción o el de la evaporación de líquidos contenidos en sólidos húmedos. Por estos métodos el área se puede conocer, ya que viene dada por el área del sólido que se evapora o disuelve, puesto que la sustancia que se transmite se genera en la interfase. <sup>(47)</sup>

Dentro de algunas de las expresiones obtenidas para determinar en forma directa el área interfacial, se tiene la que desarrollaron Weisman J. y Bonilla C.<sup>(153)</sup> (Ecuación 126) donde presenta la razón del área interfacial al área superficial total usando los datos de Pohlenz, J. y colaboradores <sup>(118)</sup> para vaporización de agua a diferentes velocidades másicas de líquido y gas, y para anillo rasching sólidos de 0.025 m.

$$a_A/a_v = 0.044 (737.46G')^{0.31} (737.46L')^{0.07} \quad \text{Ec* . (126)}$$

donde

$a_A$  : Area interfacial del empaque ( $\text{m}^2/\text{m}^3$ )

$a_v$  : Area superficial total del empaque ( $\text{m}^2/\text{m}^3$ )

$L', G'$ : Flux másico del líquido y del vapor respectivamente ( $\text{kg}/\text{m}^2 \cdot \text{s}$ )

Esta ecuación está dada para velocidades másicas de líquido de 0,7322 a 3,5256  $\text{kg}/\text{s} \cdot \text{m}^2$  y para el vapor de 0.4746 a 1.356  $\text{kg}/\text{s} \cdot \text{m}^2$ .

Wang, K.B. y Fan, L.T.<sup>(49)</sup> presentan otra correlación (Ecuación 127) para el área interfacial efectiva, la cual fue obtenida por Gestrich, W. y Krauss. W sobre una columna empacada con "Koch motionless mixers".

$$a_A = 26.0 (z/d_c)^{-0.3} M_o \Phi_G \quad \text{Ec. (127)}$$

donde

$z$  : Altura de la columna (cm)

$d_c$  : Diámetro de la columna (vm)

$\Phi_G$  : Retención del gas

$M_o$  : Módulo para la fase líquida, que para el agua a 20°C es  $3,74 \cdot 10^{10}$

$a_A$  : Area interfacial efectiva por unidad de volumen ( $\text{cm}^{-1}$ ).

Otras de las correlaciones para determinar el área interfacial de transferencia de

masa  $a_A$  es la que obtuvo Onda, K<sup>(35)</sup> (Ecuación 128), quien supuso, según datos de absorción para anillos rasching y sillas Berl, que el área mojada  $a_w$  es igual al área  $a_A$ .

$$a_w/a_v = 1 - \text{EXP}[-1.45 (\sigma_c/\sigma_L)^{0.75} * (LM/a_v\mu_L)^{-0.05} (M^2L^2/(\sigma_L\Gamma_L a_v))^{0.2}] \quad \text{Ec. (128)}$$

donde

$a_w$  : Area superficial mojada del empaque (cm<sup>2</sup>/cm<sup>3</sup>)

$a_v$ : Area superficial total del empaque (cm<sup>2</sup>/cm<sup>3</sup>)

$\sigma_L, \sigma_c$  : También superficial del líquido y crítica del empaque respectivamente

$L$  : Flux molar del líquido (gmc./cm<sup>2</sup>.s)

$M$  : Peso molecular (g/gmcl)

$\mu_L$ : Viscosidad del líquido (g/c ~ .s)

$\Gamma_L$ : Densidad del líquido (g/cm<sup>3</sup>)

Finalmente, otro método para obtener las áreas interfaciales fue el realizado por Shulman, H. y colaboradores, quienes establecieron la naturaleza de los coeficientes del área libre de transferencia de masa. pasando gases a través de torres rellenas con empaques hechos de naftaleno, el que se sublima en el gas. Los coeficientes,  $K'_G$ , así obtenidos fueron comparados con datos de  $k'_{GA}$  de absorción acuosa y otros sistemas, hallando las áreas interfaciales para la absorción y evaporación. En una extensa serie de gráficas presentadas por Treyball, R.<sup>(47)</sup>, Shulman proporciona las áreas interfaciales para la absorción y

desorción con agua o soluciones acuosas muy diluidas ( $a_{Aw}$ ), para condiciones por debajo del recargo, y para la absorción o desorción con líquidos no acuosos. El área interfacial específica  $a_A$  está dada por la Ecuación 129 que también se utiliza en destilación.

$$a_A = a_{Aw} (\Phi_{LO} / \Phi_{LOW}) \quad \text{Ec. (129)}$$

Las áreas interfaciales específicas para el contacto de un gas con un líquido puro como en la evaporación, se pueden determinar mediante las ecuaciones 130 y 131:<sup>(47)</sup>

$$a_{vG} = 0.85 a_A (\Phi_{Ll} / \Phi_{LO}) \quad \text{Ec. (130)}$$

$$a_{vw} = 0.85 a_{Aw} (\Phi_{Llw} / \Phi_{LOW}) \quad \text{Ec. (131)}$$

Donde

$a_A$  : Superficie interfacial específica para la absorción, desorción y destilación  
( $m^2/m^3$ )

$a_{vG}$  : Superficie interfacial específica para el contacto de un gas con un líquido puro ( $m^2/m^3$ )

$\Phi_{LO}$  : Retención de operación o móvil del líquido, fracción de volumen empacado, adimensional

$\Phi_{Ll}$  : Retención total del líquido, adimensional

W : Subíndice que indica que el líquido es agua.

Algunos datos de área interfaciales para la absorción y desorción que se encuentran bien representadas por expresiones empíricas, al igual de otras que definen la retención de líquido en torres empacadas se encuentran en Treybal, R.<sup>(47)</sup>, para anillos rasching y sillas Berl.

En lo referente a las correlaciones empíricas particulares que ayudan a determinar los coeficientes de transferencia de masa, separadamente o en forma del producto coeficiente - área interfacial ( $k'_{GA}$ ), cabe mencionar algunas obtenidas por diferentes investigadores.

Como resultado de sus experimentos particulares.

Shulman, H.L.<sup>(43)</sup> obtuvo, para anillos Rasching y sillas Berl, correlaciones de los coeficientes para la fase gaseosa  $K'_G$  (Ecuación 132) y fase líquida  $K'_L$  (Ecuación 134).

$$F_G S_{CG}^{2/3} / G = K'_G P_{BM} S_{CG}^{2/3} / G$$

$$= 1.195 \left[ \frac{d_m G'}{(\mu_G (1 - \epsilon_{LO}))} \right]^{0.36} \quad \text{Ec. (132)}$$

Donde  $\epsilon_{LO}$  : espacio vacío de operación, que está dado por

$$\epsilon_{LO} = \epsilon - \Phi_L \quad \text{Ec. (133)}$$

donde

- : Espacio vacío fraccionado en el lecho empacado seco
- $d_s$  : Diámetro de una esfera con la misma superficie que una sola partícula de empaque.
- $F_G$  : Coeficiente de transferencia de masa para la fase vapor (kgmol/m<sup>2</sup>s)
- $P_{b,m}$ : Presión media logarítmica (N/m<sup>2</sup>)
- $S_{CG}$  : Número de Schmidt para el gas ( $\mu_G/r_G * D_G$ )
- $G$  : Flux molar de vapor (kmol1/m<sup>2</sup>s)

$$K' d_s / D_L = 251 (d_s L' / \mu_L)^{0.45} S_{CL}^{0.5} \quad \text{Ec. (134)}$$

Donde

- $K'_G$  : Coeficiente de transferencia de masa de la fase gaseosa (kmol/m<sup>2</sup>.s (N/m<sup>2</sup>))
- $K'_L$  : Coeficiente de transferencia de masa de la fase líquida (kmol1/m<sup>2</sup>.s(kmol/m<sup>3</sup>))
- $G'$  : Flux másico del gas (kg/m<sup>2</sup>.s)
- $L'$  : Flux másico del líquido (kg/m<sup>2</sup>.s)
- $S_{oL}$  : Número de Schmidt para el líquido adimensional
- $D_L$  : Difusividad del líquido (m<sup>2</sup>/s)
- $\mu_G$  : Viscosidad del gas (kg/m.s)
- $\mu_L$  : Viscosidad del líquido (kg/m.s)

Shullman, H.L y Degouff, J.J. llegaron a una expresión (Ecuación 135) que



determina el coeficiente de transferencia de masa en el gas, para una torre empacada con anillos rasching de 0.0254 m, usando el sistema aire-agua

$$K'_G = 1.83306 \cdot 10^{-10} (737.46G')^{0.65} (\mu_G/\Gamma_G D)^{-2/3} \quad \text{Ec* . (135)}$$

Los mismos investigadores calcularon los valores de  $K'_{LA}$  por una relación (Ecuación 136), la cual se aplica a soluciones diluidas y cada cantidad se obtiene en forma directa mediante medidas experimentales

$$K'_{LA} = \frac{L' \ln[(x - x^*)_2 / (x - x^*)_1]}{\Gamma_L z (1 - L'/mG')} \quad \text{Ec . (136)}$$

donde

$K'_G$  : Coeficiente de la fase gaseosa (kmol/s.(m<sup>2</sup>.s(N/m<sup>2</sup>))

$K'_{LA}$  : Coeficiente global de la fase líquida (kmo1/s.(m<sup>3</sup>)(kmol/m<sup>3</sup>))

$G'$  : Flux másico del gas (kg/m<sup>2</sup>.s)

$L'$  : Flux másico del líquido (kg/m<sup>2</sup>.s)

$z$  : Altura de empaque (m)

$\Gamma_L$  : Densidad del líquido (kg/m<sup>3</sup>)

$\mu_G/\Gamma_G D$ : Número de Schmidt, adimensional

$m$  : Y/x en el equilibrio (kg de agua/kg de aires)

1,2 : Subíndice que indica fondo y cima de la columna

Las correlaciones prestadas han sido obtenidas generalmente en operaciones de absorción, sin embargo, algunos autores<sup>(35)</sup> han realizado estudios, en columnas

empacadas de destilación, obteniendo una serie de correlaciones para los coeficientes de transferencia de masa. A continuación se mencionarán algunas con sus respectivas correlaciones.

Furnas, C.C. y Traylor, m.L. estudiaron la rectificación de alcohol etílico-agua en la sección de enriquecimiento de una columna empacada, de 0.3048 m de diámetro y usando varias razones de reflujo, llegando a la conclusión que la mayor resistencia a la transferencia de masa obtuvo en la película líquida. La correlación a la que ellos llegaron para determinar el coeficiente de transferencia de masa en la fase gaseosa fue:

$$K'_y a_A = 3.0696 \cdot 10^{-5} (1/m) (0.0304L'/\mu_L)^{1.21} \quad \text{Ec. (137)}$$

donde

$K'_y$  : Coeficiente global basado sobre la composición del vapor  
(mol/m<sup>2</sup>.s.(ΔY))

$a_A$  : Area interfazial activa (m<sup>2</sup>/m<sup>3</sup>)

$m$  : pendiente promedio de la curva de equilibrio

$L'$  : flux másico del líquido (kg/m<sup>2</sup>.s)

$\mu_L$  : viscosidad del líquido (kg/m.s).

Yoshida, F.T. y colaboradores, con el sistema Benceno-Tolueno, encontraron que el coeficiente de transferencia de masa en la sección de enriquecimiento es ampliamente dependiente del flujo de líquido. Además, indicaron que en la

sección de despojamiento el coeficiente de transferencia de masa es una función de la velocidad superficial del gas. Las correlaciones obtenidas por estos autores para cada sección de la torre son:<sup>(5)</sup>

Enriquecimiento

$$K'_y a_A = 6.5397 \cdot 10^{-3} (737.305 \dot{m}_{Ln} / A_t)^{1.175} \quad \text{Ec* . (138)}$$

Despojamiento

$$K'_y a_A = 4.4488 \cdot 10^{-3} (737.305 \dot{m}_{Gm} / A_t)^{1.29} \quad \text{Ec* . (139)}$$

Donde

$K'_y$  : Coeficiente de transferencia de masa global de la fase vapor  
(mol/(s.m<sup>2</sup>.fracción mol))

$a_A$  : Area interfacial activa (m<sup>2</sup>/m)

$\dot{m}_{Ln}$  : Flujo molar de líquido en la sección de enriquecimiento (kmol/s)

$\dot{m}_{Gm}$  : Flujo molar de vapor en la sección de despojamiento (kmol/s)

$A_t$  : Area de flujo de sección transversal (m<sup>2</sup>).

Onda, K. y colaboradores<sup>(35)</sup> obtuvieron una correlación para los coeficientes de transferencia de masa en columnas empacadas usando datos de absorción de gas reportados en la literatura. El coeficiente de transferencia de masa de la fase líquida está dada por la Ecuación 140 y el de la fase vapor por la Ecuación

$$11813.34 K'_L (0.02776 \Gamma_L / g \mu_L)^{1/3} = \text{Ec*} \cdot (140)$$

$$4.31715 \cdot 10^{-7} (L' / a_w \mu_L) S_{cl}^{-1/2} (a_v d_p)^{0.4}$$

donde

- $K'_L$  : Coeficiente de transferencia de materia en la fase líquida  
( $\text{kmol/m}^2 \cdot \text{s} \cdot (\text{kmol/m}^3)$ )
- $L'$  : Flux másico del líquido ( $\text{kg/m}^2 \cdot \text{s}$ )
- $a$  : Area específica del empaque seco ( $\text{m}^2/\text{m}^3$ )
- $d_p$  : Diámetro del empaque o tamaño nominal (m)
- $a_w$  : Area específica del empaque, área interfacial mojada ( $\text{m}_2/\text{m}_3$ )
- $S_{cl}$  : Número de Schmidt para el líquido (adimensional)
- $\Gamma_L$  : Densidad del líquido ( $\text{kg/m}^3$ )
- $\mu_L$  : Viscosidad del líquido ( $\text{kg/m} \cdot \text{s}$ )
- $g$  : Aceleración de la gravedad ( $\text{m/s}^2$ ).

$$(F_G R_C T / P_t a_v D_G) = \text{Ec} \cdot (141)$$

$$\bar{C}_P (GM / a_v \mu_G)^{0.7} (\mu_G / \Gamma_G D_G) (a_v d_p)^{-2}$$

Donde

- $F_G$  : Coeficiente de transferencia de masa en la fase vapor ( $\text{gmo}/\text{cm}^2 \cdot \text{s}$ )
- $R_C$  : Constante de los gases ( $\text{cm}^3 \text{atm}/\text{gmol} \cdot \text{°K}$ )
- $T$  : Temperatura ( $\text{°K}$ )
- $P_t$  : Presión total (atm)

- $D_G$  : Difusividad del vapor ( $\text{cm}^2/\text{s}$ )  
 $G$  : Flux molar de vapor ( $\text{gmo}/\text{cm}^2.\text{s}$ )  
 $M$  : Peso molecular ( $\text{g}/\text{gmol}$ )  
 $\mu_G$  : Viscosidad del vapor ( $\text{g}/\text{cm}.\text{s}$ )  
 $\Gamma_G$  : Densidad del vapor ( $\text{g}/\text{cm}^3$ )  
 $d_p$  : Tamaño nominal del empaque ( $\text{cm}$ )  
 $C_p$  : Capacidad calórica molar del vapor, ( $\text{Cal}/\text{gmol } ^\circ\text{C}$ )  
 $a$  : Superficie total de empaque seco ( $\text{cm}^2/\text{cm}^3$ ).

Honorat, A. y Sandall, O. realizaron una comparación entre los coeficientes de transferencia de masa para la fase gaseosa, determinados experimentalmente, con la correlación obtenida por Onda, K. y colaboradores<sup>(35)</sup> para la fase de vapor. La comparación de los coeficientes de transferencia  $K'_{yA}$  para destilación (tolueno- tricloroetileno) con los de la correlación de absorción de Onda mostró un gran acuerdo. Además se confirmó que es cierta la suposición, hecha usualmente en el diseño de columnas empacadas de que  $K'_{yA}$  es constante.

Una vez presentadas las diversas correlaciones para el cálculo de los factores de transferencia de masa se tiene que es posible, mediante estos factores, determinar la altura  $z$  por medio de la ecuación básica para el diseño de la columna empacada (ecuación 80), definida en forma general como:

$$z = H_{TG,L} \cdot (NTU)_{GL} \quad \text{Ec. (142)}$$

En la cual se hace necesario conocer  $h_{t,G,L}$  y NTU. La altura de la unidad de transferencia por el gas o para el líquido,  $H_{t,G,L}$  se puede determinar mediante los coeficientes de transferencia de masa y áreas interfaciales con las ecuaciones 83 y 84, en donde se hace uso de las correlaciones 121, 122 y 125 presentadas anteriormente y demás que se puedan encontrar para un sistema y empaque dado. Se puede utilizar también otro método, que emplea ecuaciones empíricas que no tienen en cuenta en forma directa los coeficientes de transferencia de masa, como:

$$H_{TG} = \{ [C_p (3.28 d_c)^{\theta}] \div [3.2808 (737.31 L' \Omega_{\mu} \Omega \Omega_{\sigma})^s] \cdot S_{CG}^{1/2} \} \quad \text{Ec* . (143)}$$

donde

- $C_p$  : Parámetro de empaque (una función del tipo de empaque, tamaño y  $R'$ )
- $R'$  : Razón de inundación a L/G constante
- $d'_c$  : El diámetro más pequeño de la columna (m) ó 0.6096 (m)
- $\Theta$  : Constante, que para anillos es 1.2 y sillas 1.11
- $z$  : Altura de lecho empacado (m)
- $s$  : Constante, que para anillos es 0.6 y sillas 0.5
- $\Omega_{\mu}$  : Factor de corrección por viscosidad  $(\mu_l/\mu_w)^{0.16}$
- $\Omega$  : Factor de corrección por densidad  $(\Gamma_l/\Gamma_w)$
- $\Omega_{\sigma}$  : Factor de corrección por tensión superficial  $(\sigma_l/\sigma_w)$
- $S_{CG}$  : Número de Schmidt para el valor  $(\mu_g/\Gamma_g D_g)$

$L'$  : Flux másico de líquido (kg/m<sup>2</sup>.s)

$H_{tG}$  : Altura de unidad de transferencia de la fase vapor (m).

$$H_{tL} = 0.3048 C_p C_{fL} (Z/3.048)^{0.15} S_{CL}^{1/2} \quad \text{Ec. (144)}$$

Donde

$C_p$  : Parámetro del empaque (una función del tipo de empaque, tamaño y  $C_{tL}$ )

$C_{tL}$  : F(R''): coeficiente para el efecto de aproximación del punto de inundación sobre la transferencia de masa en fase líquida

$$P'' = U_G / U_{GS} \quad \text{Ec. (145)}$$

donde

$\mu_G$  : Velocidad del vapor basada sobre el área superficial (m/s)

$\mu_{GS}$  : Velocidad del vapor basada sobre el área superficial en el punto de inundación (m/s) valor del modelo de Eckert, J.

$S_{CL}$  : Número de Schmidt para el líquido

$H_{tL}$  : Altura de unidad de transferencia de la fase líquida (m).

Es de anotar que las expresiones anteriores para  $H_{tG}$  y  $H_{tL}$  deducidas del modelo de Monsanto, involucran contribuciones o distribuciones de líquido, tamaño y forma particular del elemento de empaque, mojabilidad y propiedades del sistema. Debido a que el modelo de Onda, K., sobre el cual está basado el

primer método (coeficientes) que utiliza las ecuaciones 140 y 141, y el modelo de Monsanto tienen en cuenta la resistencia de ambas fases, el concepto de unidad de transferencia es normalmente empleado con la altura de una unidad de transferencia global,  $H_{iOG}$  de tal forma que:

$$H_{iOG} = H_{iG} + \Phi H_{iL} \quad \text{ec. (146)}$$

donde

$$\Phi = m_E / m_O \quad \text{ec. (147)}$$

$$m_E = dy^* / dx \quad \text{Ec. (148)}$$

$$m_O = L / G \quad \text{Ec. (149)}$$

Donde

- $m_E$  : Pendiente de la línea de equilibrio
- $Y^*$  : Concentración del componente en el vapor en el equilibrio, en fracción mol
- $x$  : Concentración del componente en el líquido, en fracción mol
- $m_O$  : Pendiente de la línea de operación
- $L, G$  : Flux molar de líquido y del vapor, respectivamente (kmol/m<sup>2</sup>.s)

Finalmente, existe otro método para conocer las alturas de unidades de



transferencia de las fases, que utilizan las ecuaciones 143 y 144 pero con un ajuste sobre los parámetros correlacionados  $C_p$  y  $C_{IL}$ .

En lo referente a la determinación del número de unidades de transferencia, NTU, ésta se puede realizar por métodos gráficos y por métodos analíticos, la determinación gráfica del NTU, que proporciona una solución más general para todos los sistemas, consiste en evaluar el área bajo la curva de las integrales (ecuaciones 93 a 96). Para la determinación por el método analítico Yu Tsung, K. y Coull, J. presentan una ecuación aplicable a sistemas con volatilidad relativa constante y otra para sistemas no ideales.

El NTU en una columna de fraccionamiento empacada, para sistemas con volatilidad relativa constante y a reflujo total, se calcula mediante la ecuación 150 que resulta de la integración de la ecuación 94. La ecuación con estas condiciones es:

$$(NTU)_m = [1/(\alpha - 1)] [Ln(x_b/x_w) + \alpha Ln((1 - x_w)/(1 - x_D))] \quad \text{Ec. (150)}$$

donde

$(NTU)_m$  : Número de unidades de transferencia mínimo

$x_D$  : Composición del líquido en la cima

$x_w$  : Composición del líquido en el fondo

: Volatilidad relativa

Para la condición de reflujo finito, volatilidad relativa constante y utilizando un

líquido saturado, la ecuación 94 fue integrada por Dodge, B. y Huffman, T.<sup>(14)</sup> para las secciones de enriquecimiento y despojamiento.

Expresión para la sección de enriquecimiento. (158)

$$\begin{aligned}
 NTU &= \frac{2R + B}{2(B^2 + 4AX_D)^{1/2}} \cdot \\
 & \ln \frac{2AX_D + B - (B^2 + 4AX_D)^{1/2}}{(2AX_f + B - (B^2 + 4AX_D)^{1/2})} \cdot \\
 & \frac{(2AX_f + B + (B^2 + 4AX_D)^{1/2})}{(2AX_D + B + (B^2 + 4AX_D)^{1/2})} + \\
 & \frac{(2b + b')}{2(b'^2 + 4AX_w)^{1/2}}
 \end{aligned}$$

**Ec\*. (151)**

Expresión para la sección de Despojamiento.

$$\begin{aligned}
 NTU &= \left[ \ln \frac{(2A'X_f + b' - ((b')^2 + aa'X_w)^{1/2})}{(2a'X_w + b' - ((b')^2 + 4a'X_w)^{1/2})} \right] * \\
 & \left[ \frac{(2a'X_f + b' + ((b')^2 + 4a'X_w)^{1/2})}{(2a'X_w + b' + ((b')^2 + 4a'X_w)^{1/2})} \right] + \\
 & \left[ \frac{1}{2} \ln \frac{(AX_f^2 + BX_f - X_D)}{(AX_D^2 + BX_D - X_D)} \right] + \\
 & \left[ \frac{1}{2} \ln \frac{(a'X_w^2 + b'X_w + X_w)}{(a'X_f^2 + b'X_f + X_w)} \right]
 \end{aligned}$$

**Ec. (152)**

donde

$$A = R(1 - \alpha) \quad \text{Ec. (153)}$$

$$b = (m'_{F'} - R) / (m'_{F'} - 1) \quad \text{Ec. (154)}$$

$$B = R(\alpha - 1) - x_D(\alpha - 1) + \alpha \quad \text{eC. (155)}$$

$$a' = b(1 - \alpha) \quad \text{Ec. (156)}$$

$$b' = b(\alpha - 1) - x_D(\alpha - 1) \quad \text{Ec. (157)}$$

donde

R : Relación de reflujo

$\alpha$  : Volatilidad relativa

$m'_{f'}$  : Flujo de alimento

$f, w, D$  : Subíndice de alimento, producto de fondo y producto de cima respectivamente

$x$  : Composición del líquido.

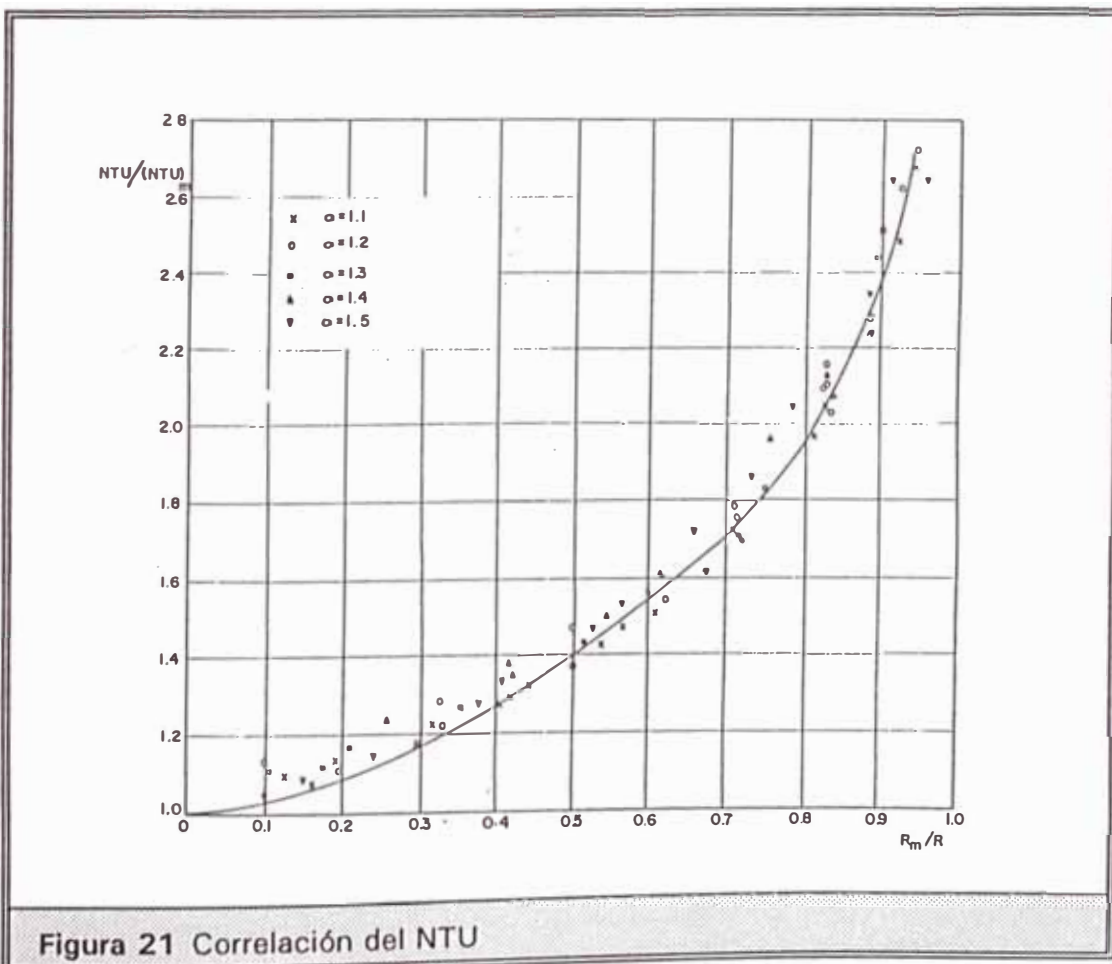
Debido a lo complicado que resulta el manejo de las ecuaciones 151 y 152 Yu Tsung, K, y Coull, J. desarrollaron una correlación gráfica  $(NTU)/(NTU)_m$  vs  $(R_m/R)$  (ver figura 21), la cual está basada sobre el siguiente rango de variables:  $\alpha$  de 1 a 1.6,  $x_i$  de 0.3 a 0.6,  $x_D$  de 0.7 a 0.99,  $x_w$  de 0.01 a 0.3, R de 3 a 200,

$R_m$  (Relación de reflujo mínimo) de 2.47 a 28.4;  $(NTU)_m$  de 8.43 a 53.7 y  $NTU$  de 9.09 a 155. Los cálculos para esta correlación se realizaron algebraicamente utilizando las ecuaciones 150, 151 y 152 para reflujo total y reflujo finito.

Otra ecuación de diseño, la cual también permite determinar la altura de empaque necesaria para una separación dada, está definida por el producto de la altura equivalente a un plato teórico (HETP) y el número de etapas teóricas ( $N_t$ ).

$$z = HETP * N_t$$

EC. (158)



Al igual que con la ecuación 142, en la ecuación 158 se tiene que disponer de algún método para determinar tanto HETP como  $N_t$ . El número de etapas teóricas se determina mediante los métodos típicos conocidos (Ponchon-Savarit o McCabe Thiele), mientras que para determinar la HETP, primero se ha supuesto ésta tiene el mismo valor a lo largo de la columna, dicha condición es válida siempre que la composición media del líquido o vapor de la columna esté comprendida entre el intervalo de concentración dado y que el líquido sea redistribuido en forma adecuada a intervalos frecuentes <sup>(41)</sup>. Dicha determinación se puede realizar mediante la ecuación 158 o por medio de correlaciones existentes para tal propósito. El HETP se conoce directamente de la ecuación 158 una vez calculado el  $N_t$  mediante pruebas experimentales realizadas en una columna empacada de destilación, para la separación dada. Es de anotar que estos HETP así calculados están definidos para un tipo de empaque dado y condiciones de operación específicas<sup>(31) (17)</sup>. En cuanto a las correlaciones existentes, para la determinación del HETP, se encuentra la de Murch, la cual ha sido desarrollada teniendo en cuenta la mayoría de las variables; excepto la presión de operación. <sup>(31) (41)</sup>

$$HEPT = \beta G'^r d_c^0 z^{1/3} (\alpha \mu_L / \Gamma_L) \quad \text{Ec. (159)}$$

donde

HETP : Altura de empaque equivalente a un plato teórico (cm)

$G'$  . Flux másico del valor (kg/m<sup>2</sup>.s)

$d_c$  : Diámetro de la torre (cm)

$z$  : Altura empacada (m)

- $\alpha$  : Volatilidad relativa
- $\mu_L$  : Viscosidad del líquido (gr/cm.s)
- $\Gamma_L$  : Densidad del líquido (gr/cm<sup>3</sup>).
- $\beta$  : Constante de proporcionalidad obtenida directamente de los datos experimentales
- $\tau$  : constante exponencial aplicada al término velocidad másica  $G'$ : esta constante es la pendiente numérica de la línea obtenida cuando se grafica  $G'$  vs HETP en coordenadas logarítmicas
- $\Theta$  : Constante exponencial aplicada al diámetro de la torre,  $d_o$ : ésta constante es la pendiente numérica de la línea obtenida cuando se grafica,  $d_o$  vs HETP en coordenadas logarítmicas.

Las propiedades anteriores son valores promedios determinados de las composiciones en la cima y fondo de la columna, la mayoría de las constantes de la ecuación 159 son específicas para cada tipo de empaque y tamaño, como se puede observar en la tabla 4.<sup>(41)</sup>

Es de anotar que la correlación empírica de Murch (ecuación 159) presenta algunas limitaciones como son: la presión de operación es sólo la atmosférica, la velocidad másica,  $G'$ , entre el 25 y el 80% de la inundación, razón diámetro de columna a diámetro de empaque mayor que 8:1, reflujo total o razones de reflujo finitas altas. Además, se recomienda que en el trabajo de diseño se aplique un factor de seguridad del 20% a la HETP calculada así.<sup>(104)</sup>

Tabla 4

CONSTANTES DE EMPAQUE<sup>104</sup>

tipo de Empaque	Tamaño (cm)	$\beta$	$\tau$	$\theta$
Anillos	0,635	----	---	1,24
	0,952	2,10	-0,37	1,24
	1,27	8,53	-0,24	1,24
	2,54	0,57	-0,10	1,24
	5,08	0,42	0	1,24
Sillas	1,27	5,62	-0,45	1,11
	2,54	0,76	-0,14	1,11
McMahon	0,635	0,017	0,50	1,00
	0,952	0,20	0,25	1,00
	1,27	0,33	0,20	1,00
Stedman	128 (5,08)	0,077	0,48	0,24
	107 (7,62)	0,363	0,26	0,24
	115 (15,24)	0,218	0,32	0,24

Otra expresión que se utiliza en situaciones donde la curva de equilibrio y la línea de operación sugieren ser líneas rectas es la siguiente:<sup>(36)</sup>

$$HETP = H_{tOG} \cdot \ln[\Phi / (\Phi - 1)] \quad \text{Ec. (160)}$$

donde

$\Phi$  : Relación de pendientes de la línea de equilibrio a la línea de operación

$H_{tOG}$  : Altura equivalente global para la fase gaseosa (m)

Finalmente dentro de los métodos para determinar la altura de empaque se tiene que el número de platos teóricos,  $N_t$ , es igual al número de unidades de transferencia, NTU, cuando la curva de equilibrio y la recta de operaciones son aproximadamente paralelas en el intervalo de composición que abarca la separación. Además se puede suponer que el NTU es aproximadamente igual a la HETP cuando el fraccionamiento cubre la zona media de concentración y la curva de equilibrio es simétrica.<sup>(31) (41)</sup>

## 2.4 FACTORES QUE AFECTAN LA EFICIENCIA EN COLUMNAS EMPACADAS

Las eficiencias de columnas empacadas son generalmente expresadas como la altura equivalente a un plato teórico (HETP) o la altura de una unidad de transferencia ( $h_{tG,L}$ )<sup>(31)(41)</sup>. Estrictamente hablando la eficacia de un relleno debe considerarse como la altura del mismo, que proporciona una separación equivalente a una unidad de transferencia, representada por  $H_{tG,L}$ , y no como la altura de relleno necesaria para originar la misma separación de un plato teórico.



Existe una forma derivada del HETP para conocer la "acción de rectificación" o eficiencia de varios empaques, la cual emplea el concepto de "número equivalente de platos" ( $N_t$ ) y es el número de etapas teóricas de una columna de platos que tuviese la misma acción rectificadora obtenida en la columna empacada. teniendo en cuenta que el vapor desprendido de un plato teórico está en equilibrio con el líquido del mismo, es posible calcular el número equivalente de platos en función de las concentraciones del vapor en los extremos de la capa de empaque.

Es de anotar, que para un mínimo HETP o  $H_{tG,L}$ , la acción de rectificación es máxima, cosa contraria sucede con el número equivalente de platos  $N_t$ , que es mayor en cuanto la acción de rectificación sea menor.

Existe un gran número de factores que afectan la eficiencia de columnas empacadas. A continuación se presentan los más importantes: <sup>(13)</sup> <sup>(18)</sup> <sup>(31)</sup>

- Régimen de vapor y líquido (flux másico)
- Forma, tamaño y material de empaque
- Grado de mojabilidad del empaque
- Diámetro de la torre
- Razón de diámetro de la torre a tamaño del empaque
- Eficiencia de la distribución del líquido sobre el área de la torre.
- Presión de operación
- Propiedades físicas de los materiales a ser fraccionados; viscosidad, densidad, difusividad, tensión superficial, volatilidad relativa, etc.

Concentración de la mezcla inicial en el calderín.

- Relación de flujo.
- Colocación del empaque
- Pérdidas de calor de la torre hacia los alrededores.

La relación entre la velocidad lineal y la eficiencia es compleja; y muchos factores parecen contribuir al efecto global. La relación general entre éstas, se muestra en la curva de la Figura 22 ( HETP vs  $U_0$ .) Dicha relación se basa sobre experimentos llevados a cabo, a reflujo total o a razones de reflujo altas, y el término velocidad lineal incluye tanto los regímenes de líquido como los de vapor. <sup>(31)</sup>

Un estudio de la velocidad lineal vs HETP muestra cinco regiones distintas denominadas como A,B,C,D y E. Normalmente el HETP es sustancialmente constante sobre un amplio rango de velocidad lineal de vapor, en la región C, en la región A el flux de líquido es demasiado bajo para mojar el empaque completamente y ocurre el acanalamiento del líquido y vapor, en E, el punto de inundación del empaque se ha alcanzado y la eficiencia decrece rápidamente; y las regiones B y D son de difícil explicación. Como se observa, en una situación normal el HETP no es verdaderamente constante sobre un rango total de operación de una torre empacada. Esta relación tan irregular entre el HETP y la velocidad lineal tal vez es causada por el efecto combinado de los factores tiempo de contacto y la turbulencia vapor-líquido. <sup>(31) (44)</sup>

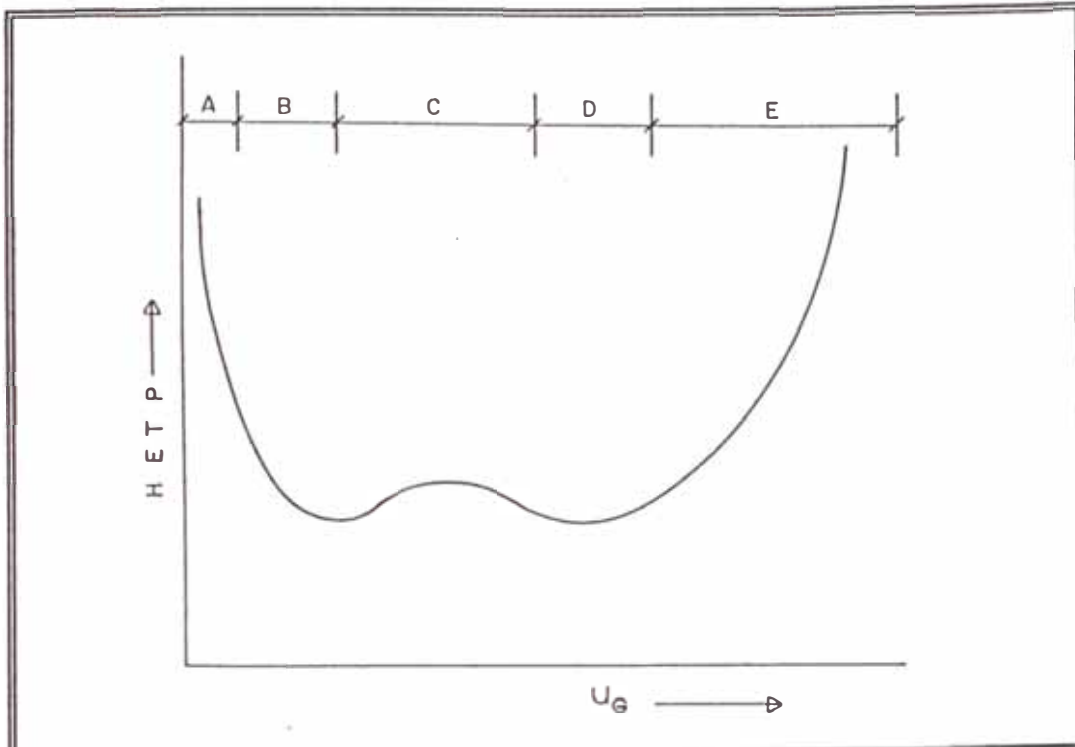
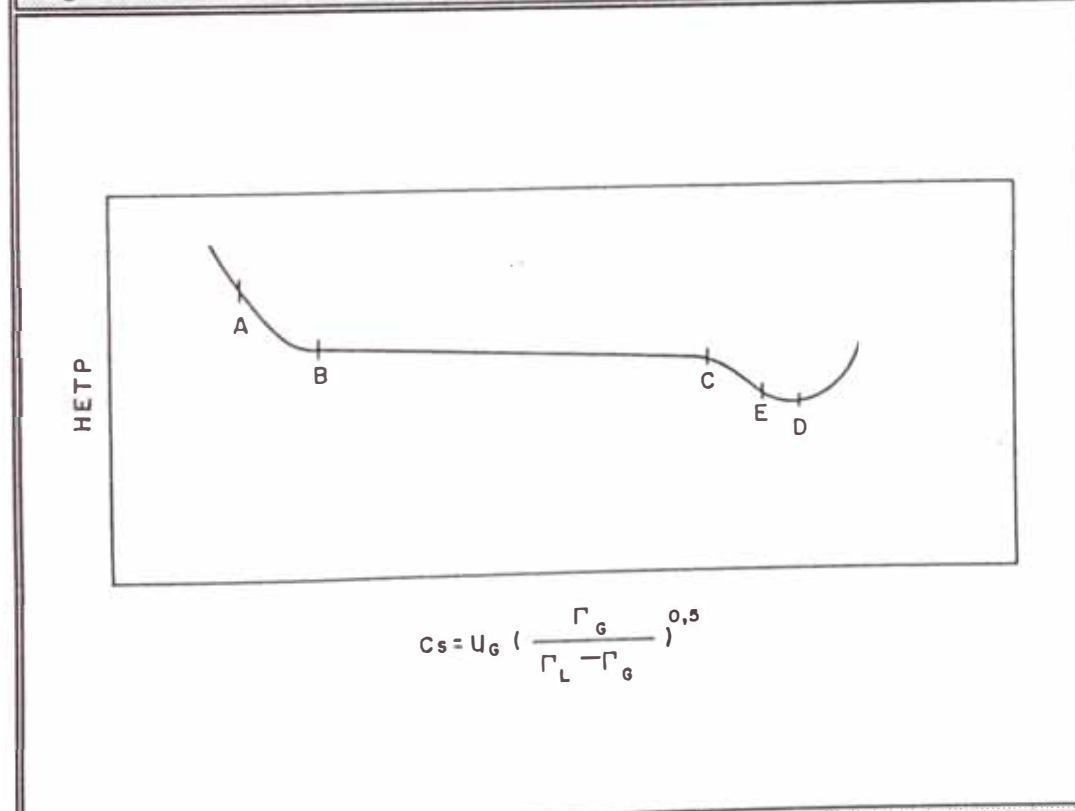


Figura 22 : Efecto de la velocidad lineal del vapor



$$C_s = U_G \left( \frac{\Gamma_G}{\Gamma_L - \Gamma_G} \right)^{0.5}$$

Figura 23 Curvas de HETP

Strigle, R.F. y Rukovena, F.<sup>(44)</sup> presentan una gráfica similar a la anterior (ver Figura 23) y de características parecidas en donde sus autores vieron conveniente definir el valor de HETP que podrá ser usado para propósitos de diseño, así como para la comparación de la eficiencia de un empaque a otro. La mayoría de los diseñadores industriales utilizan un valor de HETP de diseño representado por la fracción relativamente plana de la curva B a C, esto permite la definición de la máxima capacidad de operación de una columna, punto F, tal que para el valor de  $C_s$ ; arriba de cual, la eficiencia es menor que el valor de diseño. La máxima capacidad de operación está bien por debajo del punto de inundación físico; el factor de capacidad  $C_s$  de diseño, punto E, ha sido fijado en cerca del 80% de la capacidad operacional máxima, punto F, y el valor de  $C_s$  en el punto E es aproximadamente igual al 87% del valor de  $C_c$  en eficiencia máxima, punto D.<sup>(44)</sup>

La forma y tamaño del empaque, que determinan la superficie específica del mismo, ejercen influencia sobre la acción de rectificación y el límite de carga, en especial el tamaño a igualdad de forma, y que según resultados experimentales obtenidos por Kirschbaum, E., los empaques de tamaño más pequeños producen un más bajo HETP (o mayor eficiencia). Además es posible que el estado de las superficies del empaque influyan también sobre la acción de rectificación ya que el líquido moja mejor las superficies rugosas que las lisas. Sin embargo, Kirschbaum, E. demostró que esta influencia es despreciable en la práctica.

El grado de mojabilidad del empaque tiene un gran efecto sobre la eficiencia.

Por tal motivo, se recomienda inundar previamente la columna empacada y así asegurar una máxima eficiencia.<sup>(31)</sup>

El efecto del diámetro de la columna sobre la eficiencia se torna bastante crítico (disminuye la eficiencia) en columnas de gran diámetro, a causa de la pobre distribución de líquido sobre un gran área <sup>(31)</sup>

La altura de empaque tiene un efecto importante sobre la acción de rectificación y según los resultados experimentales obtenidos por Kirschbaum, E, esta altura no es proporcional a la eficiencia. Para columnas a nivel de laboratorio Bushakin, Y.N. y Lyslova, R.V. confirman que la eficiencia aumenta cuando la altura total del empaque es subdividida en secciones empacadas.

De acuerdo a experimentos desarrollados por Murch, D.<sup>(31)</sup> la eficacia aumenta cuando la razón diámetro de la columna a tamaño de empaque aumenta (hasta relaciones 15:1): si el tamaño del empaque es más grande que el que resulta de la relación 8:1 del diámetro de la columna, la habilidad de fraccionamiento se reducirá bastante.

La eficiencia también depende de la forma en que se efectúa la edición de líquido sobre la capa superior del relleno. Para lograr una buena eficiencia es indispensable que el líquido se repara uniformemente sobre toda la superficie del material y se distribuya adecuadamente en el empaque. El no cumplimiento de estas dos condiciones puede ocasionar una maldistribución (acanalamiento + flujo de pared), cuyo efecto relativo sobre la eficiencia resulta ser muy grande.

Huber, M y HilterBrunner, R<sup>(23)</sup> presenta la eficiencia de una columna empacada como una función de la maldistribución  $1$ , y el grado de mezclado  $m_M$  por etapa de separación.

$$N_{mM/NT} \approx 1 / (1 + 1^2 / 3.75 m_M) \quad \text{Ec. (161)}$$

donde  $n_{mM}$ : Número de etapas según el grado de mezclado.

El grado de mezclado por etapa de separación indica que la fracción de la sección transversal de la columna está involucrada en el mezclado como la corriente de materia que recorre una etapa de separación. De acuerdo al modelo de Huber y HilterBrunner el grado de mezclado  $m_M$  por etapa de separación se puede estimar.

$$m_M = 27 (d_p / d_c)^2 \quad \text{Ec. (162)}$$

donde

$d_p$  : Diámetro de una unidad de empaque

$d_c$  : Diámetro de la columna.

Si se quiere reducir la maldistribución existente en una torre y aumentar por ende su eficiencia se hace necesario actuar tanto sobre el acanalamiento como sobre el flujo de pared: el primero se restringe asegurando que la razón entre el diámetro de la columna  $d_c$  y las unidades de empaque  $d_p$  sea mayor de 10:1 por

el uso de unidades de empaque aerodinámicamente eficientes y por seccionamiento repetido de la columna, así recombinar el reflujo frecuentemente y distribuirlo nuevamente sobre el contenido de la columna; el segundo, que depende de la longitud de separación, el diámetro de la columna, de la ordenación de las piezas de empaque en las cercanías de la pared (para el caso de anillos rasching se debe a que se encuentran pegados a la pared por una generatriz, con el eje perpendicular a la pared) y una última que es más general), se refiere al hecho de que en el interior del empaque cada pieza está rodeada por más piezas hacia el exterior que hacia el centro ésta se puede reducir disponiendo de superficies oblicuas sobre ésta o construyendo la pared de chapa ondulada para que aleje el líquido de la pared, la cual ha demostrado ser muy conveniente en torres de 0.04, 0.08 y 0.16 metros de diámetro.

Aunque inicialmente la presión de operación no fue un factor avaluado por investigadores<sup>(31)</sup>, Berg, L y Popovac, D. y Hawkins, J y Brent, J. concluyeron que la presión tiene un efecto pequeño sobre la eficiencia, y según experimentos realizados por Kirschbaum, E. la eficiencia disminuye al reducir la presión

Las propiedades físicas del material destilado se encontraron como uno de los factores más importantes que afectan la eficiencia. El gran número de propiedades físicas hacen muy difícil la evaluación de este factor, sin embargo, para datos de Koffolt, J. y colaboradores se realizó una gran combinación de variables, y la combinación que dió la mejor correlación fue  $a\mu/\Gamma$ .<sup>(31)</sup>

Koshy, T. y Rukovena, F. evaluaron la tensión superficial y obtuvieron que la eficiencia para el sistema Metanol-Agua (mezcla binaria positiva - el componente menos volátil tiene la tensión superficial más alta-) es considerablemente más bajo que para el sistema agua-dimetil formada (negativa).

La variación de la eficiencia con la concentración de la mezcla en el calderín se puede encasillar bajo los siguientes comportamientos, los que a su vez van a depender de las propiedades físicas de cada sistema; que la eficiencia aumenta con el aumento de la concentración, que la eficiencia disminuye con el aumento de la concentración, que a concentraciones intermedias se tengan eficiencias más altas que las que se obtendrían con concentraciones altas. Estos comportamientos se pueden presentar en forma individual en intervalos bien definidos en velocidad del vapor (Gráfica  $N_i$  vs  $U_o$  y como parámetro la concentración en el calderín) o combinaciones de los comportamientos anteriormente mencionados en otros intervalos bien definidos: aunque también se puede presentar en puntos aislados de la velocidad del vapor.

Con el fin de conocer la influencia en forma aislada de la relación de reflujo sobre la eficiencia de rectificación es necesario variar la cantidad de reflujo a velocidad constante de vapor. Bajo condiciones definidas se obtuvo que la eficiencia aumentó al disminuir la relación de reflujo (sistema Etanol-Agua). Esto indica que la eficiencia es tanto mejor cuanto menor es la cantidad de líquido que baña la superficie del relleno.

La colocación del empaque se refiere al modo en que quedan dispuestos los



empaques dentro de la torre. Kirschbaum, E. determinó experimentalmente que la eficiencia es mayor cuando el empaque es colocado a mano, ya que hay mayor cantidad de empaque y por ende mayor área de superficie que cuando el empaque es lanzado al azar.

Las pérdidas de calor afectan los perfiles de temperatura y concentración a lo largo de toda la columna y por tal motivo la eficiencia, ésto comparando una columna no aislada con una térmicamente aislada.

Los resultados experimentales en las columnas empacadas no son enteramente reproducibles.

### **3. SELECCION DE EMPAQUES Y PROPUESTA DE DISEÑO Y CONSTRUCCION DE UN EQUIPO EXPERIMENTAL DE DESTILACION**

Ya que el equipo motivo de este proyecto, serán instalados en zonas rurales donde no se dispone de una tecnología avanzada para utilizar torres de platos, que tienen un alto costo y requieren un mantenimiento muy especial, se propone como alternativa el empleo de torres empacadas, que según lo visto en el capítulo 1 (Numeral 1.3) resultan más convenientes.

#### **3.1 SELECCION DE EMPAQUES**

En vista de que los empaques convencionales que se disponen en nuestro medio son de baja calidad, de no fácil fabricación y además la importación de los

mismos resulta costosa, se ve la necesidad de hacer un estudio sobre los posibles materiales y formas de empaques que sean susceptibles de ser fabricados en el mismo sitio del montaje.

Para realizar la selección de empaques no convencionales, se hace necesario conocer de antemano el sistema o sistemas de ser separados para de esta forma llegar a la información necesaria sobre propiedades químicas y físicas, etc., de los materiales que permita una selección inicial. Los criterios de preselección que se deben tener en cuenta son:

- Inercia química con el sistema.
- Corrosión debida al sistema o a pares galvánicos (formado con la pared o accesorios de la columna).
- Estabilidad térmica.

Dentro de los materiales no convencionales susceptibles de ser utilizados como empaques se escogieron 12 (ver tabla 5) de acuerdo a su disponibilidad, las cuales son evaluadas según los criterios anteriores, teniendo en cuenta propiedades físicas como punto de fusión, y químicas como corrosión e inercia química.

La evaluación por temperatura se hace sobre la base de la temperatura de operación que para este caso es de 100°C: por corrosión se toman las recomendaciones de varios autores las cuales sugieren que no debe ser mayor de 10 mpy (milésima de pulgada por año), pero teniendo en cuenta que muchos

de estos materiales son de uso común en la fabricación de estos equipos y su resistencia a la corrosión es menor, se escoge un valor máximo de 20 mpy, por reactividad se tiene en cuenta la inercia química para las condiciones de operación.

Con los materiales escogidos se procede a la selección de las formas más apropiadas que estos pueden tomar para ser usados como empaques y posteriormente seleccionar tres de ellos mediante la ponderación de los siguientes factores:

- Obtención de la materia prima
- Costo de la materia prima
- Facilidad de manejo
- Facilidad de escalado
- Densidad
- Porosidad
- Uniformidad

### **3.1.1 Obtención de la Materia Prima**

Este factor es una medida de la dificultad de consecución del material, involucra el proceso de obtención que puede ser de simple recolección en el sitio, o compra a distribuidores regionales

Se clasificarán para su ponderación en:

- Material que se encuentra en la naturaleza y de fácil consecución.
- Material de comercialización nacional que puede adquirirse en la mayoría de las ciudades y pequeñas poblaciones.
- Material de comercialización urbana que solamente puede adquirirse en las grandes ciudades.

### **3.1.2 Costo de la Materia Prima**

Se contempla en este factor el costo de adquisición de la materia prima y los adicionales por recolección y transporte.

### **3.1.3 Porosidad**

Algunos materiales en contacto con un líquido retienen parte de él en sus intersticios, bien sea por fenómenos de capilaridad, adsorción, etc. Este comportamiento hace que la retención estática tenga una relación con el tipo de empaque empleado.

La porosidad afecta además la superficie específica del relleno inicialmente expuesta, ya que esta disminuye después de ser puesta en operación la columna. De otra parte la posibilidad de contaminación en columnas utilizadas para diferentes sistemas es mayor, por cuanto la retención debida a capilaridad es relativamente difícil de eliminar.

La clasificación de porosidad en la ponderación se basó en que a mayor retención son mayores los efectos sobre las características del empaque, lo que influirá en una menor cantidad de líquido retenido.

Los intervalos escogidos fueron: baja porosidad de 0 a 1 gramos de agua retenido por 100 gramos de material seco, porosidad media de 1 a 50 gramos de agua retenido por 100 gramos de material seco y será mayor si se retiene una cantidad mayor de 50 gramos de agua por 100 gramos de material seco (retención alta).

En la tabla 6 se muestran los resultados de retención efectuados a los materiales preseleccionados.

#### **3.1.4 Densidad**

Este factor adquiere gran importancia en torres industriales de mediana y gran altura, reflejándose en un diseño más cuidadoso, del plato sostenedor y de la estructura sobre la cual descansa la torre.

A nivel de miniplantas también se hace crítico, que se trabaja con espacios vacíos pequeños y alturas suficientes que el peso sea tenido en cuenta y más aún cuando los materiales son de densidad alta.

Los pesos específicos de algunos materiales se consultarán en la literatura, referencia 37, de los que no se disponía información se efectuó su determinación experimental (materiales con \*).

$$\Gamma_{Muestra} = \frac{PMS}{VD + \frac{PMSA - PMS}{\Gamma_{AGUA}}} \quad \text{Ec.(163)}$$

Donde

PMS : Peso de muestra seca

PMSA : Peso de muestra saturada

VD : Volumen desplazado

$\Gamma_{agua}$  : Densidad del agua

La tabla 7 muestra las densidades de algunos cuerpos porosos y no porosos. En la clasificación se consideraron como livianos a los de densidad menor a 0.900 g/cm<sup>3</sup>, pesados a los densidad entre 0.900 g/cm<sup>3</sup> a 4.000 g/cm<sup>3</sup> y muy pasados aquellos materiales cuya densidad es mayor a 4.00 g/cm<sup>3</sup>.

### 3.1.5 Facilidad de manejo

Se refiere al grado de dificultad que puede presentarse en la fabricación de las piezas de empaque. De acuerdo a este factor se divide la elaboración en tres tipos: artesanal, semiartesanal y manufacturado.

En la realización de las unidades de relleno (In situ) se pueden dar condiciones tales que el procedimiento de elaboración sea sencillo, si las herramientas a utilizar son de uso común, y están al alcance del fabricante. Si esto se cumple el empaque corresponde al tipo artesanal.

Cuando el procedimiento origina la necesidad de acudir a personas, cuyos oficios de trabajo son especializados (como carpinteros, torneros, modelistas, etc.) pasa a ser semiartesanal.

La manufactura es consecuencia de un procedimiento de elaboración relativamente complejo, resultando más conveniente contratar una entidad que pueda fabricarlo completamente.

### **3.1.6 Facilidad de Escalado**

Es más ventajoso que un material, con una forma determinada (ya escogida), puede ser reproducido en tamaños mayores o menores, según el diámetro de la columna de destilación.

A continuación se mencionan algunos factores que influyen en que el escalado sea fácil, difícil o imposible.

- El material es moldeable o no moldeable
- Forma del empaque a escalar. Superficies muy irregulares son difíciles de reproducir, en cualquier tamaño, al contrario de las que presentan bastante

## Selección de empaques

	Puntos	Empaques									
		Aluminio	Acero Inoxidable	Cobre	Bronza	Cemento	Pomax	Carbón Vegetal	Carbón Mineral	Madera	
		A-B-C-D	B-C-D-E	B-C-D-E	B-C-D-E	Anillos	Paralelo-gramo	Cilindros	Irregular	Cilindros	
1. Obtención de la materia prima	En Naturaleza							10	10		
	Comercializa. Nacional	0-7-7-7		7-0-0-0		7	7			7	
	Comercializa. Urbana	5-0-0-0	5-5-5-5	0-5-5-5	5-5-5-5						
2. Costo de la materia prima	Barato					10		10	10	10	
	Caro										
	Muy caro	2-2-2-2	2-2-2-2	2-2-2-2	2-2-2-2		2				
3. Facilidad de manejo	Artesanal	0-8-8-8	8-8-8-8	8-8-8-8	8-8-8-8				8	8	
	Semi-artesanal					6	6	6			
	Manufacturado	4-0-0-0									
4. Facilidad de escala	Fácil	0-5-5-0	5-5-0-5	5-5-0-5	5-5-0-5						
	Difícil	0-0-0-3	0-0-3-0	0-0-3-0	0-0-3-0	3		3	3	3	
	Imposible	1-0-0-0					1				
5. Densidad	Liviano						15			15	
	Pesado	9-9-9-9				9		9	9		
	Muy pesado		3-3-3-3	3-3-3-3	3-3-3-3						
6. Porosidad	Retención baja 0-10	15-15-15-15	15-15-15-15	15-15-15-15	15-15-15-15						
	Retención media 10-50					9			9		
	Retención alta > 50						3	3		3	
7. Uniformidad	Gran regularidad	8-8-8-8	8-8-8-8	8-8-8-8	8-8-8-8	8				8	
	Media regularidad						6				
	Irregularidad alta						2	2	2		
<b>Total</b>		44-54-54-52	46-46-44-46	48-46-44-46	46-46-44-46	52	40	49	51	54	

A = Diferentes formas  
 B = Espirales  
 C = Anillos Lessing  
 D = Anillos Rasching  
 E = Malla de Lessing

- si plicidad.
- El material f ece varios tamaños para una misma forma.
- Los costos que pueden oc sionar los factores mencionados



### **3.1.7 Uniformidad**

Es conveniente en la fabricación de los empaques proveer su reproducibilidad en cuanto a forma y tamaño, pues ello contribuirá a una mejor distribución de líquido en la columna, y se reflejará en una menor desviación en los resultados de los experimentos hechos bajo unas mismas condiciones de operación.

Algunos materiales como el carbón vegetal (con forma de cilindros), no presentan buena uniformidad, pues el grado de fisuramiento de la superficie cambia fácilmente.

**Ponderación de los parámetros.** Se efectúa, asignando puntajes a cada uno de ellos, correspondiendo valores altos a los más críticos, intermedios cuando son importantes, y bajos si son menos influyentes. Además cada parámetro se subdivide en tres criterios, como se explicó anteriormente y los cuales se califican de acuerdo al hecho que sean más o menos favorables en la selección del empaque. En la tabla 8 se indican los valores asignados a cada uno de los factores y la evaluación de cada uno de los empaques preseleccionados.

Fueron seleccionados aquellos con mayor puntuación, correspondiendo en su orden: aluminio en forma de espirales y anillos lessing , madera en forma de cilindros. (ver Figura 24).

## **3.2 PROPUESTA DE CONSTRUCCION DEL EQUIPO EXPERIMENTAL**

El equipo experimental, Figura 25, sobre el se puede utilizar para la realización de los diferentes ensayos para el estudio de la eficiencia e hidráulica de los

empaques seleccionados, se debe construir y montar teniendo en cuenta la funcionalidad y flexibilidad del mismo. Para llevar a cabo dicha tarea se tiene presente en primer lugar el sistema de trabajo, en segundo lugar los caudales y por último las dimensiones más adecuadas para cada parte del equipo experimental (torre, elementos internos, etc.).

### **3.2.1. Cuerpo de la Columna**

Con el fin de seleccionar el material del cual está hecha la columna de destilación se hacen necesarios algunos de los criterios tenidos en cuenta para la selección de los empaques, debido a que sobre el material de la torre también se debe tener presente el fin primario, el cual es garantizar una construcción relativamente fácil que se ve reflejada en gran medida por la consecución de la materia prima y otros criterios que posteriormente se mencionarán. Además de lo anterior, es necesario tener en mente los criterios básicos debidos a las propiedades físicas y químicas de los materiales.

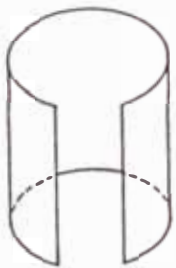
La forma definida del cuerpo de la torre es la cilíndrica, según lo expuesto en el capítulo anterior, su tamaño va a depender del grado de separación que se desee y de los flujos que se van a manejar, o del nivel de trabajo. El material, del cual va a estar constituida, es seleccionado por medio de la ponderación de los siguientes parámetros:

- Obtención de la materia prima
- Costo de la materia prima
- Disponibilidad de la materia prima

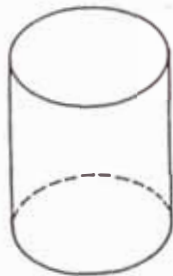
- Facilidad de construcción
- Conductividad térmica
- Instalación de accesorios
- Facilidad de conexiones
- Densidad.



Anillo en Espiral



Anillo Lessing



Cilindro

**Figura 24** Empaques seleccionados

La asignación de los puntos sobre los parámetros para la selección es muy relativa con los empaques, se toman como valores mayores aquellos que se consideran tienen una incidencia favorable sobre el fin primario que es la "fácil construcción".

#### **3.2.1.1 Obtención de la Materia Prima**

Es un parámetro que, al igual que en los empaques, se refiere al grado de dificultad que puede presentarse en la consecución del material con el cual está hecha la torre. Dicho grado de dificultad puede encajar en alguna de las tres clasificaciones que presenta este parámetro (se encuentra en la naturaleza, es de fabricación nacional y es de fabricación urbana) y que como en los empaques resulta más favorable que el material se encuentre en la naturaleza seguido de la comercialización nacional y por último la urbana. De tal forma que los puntos se asignan de mayor a menor, según se trate de la condición más o menos favorable y así en las demás clasificaciones de los otros parámetros.

#### **3.2.1.2 Costo de la Materia Prima**

Es un parámetro que se encuentra relacionado con el anterior, y su clasificación se genera de tener en cuenta el precio por kilogramo de material a emplearse.

#### **3.2.1.3 Disponibilidad de la Materia Prima**

Este hace referencia al hecho de que los materiales pueden encontrarse en las

formas y tamaños requeridos para su aplicación. Por ejemplo, en el caso del Aluminio, se encuentra en láminas y tuberías, pero estas últimas, no se presentan en todos los posibles diámetros de uso. Según lo anterior el material más apropiado es el que presenta mayor versatilidad de disposición, es decir que el valor máximo lo toma la clasificación correspondiente al material que se encuentra en la forma deseada (cilíndrica) y en todos los posibles diámetros que puedan ser requeridos para su aplicación, le sigue la clasificación donde el material se encuentra en láminas u otra forma que facilite construir el cuerpo y finalmente se tiene la menos favorable que corresponde al material que se encuentra en forma deseada pero no en todos los tamaños (diámetro) de posible utilización.

#### **3.2.1.4 Facilidad de Construcción**

Se refiere a la posibilidad que existe de construir la torre en el sitio donde va a funcionar la miniplanta. Según lo anterior la clasificación a la cual se le asigna un mayor puntaje es la que contempla la posibilidad de construir la torre en el sitio ya que esto implica menores costos, un puntaje menor se le asigna a la que indica la construcción en el pueblo cercano, y finalmente la posibilidad de construirla en la ciudad toma el puntaje menor.

#### **3.2.1.5 Conductividad Térmica**

Este parámetro toma importancia en la medida en que la conductividad del material del cual se construye la columna tenga valores altos, ya que esta

situación puede inducir mayores costos (por aislamiento) y dificultad en la construcción. Mientras que si ésta es baja se pueden reducir pérdidas calóricas y costos por aislamiento. Teniendo en cuenta lo anterior este parámetro se clasifica en conductividad:

- Baja cuando la conductividad térmica esta entre 0 y 0.141052 N.m/m.s<sup>°K</sup>
- Media cuando la conductividad térmica esta entre 0.141052 y 0.34614 N.m/m.s<sup>°K</sup>
- Y alta cuando la conductividad térmica es mayor de 0.34614 N.m/m.s<sup>°K</sup>

Donde los puntajes asignados a las clasificaciones son mayor (favorables) para las que presentan los rangos menores de conductividad. Esta propiedad para los diferentes materiales se encuentra consignada en la Tabla 9.

### **3.2.1.6 Instalación de Accesorios**

Tiene que ver con las limitaciones que presentan los materiales seleccionados al adaptarle accesorios de cualquier material, especialmente en su parte interna, debido a la formación de pares galvánicos. Por esta razón se generan dos clasificaciones: la de los materiales que no presentan problemas de corrosión con el uso de accesorios de cualquier material en su parte interna (versatilidad) y la de los materiales que sí tienen problemas. Como se observa, la posibilidad mas favorable es la primera y por ello se le asigna el mayor puntaje (cinco).

Tabla 9

Conductividades térmicas de los materiales del cuerpo de la torre

MATERIALES	CONDUCTIVIDAD $k(N.m/m.s^{\circ}K)$
Aluminio	205,95
Cobre	377,29
Bronce	190,37
Acero inoxidable	44,99
Madera	0,1505
Cemento	0,2942

### **3.2.1.7 Facilidad de Conexiones**

Debido a que la facilidad con que se puede realizar la conexión de accesorios es un factor influyente en el grado de dificultad de la construcción de la torre, y además que está íntimamente relacionado con el material de construcción, ésta se tiene en cuenta, y sus clasificaciones se generan de las técnicas de acondicionamiento que tienen asociado un relativo grado de dificultad dependiendo del material y que pueden ir desde técnicas muy especiales, por ejemplo soldaduras de aplicación especial (Aluminio, Acero, etc.) a esto se le asigna el puntaje de menor valor, el simple uso de algún pegante o cemento que es lo más apropiado, ya que además de tener un grado de dificultad menor, reduce costos, se le asigna el puntaje de mayor valor.

### **3.2.1.8 Densidad del Material**

Este parámetro está sujeto al nivel de aplicación, según sea de laboratorio, semi-industrial e industrial, siendo un poco más relativamente en estos dos últimos (cálculo de espesor de pared y estructura). La influencia de este parámetro va a estar supeditada a que tan liviano o pesado es el material que se va a utilizar como cuerpo. En la clasificación se consideran como livianos (de más alto puntaje) los que tienen una densidad menor de  $0,9 \text{ g/cm}^3$ , pesados aquellos cuya densidad está comprendida entre  $0,9 \text{ g/cm}^3$  y  $4,0 \text{ g/cm}^3$  y muy pesados aquellos de densidad mayor a  $4,0 \text{ g/cm}^3$ . Las densidades de los materiales considerados se encuentran en la Tabla 7.



En la Tabla 10 donde se realiza la selección de los materiales para el cuerpo mediante la ponderación de los respectivos parámetros se encuentran todas las puntuaciones para cada material. Los dos materiales del cuerpo que resultaron seleccionados fueron la madera y el cemento.

En cuanto a la construcción del equipo experimental, Figura 25, esta no se realizará con materiales no convencionales ya que el objetivo inicial es estudiar diferentes tipos de empaques, los factores hidraulicos y de transferencia de masa para diferentes sistemas, para esto el material del cuerpo de la torre no afecta de manera sustancial la eficiencia e hidráulica. Por tal motivo, se seleccionará, el vidrio (material convencional) que resulta de fácil construcción y además, por sus características ayuda a la evaluación cualitativa de los fenómenos que tienen lugar dentro de la torre cuando se encuentra en funcionamiento. Su dimensionamiento se deberá realizar teniendo en cuenta las medidas de algunos equipos utilizados para este fin.<sup>(4)</sup>

### **3.2.2. Empaque**

Los empaques que se seleccionaron mediante la evaluación de los parámetros se muestra en la Figura 24.

Su tamaño debe cumplir con la recomendación que relaciona el tamaño del empaque y el diámetro de la torre (mínima  $1/15$  y máxima  $1/8$ ) y debe tener una longitud igual a su diámetro, ya que según Kirschbaum, E. de esta forma se garantiza una mayor eficiencia debido a que el recorrido de las fases por el

relleno es relativamente largo y la circulación produce de modo más favorable (recorrido en zig-zag) para la transferencia de calor y masa.

Para los diferentes experimentos que se pueden plantear resulta más sencilla la manufactura de los empaques mas grandes aunque se corre el riesgo de tener mayor acanalamiento que si se escoge el tamaño más pequeño de la recomendación. Sin embargo, si este fenómeno resulta muy pronunciado se podrá pensar en un tamaño menor.

### 3.2.3 Soporte

Para el buen funcionamiento del dispositivo que va a soportar el empaque se aconseja que el área libre disponible en éste sea mayor que el área transversal de la torre. La relación anterior está definida por el porcentaje de paso que analíticamente es:

$$\%P = \frac{\textit{Area disponible}}{\textit{Area transversal}} \cdot 100 \qquad \text{Ec.(164)}$$

Teniendo en cuenta los parámetros de selección de un soporte y sus características, se sugiere un plato soporte con inyección de gas (Figura 7) como el dispositivo de mayores ventajas tanto desde el punto de vista de funcionamiento como de fabricación e instalación. Este dispositivo se debe construir de aluminio.

### **3.2.4 Distribuidor de Líquido**

Dispositivo utilizado para realizar la distribución del líquido (reflujo) sobre la parte superior del empaque y que debe ser diseñado de tal forma que pueda realizar sus funciones en forma satisfactoria.

Dentro de los diversos distribuidores que se recomiendan a nivel de laboratorio se sugiere uno en forma de espiral.

### **3.2.5 Redistribuidor**

Dispositivo de uso indispensable en columnas de laboratorio ya que estas (diámetro pequeño) el efecto de pared es más pronunciado<sup>(15)</sup> y el redistribuidor lo elimina en gran parte.

Para los propósitos específicos que se persiguen con dicho equipo experimental resulta adecuado el redistribuidor Rosette (figura 13), debido a que este brinda la posibilidad de determinar en forma experimental la altura de empaques más adecuada a la cual debe ir el redistribuidor para los empaques seleccionados; y así conocer la relación debe ser tenida en cuenta, se elimina la incertidumbre que genera el hecho de no conocer la altura máxima de sección empacada en la cual empiezan a presentarse fenómenos tales como efecto de pared y acanalamiento que afectan sustancialmente la eficiencia de separación.

El redistribuidor tipo Rosette debe ser de teflón y su diámetro exterior es igual al del interior de la torre, además su área libre disponible para el flujo cumple la

recomendación de la Norton (compañía diseñadora, el cual esta no debe ser menor de 75% del área transversal de la torre.

### **3.2.6 Equipo auxiliar**

Está formado por los dispositivos que ayudan al equipo central (torre con sus elementos internos) a la realización y control de una operación determinada (destilación) y al cumplimiento de los objetivos que se pueden plantear sobre la misma. Dentro de este equipo se encuentra el calderín, el condensador, los dispositivos de medida y control, líneas de suministro y la estructura de soporte.

En las operaciones gas-líquido se hace necesario poner en contacto la fase líquida y la fase gaseosa para que exista transferencia de material entre ellas. Por tal motivo y una vez definido el equipo sobre el cual se va a realizar dicho contacto (torre empacada), es indispensable disponer de los dispositivos que garanticen el suministro de dichos flujos (gas-líquido). Para el caso de la destilación uno de estos es el calderín en donde la fase vapor es creada.

El recipiente sobre el cual se realiza la adición de calor (Calentamiento) debe tener, según Krell, E. una capacidad tal que su carga ( Que debería ser ocho veces la retención total de la torre ) o sea las dos terceras partes del volumen total del calderín.

Para realizar los experimentos en forma satisfactoria es necesario disponer de algunos elementos que controlen los flujos que se van a manejar. Por tal

motivo se utilizan las válvulas de globo o de aguja, según la función específica que se tenga.

La línea por la cual se conduce los diferentes fluidos (líquido y vapor), Figura 25, es otro de los elementos considerados y su selección depende de las condiciones que reúnen en cada sección del equipo. Como líneas de conducción se puede utilizar tubos de pvc para el líquido y el vapor respectivamente, debido a que este material resiste la temperatura de trabajo, es liviano y fácil instalación.

#### **4. PROGRAMACION DE EXPERIMENTOS**

Una vez cargada la columna con el empaque y el sistema elegido, se procede a realizar el estudio de eficiencia desde el punto de vista de la hidráulica y de la transferencia de masa.

Para poder desarrollar la programación, inicialmente se necesita identificar los parámetros que permitan efectuar el dimensionamiento de una columna empacada; para ello se toman los siguientes pasos de diseño :

- Primer paso: Selección del tipo y tamaño de empaque.
- Segundo paso: Dimensionamiento de la columna (diámetro) sobre la base de una razonable aproximación a la velocidad de inundación, usualmente entre un 60% y un 80% de esta.
- Tercer paso: Cálculo de la altura de empaque requerido.
- Cuarto paso: Estimar la caída de presión.

##### **4.1 EXPERIMENTOS DE CALIBRACION DE FLUJO Y TIEMPOS DE ESTABILIZACION**

Son realizados a reflujo total, con la medición de los tiempos de estabilización para diferentes flujos de vapor, se repite la operación anterior empleando reflujos finitos.

Para la medida de los flujos (Kg/seg) de las corrientes de líquido destilado (D) se toman las respectivas muestras, anotando los tiempos que se tardan en alcanzar un volumen determinado, simultáneamente se determina en el

rotámetro el flujo de líquido (L (recirculación), y aritméticamente determinamos el flujo de vapor (G).

A reflujo total se sabe que el flujo de líquido (L) es igual al flujo de vapor (G), el cual se lee en el rotámetro, el reflujo total se incrementa, aumentando el ingreso de la energía calorífica (vapor de agua dado por el caldero) al sistema enchaquetado.

## **4.2 EXPERIMENTOS**

Comprende el estudio de la hidráulica y la transferencia de masa para un mismo tamaño y forma de empaque en un sistema de una fase o doble fase.

### **4.2.1 CUANDO LA COLUMNA OPERA CON EL SISTEMA DE DOBLE FASE O UN SISTEMA DE UNA SOLA FASE**

El ensayo es efectuado con la altura del relleno (Z) constante. Este experimento consta de dos partes:

- Mediciones previas
- Realización de la corrida experimental.

#### **4.2.1.1 Mediciones Previas**

Este procedimiento es general para los sistemas de doble fase y una fase.

- Diámetro de la columna ( $d_c$ ).
- Área y peso de algunas unidades de empaque seco, que depende de la uniformidad entre las unidades del relleno.

- Peso del empaque empleado para llenar la columna.
- Altura de la sección empacada.
- Conocido el número de piezas y el volumen, se halla el área específica (a<sub>v</sub>).
- Espacio vacío, el cual se determina de la siguiente forma:

Inundar la torre con agua y empezar a contar el volumen del líquido desde el momento en el cual el nivel comienza a tener contacto con el empaque, hasta cuando el nivel del líquido alcance el final del relleno. Este volumen de agua es el que ocupa el espacio vacío del relleno; luego se calcula  $\epsilon$ ;

$$\epsilon = \frac{\text{Volumen de agua}}{\text{Vol. de la sección empacada sin relleno}} \quad \text{Ec.(165)}$$

- Concentración inicial de la carga en el calderín.
- Carga al calderín, cantidad y volumen.

#### 4.2.1.2 Procedimiento de la corrida experimental en sistemas de doble fase

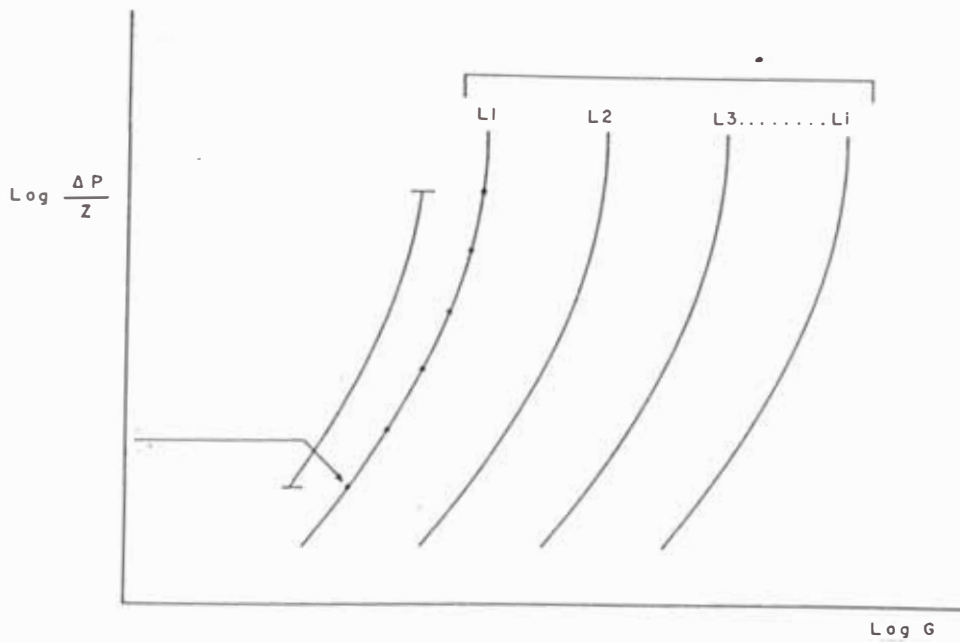
Pasos para efectuar la corrida experimental una vez hechas las mediciones previas son:

Paso 1: Poner en marcha la torre con la debidas precauciones.

Paso 2: Comenzar a reflujo total mínimo correspondiente a la mínima velocidad de vapor (G).



- Paso 3: Dejar estabilizar, con ambos flujos constantes (G y L).
- Paso 4: Tomar simultáneamente lecturas de presión, temperaturas, flujos (G y L), muestras del líquido en la corriente del reflujo y en el fondo de la columna. Estos datos permiten obtener un punto en los gráficos A vs B y  $\text{Log}(\delta P/z)$  vs  $\text{Log}(G')$ .
- Paso 5: Regresar al calderín todo el líquido que se condensa en el condensador, luego reanudar la destilación.
- Paso 6: Aumentar el flujo de vapor ( $G'$ ) incrementando la energía calorífica (abrir mas la válvula de ingreso de vapor de agua generado por el caldero).



**Figura 26** Procedimiento para determinar el gráfico  $\text{Log}(\delta P/Z)$  vs.  $\text{Log}(G')$

Paso 7: Con el flujo de vapor constante ( $G$ ), suministrar más agua de enfriamiento al condensador para lograr condensación total.

**Paso 8:** Abrir la válvula del destilado hasta ajustar el flujo de líquido (reflujo  $L'$ ) ya fijado.

**Paso 9:** Ejecutar los pasos del 3 al 5.

**Paso 10:** Ajustar a otros incrementos de flujo de vapor ( $G$ ) y para cada incremento efectuar los pasos del 8 al 10. El intervalo de variación de flujo del vapor ( $G$ ) es desde un mínimo hasta la inundación completa.

El procedimiento que a continuación se presenta, nos permitirá determinar el comienzo y final de la inundación.

Aumentar por períodos el régimen de destilación, el flujo que ocasione un decrecimiento súbito de reflujo en el fondo, será el correspondiente al inicio de la inundación. El punto completo de inundación se obtiene cuando el flujo de vapor hace que se presente fluctuaciones en las lecturas de la caída de presión y decrecimiento constante en el nivel del líquido.

Los datos recopilados hasta este paso permiten obtener otros puntos del gráfico A vs B para un mismo flujo de líquido ( $L$ ), con lo cual se puede trazar la curva correspondiente a un flujo de líquido ( $L$ ) constante (ver Figura 26).

**Paso 11:** Fijar otros flujos de líquido ( $L$ ) según incrementos, inicialmente a reflujo total y para cada flujo ( $L$ ) hacer los pasos 3 a 10. Finalmente el último flujo de líquido es el correspondiente al máximo flujo de vapor ( $G$ ) con el que se pueda operar. con estos pasos (1 a 11), pueden determinarse las curvas L (ver Figura 26).

**Paso 12:** Comparar los datos de los experimentos. Cuando las desviaciones están fuera del margen de error considerado, efectuar una discusión para encontrar las posibles causas y juzgar si ha de repetirse el experimento.

Los datos de este experimento se puede utilizar también para determinar los coeficientes volumétricos globales ( $K_{v,x_A}$ ) y la altura equivalente a un plato teórico (HETP), siempre y cuando se cumplan las suposiciones simplificadoras<sup>(104)</sup>; esto se garantiza con una selección conveniente del intervalo de operación del sistema ( $X_w, X_D$ ).

#### **4.2.1.3 Procedimiento de la corrida experimental en sistemas de una sola fase**

En esta caso determinaremos el comportamiento hidráulico del aire en una torre empacada.

Los pasos a seguir para este caso son:

**Paso 1:** Desconectar el reflujo en el tope de la columna.

**Paso 2:** Conectar el sistema de aire al calderín (con su respectiva válvula).

**Paso 3:** Poner en marcha la torre con las debidas precauciones y encender el compresor.

**Paso 4:** Regular la entrada de energía calorífica (ingreso de vapor de agua al sistema enchaquetado).

**Paso 5:** Anotar la caída de presión, flujo de aire y la temperatura.

Paso 6: tomar otros incrementos para la velocidad del aire, y repetir los pasos 4 y 5.

### 4.3 MANEJO DE DATOS

Se refiere a las manipulaciones que se realizan sobre los datos para obtener las variables, por ejemplo: con las temperaturas promedio de operación de cada corrida, se evalúan las propiedades físicas de los fluidos (densidad, viscosidad, tensión superficial, difusividad, etc.), así mismo en las correlaciones debemos de emplear métodos numéricos para la evaluación y determinación de las ecuaciones.

Los tiempos y las cantidades de muestra permiten calcular el flujo másico de líquido y por ende el flux másico.

Estas muestras permiten además, determinar las concentraciones por medio del índice de refracción ( $n_D$ ), mediante un refractómetro y el uso de la curva de conversión  $n_D$  vs concentración (ver figura 27).

### 4.4 GRAFICOS Y CORRELACIONES

Los gráficos y correlaciones a efectuar de los resultados experimentales se dividen en:

- De hidráulica: Inundamiento y caída de presión.
- De transferencia de masa: Coeficientes,  $H_{OG}$ ,  $N_t$ , etc.

#### 4.4.1 GRAFICOS Y CORRELACIONES DE HIDRAULICA

Una vez efectuando el manejo de datos, basta con escoger las variables de los

diagramas a realizar y calcular sus respectivas coordenadas, para graficar luego estos resultados, obteniéndose así los gráficos A vs B (Gráficos de inundación) con  $(\delta P/Z)$  como parámetro y el gráfico  $\text{Log}(\delta P/Z)$  vs  $\text{Log}(G')$  (Gráficos de caída de presión) con  $L'$  como parámetro.

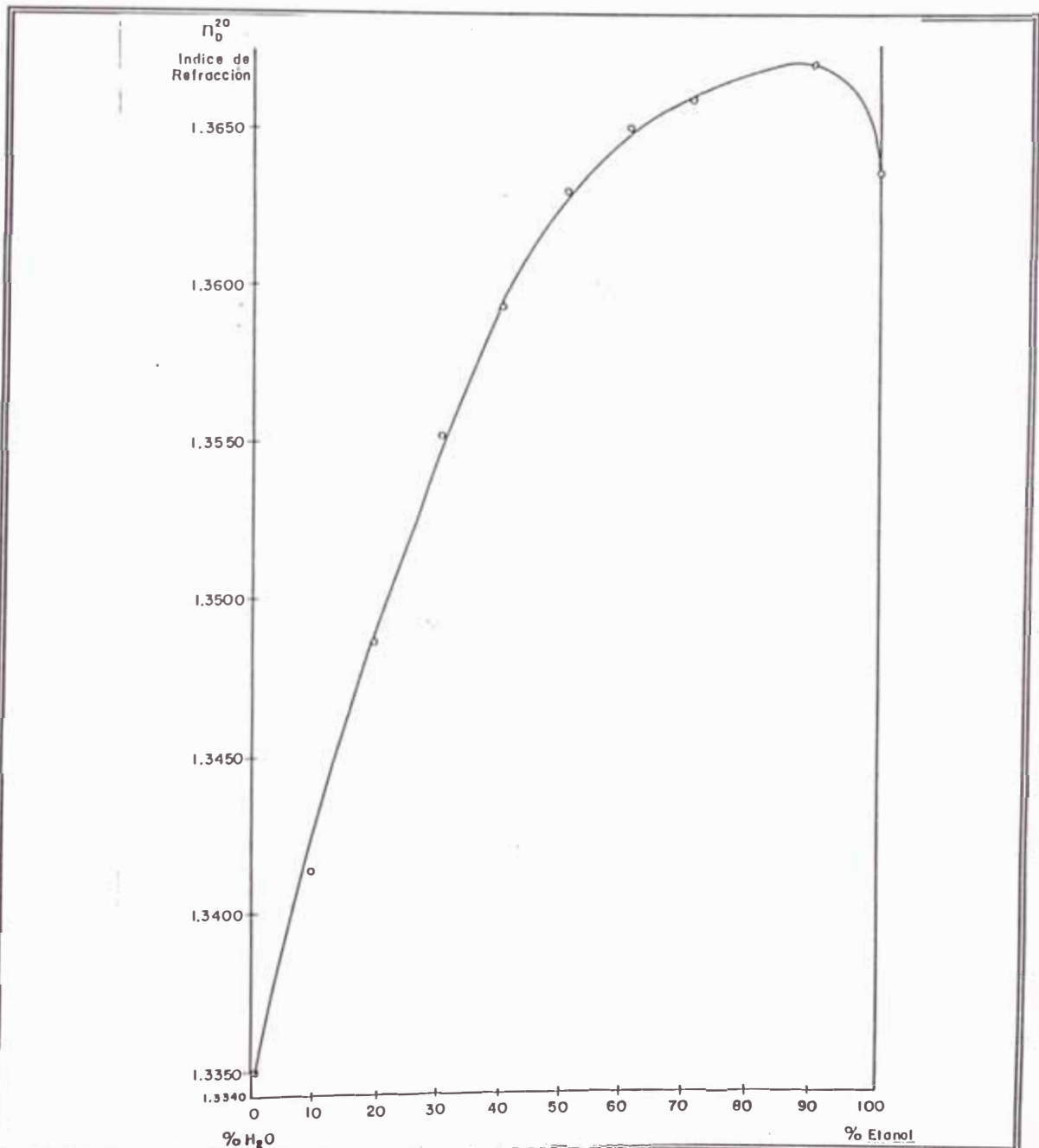


Figura 27 Índice de refracción Vs. % de etanol en peso

A continuación se correlacionan los resultados graficados y para ello pueden emplearse ecuaciones propuestas por algunos investigadores y que son de carácter general. Según el grado de correlación de las ecuaciones, será necesario investigar nuevos modelos en el caso de que el ajuste de los datos no sea bueno.

Conocido el tipo de ecuación se procede a evaluar las constantes empíricas de la misma, mediante el método de los mínimos cuadrados con el que es posible hallar los mejores valores de las constantes y así tener la mejor correlación para un tipo de ecuación escogido. La correlación del gráfico  $\text{Log } (\delta P/Z)$  vs  $\text{Log } (G')$  en muchos empaques por debajo del punto de carga con líneas rectas para cada flujo de líquido  $(L)'$ , por tanto se escoge una ecuación que agrupe las líneas rectas.

#### 4.4.2 GRAFICOS Y CORRELACIONES DE TRANSFERENCIA DE MASA

Como la resistencia a la transferencia de masa para el sistema etanol-agua, es controlada por la fase líquida entonces,  $H_{t,ol}$  se calcula, para ello, se toman los datos correspondientes a reflujo total<sup>(104)</sup> y se aplica la ecuación 86 previa determinación del  $(NTU)_{ol}$  y el coeficiente volumétrico se evalúa como:

$$K'_x a_A = L / H_{t,ol}$$

Ec.(166)

Luego estos coeficientes pueden ser correlacionados mediante las ecuaciones 121 y 122.

$k'_y a_A$  puede ser evaluado mediante la ecuación 137 que es particular para el sistema etanol-agua. Otra forma consiste en hallar primero el número de etapas teóricas ( $N_t$ ) bien sea analíticamente (ecuación de Beatty y Calingaert<sup>(12)</sup>) o aplicando el método de McCabe Thiele, y luego se determina la HETP con la ecuación 158, con la ecuación 160 y finalmente

$$K'_y a_A = G / H_{tOG} \quad \text{Ec.(167)}$$

Con la ecuación 125 se correlacionan los coeficientes volumétricos globales en la fase gaseosa  $k'_y a_A$ , luego comparar los valores de  $k'_y a_A$  y  $k'_x a_A$  y con base de esto determinar cual es la fase controlante.



## 5. PRUEBAS EXPERIMENTALES

Para la propuesta del equipo y su respectiva construcción se ha tenido en cuenta tamaños de planta capaces de resolver los problemas de la pequeña industria en lugares alejados de la ciudad.

En nuestro país existe la producción de alcohol a partir de la caña de azúcar y de la uva, donde el alcohol constituye su producto principal y su valor alcanza precios competitivos, en cuanto mejore su composición.

Para el presente trabajo se acondiciono un reactor tipo batch para convertirlo en una columna empacada con anillos Rasching, en ella se realizo las pruebas a fin de determinar un conjunto de parámetros propios de una columnas de destilación empacada.

El equipo consta de un hervidor (boiler) de 10 galones de capacidad, un tubo condensador (convertido en columna empacada), un condensador de has de tubos y un drum o receptor, el cual permite recuperar el destilado y parte de ello retornarlo a la columna.

A fin de que el reflujo sea introducido por la parte superior de la columna se instalo dos bombas pequeñas en serie y a través de ella se instalo un rotámetro para medir el reflujo.

Asimismo se instalo un manometro diferencial que fue conectado entre el tope y el fondo de la columna.

Para medir con precisión la temperatura, se instalo una termocupla tipo J y fue monitoreado por un multipunto digital, como fuente calorífica se utilizo el vapor de agua generado por el caldero de 30 BHP instalado en el Laboratorio de Operaciones Unitarias de la Facultad Ingeniería Química de la Universidad

Nacional de Ingeniería.

El análisis de la composición alcohol-agua se realizó empleando un refractómetro, para lo cual previamente se determinó la curva patrón.

Se realizaron múltiples pruebas y para ello se tomaron los datos operativos a fin de realizar cálculos y corroborar los modelos matemáticos en el estudio de los parámetros principales de hidráulica y eficiencia de columnas empacadas.

### 5.1 DATOS DE LA TORRE

Z (Altura de empaque) : 0.8 mt.

$D_t$  (Diámetro interior de la torre) : 0.0428 mt.

S (superficie) : 0.00144  $\text{m}^2$

### 5.2 DATOS DEL EMPAQUE

Tipo : Rasching Material : Plástico

L (longitud) : 0.0065 mt  $d_o$  (diámetro ext.) : 0.0050 mt

$d_i$  (diámetro int.): 0.0037 mt

METODO DE CARGA : AL AZAR

CONSIDERACIONES A CUMPLIR :

$$\frac{1}{15} < \frac{d_{\text{empaque}}}{d_{\text{torre}}} < \frac{1}{8}$$

O también :

$$0.067 < \frac{d_{\text{empaque}}}{d_{\text{torre}}} < 0.125$$

$$\text{De los datos, obtenemos : } \frac{d_{\text{empaque}}}{d_{\text{torre}}} = \frac{0.0050}{0.0428} = 0.117$$

Por lo tanto se cumple con la consideración.

### 5.3 DETERMINACION DE LOS PARAMETROS HIDRAULICOS

#### 5.3.1 DETERMINACION DE LA CURVA CARACTERISTICA DE LA CAIDA DE PRESION EN TORRES EMPACADAS FLUJO EN DOS FASES SISTEMA ETANOL-AGUA

$$L' = 0$$

Nº	$\delta P$ (N/mt <sup>2</sup> )	$(\delta P/Z)$ (N/mt <sup>2</sup> /mt)	$\log(\delta P/Z)$	G (lb/hr)	G' (Kg/mt <sup>2</sup> seg)	$\log(G')$
1	50	62.5	1.796	30	2.631	0.420
2	150	187.5	2.273	50	4.385	0.642
3	250	312.5	2.495	60	5.262	0.721
4	600	750.0	2.875	100	8.770	0.943
5	800	1000.0	3.000	120	10.524	1.022
6	1000	1250.0	3.097	135	11.840	1.077

T (Temperatura de operación promedio) : 80 °C

Haciendo  $X = \log(G')$  e  $Y = \log(\delta P/Z)$ , al graficar obtenemos una recta, la cual se observa en el gráfico N°1 y aplicando el método de mínimos cuadrados se obtiene la siguiente ecuación :

$$\frac{\Delta P}{Z} = 10.178(G')^{1.968}$$

$$\text{Log} \left[ \frac{\Delta P}{Z} \right] = 1.008 + 1.968 \text{Log}(G')$$

$$L' = 1 \text{ Kg/mt}^2 \text{ seg}$$

Nº	$\delta P$ (N/mt <sup>2</sup> )	$(\delta P/Z)$ (N/mt <sup>2</sup> /mt)	$\log(\delta P/Z)$	G (lb/hr)	G' (Kg/mt <sup>2</sup> seg)	$\log(G')$
1	250	312.5	2.495	30	2.631	0.420
2	650	812.5	2.910	50	4.385	0.642
3	800	1000.0	3.000	60	5.262	0.721
4	1300	1625.0	3.211	80	7.016	0.846
5	1800	2250.0	3.352	90	7.893	0.897
6	2500	3125.0	3.495	100	8.770	0.943
7	3250	4062.5	3.609	110	9.647	0.984
8	4500	5625.0	3.750	110	9.647	0.984
9	6000	7500.0	3.875	110	9.647	0.984

T (Temperatura de operación promedio) : 80 °C

Haciendo  $X = \log(G')$  e  $Y = \log(\delta P/Z)$ , al graficar obtenemos tres rectas continuas, la cual se observa en el gráfico N°1; se tomó los puntos 1, 2, 3 y 4 y se aplicó el método de mínimos cuadrados, obteniéndose la siguiente ecuación:

$$\frac{\Delta P}{Z} = 63.646(G')^{1.674}$$

$$\text{Log} \left[ \frac{\Delta P}{Z} \right] = 1.804 + 1.674 \text{Log}(G')$$

Del mismo modo se tomó los puntos 4, 5, 6 y 7 y se aplicó el método de mínimos cuadrados obteniéndose la siguiente ecuación :

$$\frac{\Delta P}{Z} = 5.684(G')^{2.901}$$

$$\text{Log} \left[ \frac{\Delta P}{Z} \right] = 0.755 + 2.901 \text{Log}(G')$$

los puntos 7, 8 y 9 forman una recta vertical.

$$L' = 3 \text{ Kg/mt}^2 \text{ seg}$$

Nº	$\delta P$ (N/mt <sup>2</sup> )	$(\delta P/Z)$ (N/mt <sup>2</sup> /mt)	$\log(\delta P/Z)$	G (lb/hr)	G' (Kg/mt <sup>2</sup> seg)	$\log(G')$
1	150	187.5	2.273	15	1.316	0.119
2	500	625.0	2.796	30	2.631	0.420
3	750	937.5	2.972	40	3.508	0.545
4	1400	1750.0	3.243	60	5.262	0.721
5	2250	2812.5	3.449	70	6.139	0.788
6	2800	3500.0	3.544	75	6.578	0.818
7	3400	4250.0	3.628	80	7.016	0.846
8	4500	5625.0	3.750	80	7.016	0.846
9	6000	7500.0	3.875	80	7.016	0.846

T (Temperatura de operación promedio) : 80 °C

Haciendo  $X = \log(G')$  e  $Y = \log(\delta P/Z)$ , al graficar obtenemos tres rectas continuas, la cual se observa en el gráfico N°1; se tomó los puntos 1, 2, 3 y 4 y se aplicó el método de mínimos cuadrados, obteniéndose la siguiente ecuación:

$$\frac{\Delta P}{Z} = 124.092(G')^{1.611}$$

$$\text{Log} \left[ \frac{\Delta P}{Z} \right] = 2.094 + 1.611 \text{Log}(G')$$

Del mismo modo se tomó los puntos 4, 5, 6 y 7 y se aplicó el método de mínimos cuadrados obteniéndose la siguiente ecuación :

$$\frac{\Delta P}{Z} = 10.336(G')^{3.090}$$

$$\text{Log} \left[ \frac{\Delta P}{Z} \right] = 1.014 + 3.090 \text{Log}(G')$$

los puntos 7, 8 y 9 forman una recta vertical.

$$L' = 5 \text{ Kg/mt}^2 \text{ seg}$$

Nº	$\delta P$ (N/mt <sup>2</sup> )	( $\delta P/Z$ ) (N/mt <sup>2</sup> /mt)	log( $\delta P/Z$ )	G (lb/hr)	G' (Kg/mt <sup>2</sup> seg)	log (G')
1	150	187.5	2.273	10	0.877	0.057
2	300	375.0	2.574	15	1.316	0.119
3	500	625.0	2.796	20	1.754	0.244
4	1250	1562.5	3.194	35	3.070	0.487
5	2000	2500.0	3.340	40	3.508	0.545
6	2750	3437.5	3.536	45	3.947	0.596
7	3750	4687.5	3.671	50	4.385	0.642
8	4500	5625.0	3.750	50	4.385	0.642
9	6000	7500.0	3.875	50	4.385	0.642

T (Temperatura de operación promedio) : 80 °C

Haciendo  $X = \log (G')$  e  $Y = \log (\delta P/Z)$ , al graficar obtenemos tres rectas continuas, la cual se observa en el gráfico N°1; se tomó los puntos 1, 2, 3 y 4 y se aplicó el método de mínimos cuadrados, obteniéndose la siguiente ecuación :

$$\frac{\Delta P}{Z} = 236.101(G')^{1.694}$$

$$\text{Log} \left[ \frac{\Delta P}{Z} \right] = 2.373 + 1.694 \text{Log}(G')$$

Del mismo modo se tomó los puntos 4, 5, 6 y 7 y se aplicó el método de mínimos cuadrados obteniéndose la siguiente ecuación :

$$\frac{\Delta P}{Z} = 52.047(G')^{3.055}$$

$$\text{Log} \left[ \frac{\Delta P}{Z} \right] = 1.716 + 3.055 \text{Log}(G')$$

los puntos 7, 8 y 9 forman una recta vertical.

$$L' = 7 \text{ Kg/mt}^2 \text{ seg}$$

Nº	$\delta P$ (N/mt <sup>2</sup> )	$(\delta P/Z)$ (N/mt <sup>2</sup> /mt)	$\log(\delta P/Z)$	G (lb/hr)	G' (Kg/mt <sup>2</sup> seg)	$\log(G')$
1	200	250.0	2.398	10	0.877	0.057
2	400	500.0	2.699	15	1.316	0.119
3	650	812.5	2.910	20	1.754	0.244
4	950	1187.5	3.074	25	2.193	0.341
5	1250	1562.5	3.194	30	2.631	0.420
6	2100	26.25.0	3.419	35	3.070	0.487
7	3300	4125.0	3.615	40	3.508	0.545
8	4500	5625.0	3.750	40	3.508	0.545
9	6000	7500.0	3.875	40	3.508	0.545

T (Temperatura de operación promedio) : 80 °C

Haciendo X = log (G') e Y = log ( $\delta P/Z$ ), al graficar obtenemos tres rectas continuas, la cual se observa en el gráfico N°1; se tomó los puntos 1, 2, 3 y

4 y se aplicó el método de mínimos cuadrados, obteniéndose la siguiente ecuación

$$\frac{\Delta P}{Z} = 314.069(G')^{1.677}$$

$$\text{Log} \left[ \frac{\Delta P}{Z} \right] = 2.497 + 1.677 \text{Log}(G')$$

Del mismo modo se tomó los puntos 4, 5, 6 y 7 y se aplicó el método de mínimos cuadrados, obteniéndose la siguiente ecuación :

$$\frac{\Delta P}{Z} = 59.704(G')^{3.374}$$

$$\text{Log} \left[ \frac{\Delta P}{Z} \right] = 1.776 + 3.374 \text{Log}(G')$$

los puntos 7, 8 y 9 forman una recta vertical.

### 5.3.2 DETERMINACION DE LA CURVA CARACTERISTICA DE LA CAIDA DE PRESION EN TORRES EMPACADAS FLUJO UNA FASE (SISTEMA AIRE)

En este experimento obtuvimos los siguientes datos :

N°	T (°C)	$\Gamma_{(aire)}$ (kg/mt <sup>3</sup> )	( $\delta P$ ) (N/mt <sup>2</sup> )	( $\delta P/Z$ ) (N/mt <sup>2</sup> /mt)	G (lb/hr)	(G') (Kg/mt <sup>2</sup> seg)
1	20	1.205	125	156.25	30	2.631
2	50	1.093(')	300	375.00	50	4.805
3	70	1.029	450	562.50	60	5.262
4	90	0.972	1150	1437.50	100	8.070
5	100	0.946(')	1600	2000.00	120	10.524
6	110	0.921	2000	2500.00	135	11.880



Sabemos que para un lecho seco se cumple :

$$\frac{\Delta P}{Z} = \frac{a(G')^b}{(\Gamma_g)^c}$$

$$\text{Log} \left[ \frac{\Delta P}{Z} \right] = \text{Log}(a) + b \text{Log}(G') - c \text{Log}(\Gamma_g)$$

$$Z = A + B X + C Y$$

N	$\Gamma_{(aire)}$ kg/mt <sup>3</sup>	( $\delta P/Z$ ) N/mt <sup>2</sup> /mt	(G') Kg/mt <sup>2</sup> seg	log( $\delta P/Z$ ) Z	log(G') X	Log ( $\Gamma_g$ ) Y
1	1.205	156.25	2.631	2.194	0.420	0.0810
2	1.093	375.00	4.805	2.574	0.642	0.0386
3	1.029	562.50	5.262	2.950	0.721	0.0124
4	0.972	1437.50	8.070	3.158	0.943	-0.0123
5	0.946	2000.00	10.524	3.301	1.022	-0.0241
6	0.921	2500.00	11.880	3.398	1.075	-0.0357

Se aplico el método de mínimos cuadrados, obteniéndose la siguiente ecuación:

$$Z = 1.389 + 1.853 X - 1.02 Y$$

$$\frac{\Delta P}{Z} = \frac{24.51(G')^{1.853}}{(\Gamma_g)^{1.02}}$$

5.4 DETERMINACION DE LAS CORRELACIONES DE INUNDAMIENTO Y CAIDA DE PRESION EN TORRES EMPACADAS EN SISTEMA DE DOS FASES (SISTEMA ETANOL-AGUA)

Del gráfico N° 1 ( $\log(\delta P/Z)$  vs.  $\log(G')$ ) para  $L'_1 = 1 \text{ kg/mt}^2\text{seg}$ ,  $L'_2 = 3 \text{ kg/mt}^2\text{seg}$ ,  $L'_3 = 5 \text{ kg/mt}^2\text{seg}$  y  $L'_4 = 7 \text{ kg/mt}^2\text{seg}$ ; se trazaron líneas horizontales ( $\log(\delta P/Z) = \text{constante}$ ) y se determinó los valores de las abscisas ( $\log(G')$ ) que corta dichas líneas; obteniéndose los siguientes datos :

N	$\log(\delta P/Z)$	$(\delta P/Z)$	$L'_1 = 1$	$L'_2 = 3$	$L'_3 = 5$	$L'_4 = 7$
			$G' \text{ (Kg/mt}^2 \text{ seg)}$			
1	1.699	50	0.866	0.567	0.400	0.316
2	2.000	100	1.310	0.875	0.602	0.490
3	2.301	200	1.980	1.345	0.907	0.750
4	2.602	400	3.000	2.068	1.365	1.122
5	2.903	800	4.540	3.180	2.055	1.738
6	3.301	2000	7.547	5.496	3.301	2.754
7	3.602	4000	9.647	7.016	4.385	3.467

Sabemos que para la hacer la correlación de inundamiento y caída de presión para empaques al azar según Eckert se debe tener los siguientes valores :

$$Y = \frac{(G')^2 \Omega \mu_L^{0.2} C_f}{\Gamma_g \Gamma_L g_c}$$

Donde :

$\mu_L$  : 1.40 cp =  $1.4 \times 10^{-3}$  Kg/mt seg (viscosidad del líquido)

$\Gamma_L$  : 0.804 gr/cm<sup>3</sup> = 804 Kg/mt<sup>3</sup> (densidad del líquido)

$\Gamma_g$  : 1.600 gr/lt = 1.6 Kg/mt<sup>3</sup> (densidad del vapor)

$C_f$  : Factor de caracterización del empaque.

$$\epsilon = 0.71$$

$\Omega$  : Relación de la densidad del agua a la densidad del líquido.

$L'$  : Flux másico del líquido (Kg/mt<sup>2</sup> seg).

$G'$  : Flux másico del gas (Kg/mt<sup>2</sup> seg).

Calculo de  $c_f$

$$C_f = \frac{a_v}{\epsilon^3}$$

Donde

$a_v$  : Area superficial especifica del empaque seco ( m<sup>2</sup> / m<sup>3</sup> ) de la columna.

$\epsilon$  : Fracción del espacio libre en el empaque ( m<sup>2</sup> / m<sup>3</sup> ).

$$a_v = \frac{N \cdot a_e}{V_t}$$

$N$  : Cantidad cargada de empaques ( 500 empaques )

$a_e$  : Area de exposición de un empaque

$V_t$  : Volumen del lecho empacado.

$$a_e = \pi ( D + d ) \left[ \frac{D-d}{2} + H \right]$$

D : Diametro externo del empaque = 0.0050 mt  
d : Diametro interno del empaque = 0.0037 mt  
H : Altura de un empaque = 0.0065 mt

$$a_v = ( 3.1416 ) ( 0.0050 + 0.0037 ) \left[ \frac{0.0050 - 0.0037}{2} + 0.0065 \right]$$

$$a_v = 1.954 \times 10^{-4} \text{ m}^2$$

$$V_t = A_t \cdot Z$$

$A_t$  : Area transversal de la torre empacada =  $1.44 \times 10^{-3} \text{ m}^2$   
z : Altura del lecho empacado = 0.8 mt.

$$V_t = ( 1.44 \times 10^{-3} ) ( 0.8 ) = 1.152 \times 10^{-3} \text{ m}^3$$

$$a_v = \frac{ ( 500 ) ( 1.954 \times 10^{-4} ) }{ ( 1.152 \times 10^{-3} ) } = 84.8 \frac{\text{m}^2}{\text{m}^3}$$

$$c_f = 84.8 \cdot \frac{8}{(0.71)^3} = 236.95$$

Los datos generados son :

$(\delta P/Z): 50 \text{ N/mt}^2/\text{mt}$		$(\delta P/Z): 100 \text{ N/mt}^2/\text{mt}$		$(\delta P/Z): 200 \text{ N/mt}^2/\text{mt}$	
X	Y	X	Y	X	Y
0.0515	0.0047	0.0341	0.0109	0.0225	0.0248
0.2360	0.0020	0.1529	0.0048	0.0995	0.01145
0.5576	0.0010	0.3705	0.0023	0.2459	0.0052
0.9881	0.0006	0.6373	0.0015	0.4164	0.0036

$(\delta P/Z): 400 \text{ N/mt}^2/\text{mt}$		$(\delta P/Z): 800 \text{ N/mt}^2/\text{mt}$		$(\delta P/Z): 2000 \text{ N/mt}^2/\text{mt}$	
X	Y	X	Y	X	Y
0.0149	0.0570	0.0098	0.1305	0.0059	0.3605
0.0647	0.0271	0.0428	0.0640	0.0244	0.1912
0.1634	0.0118	0.1085	0.0267	0.0676	0.0690
0.2783	0.0080	0.1797	0.0191	0.1174	0.0480

$(\delta P/Z): 4000 \text{ N/mt}^2/\text{mt}$	
X	Y
0.0046	0.5891
0.0191	0.3116
0.0509	0.1217
0.0900	0.0761

Al graficar estos datos obtenemos el gráfico N° 2, donde se observa la curva de inundamiento y de caída de presión.

## 5.5 DETERMINACION DE LOS PARAMETROS DE TRANSFERENCIA DE MASA EN TORRES EMPACADAS

### 5.5.1 DETERMINACION DEL NUMERO DE UNIDADES DE TRANSFERENCIA GLOBAL ( $N_{OL}$ )

Sabemos, que  $N_{OL}$  se determina integrando :

$$N_{OL} = \int_{x_1}^{x_2} \frac{dx}{x - x^*}$$

CASO 1 : La concentración inicial de la carga de alcohol fue de 22.2 % en peso (10 % molar); lo que dio una lectura de  $n_D$  : 1.3500; el producto destilado dió una lectura  $n_D$  : 1368; lo que da una concentración en peso de 90 % de alcohol (80 % molar). El flujo medido de líquido fue de : 5 Kg/mt<sup>2</sup> seg.

De los datos de la curva de equilibrio del sistema etanol-agua obtenemos

X	X*	(1/(X-X*))
0.10	0.010	11.11
0.2	0.025	5.71
0.3	0.050	4.00
0.4	0.075	3.08
0.5	0.150	2.86
0.6	0.360	4.17
0.7	0.58	8.33
0.8	0.70	10.00

Entonces, determinamos :

$$N_{OL} = \int_{x_1}^{x_2} \frac{dx}{X - X^*} = \int_{0.1}^{0.8} \frac{dx}{X - X^*} = 4.15$$

CASO 2 : La concentración inicial de la carga de alcohol fue de 22.2 % en peso (10 % molar); lo que dió una lectura de  $n_D$  : 1.3500; el producto destilado dió una lectura  $n_D$  : 1366; lo que da una concentración en peso de 85 % de alcohol (70 % molar). El flujo medido de líquido fue de : 8 Kg/mt<sup>2</sup> seg.

De los datos de la curva de equilibrio del sistema etanol-agua obtenemos

X	X*	(1/(X-X*))
0.10	0.010	11.11
0.2	0.025	5.71
0.3	0.050	4.00
0.4	0.075	3.08
0.5	0.150	2.86
0.6	0.360	4.17
0.7	0.58	8.33

Entonces, determinamos :

$$N_{OL} = \int_{x_1}^{x_2} \frac{dx}{X - X^*} = \int_{0.1}^{0.7} \frac{dx}{X - X^*} = 3.00$$

Por lo tanto tenemos :

$N_{OL} = 4.15$  cuando  $L' = 5$  Kg/mt<sup>2</sup> seg.

$N_{OL} = 3.00$  cuando  $L' = 8$  Kg/mt<sup>2</sup> seg.

### 5.5.2 DETERMINACION DE LA ALTURA DE LA UNIDAD DE TRANSFERENCIA GLOBAL ( $H_{OL}$ )

Se sabe que :  $Z = H_{OL} * N_{OL}$

Siendo  $Z = 0.8$  Por lo tanto tenemos :

$N_{OL} = 4.15$  y  $H_{OL} = 0.1928$ , cuando  $L' = 5 \text{ Kg/mt}^2 \text{ seg.}$

$N_{OL} = 3.00$  y  $H_{OL} = 0.2667$ , cuando  $L' = 8 \text{ Kg/mt}^2 \text{ seg.}$

### 5.5.3 DETERMINACION DEL COEFICIENTE DE TRANSFERENCIA GLOBAL $K'_x$

Se sabe que :

$$K'_x a_A = \frac{L'}{H_{OL}}$$

Por lo tanto :

Para  $L' = 5 \text{ Kg/mt}^2 \text{ seg.}$  Se tiene :  $K'_x a_A = 5/0.1928 = 25.93$

Para  $L' = 8 \text{ Kg/mt}^2 \text{ seg.}$  Se tiene :  $K'_x a_A = 8/0.2667 = 29.99$

Asimismo se sabe :

$$\frac{K'_L a_A}{D} = 10.7607 \beta \left[ 0.3048 \frac{L'}{\mu_L} \right]^{1-s} \left[ \frac{\mu_L}{\Gamma_L D} \right]^{1-\theta}$$

Donde :

$\beta$  y  $s$  son constantes para cada empaque,  $\theta$  usualmente se toma como 0.5 independiente del empaque.

$L'$  : Flux másico de líquido ( $\text{Kg/mt}^2 \text{ seg}$ )

$\mu_L$  : Viscosidad del líquido ( $\text{Kg/mt seg}$ )

$\Gamma_L$  : Densidad del líquido ( $\text{kg/mt}^3$ )



$D$  : Difusividad ( $\text{m}^2/\text{seg}$ )

$a_A$  : Area interfacial del empaque ( $\text{m}^2/\text{m}^3$ )

$K'_L$  : Coeficiente de transferencia global en la fase líquida. ( $\text{Kmol}/\text{m}^2 \text{seg})/(\text{Kmol}/\text{m}^3)$ )

Reemplazando los siguientes datos en la ecuación anterior:

$L'$  : 5  $\text{Kg}/\text{m}^2 \text{seg}$     $K'_x a_A$  : 25.93

$L'$  : 8  $\text{Kg}/\text{m}^2 \text{seg}$     $K'_x a_A$  : 29.99

$\mu_L$  : 0.0014  $\text{Kg}/\text{m} \text{seg}$

$\Gamma_L$  : 840  $\text{kg}/\text{m}^3$

$D$  :  $1.28 \cdot 10^{-8} \text{m}^2/\text{seg}$

Obtenemos dos ecuaciones con dos incógnitas, y al resolverse se determina

$s$ : 0.691

$\beta$  :  $19 \times 10^5$

## 6. CONCLUSIONES

En el desarrollo del presente proyecto se lograron cumplir los objetivos propuestos: el adaptamiento de un equipo del Laboratorio de Operaciones Unitarias de la Universidad Nacional de Ingeniería en una torre de destilación empacada y ella el desarrollo de los experimentos para el estudio de hidráulica y transferencia de masa en el sistema etanol-agua.

La revisión bibliográfica efectuada permitió identificar los parámetros para el diseño de una torre empacada desde el punto de vista de sus elementos internos, factores hidráulicos y de transferencia de masa.

Las correlaciones recopiladas servirán se base para los estudios experimentales iniciales indicaran la necesidad de desarrollar nuevos modelos para estos empaques. Se lograron establecer criterios para la selección del empaque y cuerpo de una columna, los cuales deben ser aplicados, considerando primero el sitio de la instalación de la planta.

El equipo propuesto presenta una gran flexibilidad para el estudio de la retención y altura máxima del distribuidor, aspectos sobre los cuales se encuentra poca información en la literatura.

De las curvas de la figura N°1 y N°2, las cuales se han determinado en base a las correlaciones nos permite el diseño de torres empacadas, en especial para las torres donde se empleen el mismo de tipo empaque (anillos Rasching).

El número de unidades de transferencia global ( $N_{OL}$ ) depende del sistema y de las condiciones de operación, es decir de la curva de equilibrio y de la concentración del producto y de la alimentación.

La ecuación que se determinó para el cálculo del coeficiente de transferencia de masa global ( $K_L a_A$ ) nos permite determinar la altura de la torre.

Los factores principales que influyen en la caída de presión en una torre empacada son : el porcentaje de espacios vacíos en la torre empacada, el tamaño y la forma del empaque y las densidades y velocidades de masa de las corrientes del gas y del líquido.

El principal efecto de la velocidad del líquido es llenar los espacios vacíos y de este modo, disminuir el espacio disponible para el flujo del gas.

La columna empacada deberá operar del 50 al 80 % del punto de inundación. Esta condición por lo general se encuentra cerca del punto de carga.

Actualmente se usan dos enfoques diferentes para determinar el diámetro de la torre y el régimen de flujo a través de la torre. Uno es la selección de una caída de presión permisible en el lecho y el otro es elegir alguna fracción de la capacidad de inundamiento especificada. Esto se debe en parte a la incertidumbre de las correlaciones de caídas de presión generalizada para los diferentes empaques, es por ello que es necesario determinar las curvas de las correlaciones en forma experimental.

Se observa en el gráfico N° 1 que para una velocidad constante de gas, la caída de presión aumenta al acrecentarse la proporción del líquido.

Para un gasto de líquido constante hasta el punto 1 (punto de carga), la caída de presión aumenta con el incremento del gasto del gas, la característica de la caída de presión es bastante similar a la de empaque seco, y la pendiente de esta porción de línea es aproximadamente la misma que para la curva de empaque seco ( $L' = 0$ ), sin embargo la caída de presión es mayor. Esta caída de presión mas grande se debe al bloqueo de parte de los vacíos existentes. Sobre el punto 1 (punto de carga) en la curva tiene lugar un cambio de pendiente (es mayor que 2) lo que indica que la caída de presión aumenta mas rápidamente al incrementarse la velocidad del gas. Este punto puede que no sea distinto, como para permitir la observación de cualquier cambio en el patrón de flujo o en las características, para un gasto de gas ligeramente superior , tiene lugar un segundo cambio en la pendiente de la línea de caída de presión, es el punto N°2 (punto de inundación) indica que el líquido ha llenado el empaque y el gas tiende a burbujear a través de el, asimismo hay un abrupto incremento en la caída de presión.

## 7. BIBLOGRAFIA

- 1.- BEMER.G.G y ZUIDERWEG, F.J Radial Liquid Spread and distribution in packed columns under different wetting conditions. Chem. Eng. Sci. Vol 33, 1978, p.1637
- 2.- BOWNAL, J.R. y BRIANT , R.C. Theory of performance of packed rectifying, Ind Chem. Eng Vol 39 N°6 1947, p.745
- 3.- BRAG, L.B Semicomercial columns for class fractionation Ind. Chem. Eng Vol 33, N°2, 1941, pag.279
- 4.- ----- GOODLOE COLUMN PACKING. ind. Chem. Eng Vol. 49 N°7, 1957, p. 1062
- 5.- BRAWN, E.C. y VON RESEBERG, A.U Analog computation of packed tower distillation problems. chem. vol 59 N°10, 1963, p.75.
- 6.- BRAWN G.O. Unit operations. John Wiley and Sons. Inc. New York, 1960
- 7.- BUCHANAN, J Inc. Chem. Eng. Fundamentals. Vol. 6, 1967, p 400
- 8.- CHEM, G Packed column internals.. Chem. Eng March 5, 1984, pg 40.
- 9.- CHEM, N.H. Equations for flooding rate in packed towers. Ind. Chem. Eng. Vol.53, 1961 pa. 6
- 10.- -----New equations gives tower diameter. Chem. Eng. February 5, 1962.
- 11.- CHILTON, H. y COLBURN, A.P Mass transfer absorption coefficients Ind. Chem. Eng. Vol 26, 1934, p 1183
- 12.- ----- Distillation and absorption in packed columns. Ind. Chem. Eng Vol 27, 1935. pg 225
- 13.- CLAY, H.A., CLARK, J.W. y MUNRO, B.L. With packing for wich job

- Chem. Eng. Prog. Vol. 62 N°1, 1966, pag 51
- 14.- HUFFMAN, J.R. Calculation of number of theoretical plates for rectifying column. Ind. Eng. Vol 29 1937, pag 1434.
  - 15.- ECKERT, J.S. Design Techniques for sizing packed towers. Chem. Eng. Prog. Vol 57, 1961, pag 54
  - 16.- ELGIN, J.C. y WEISS, F.B Liquid holdup and flooding in packed towers. Ind. Chem. Eng. vol 31 N°4 1939, pag 435.
  - 17.- FENSKE, M.R., LAWROSKI, S. y TONGBERG, C.O Packing materials-study in a 5.1 cm Fractionalizing column. Ind. Chem. Eng vol 30 N° 3 1938, pag 297
  - 18.- FRANK, O. Shartwts for distillation design. Chem. Eng. March 14, 1977, pg 110.
  - 19.- FUNZAR, I.A. y HD, G.E. Distillation in packed columns in the relationship between HTU and packed height. A.I Ch. E. Journal. Vol 13, N°3, 1967, pag 614.
  - 20.- GARNER, F.H. ELLIS S.R y GRANVILLE. W.N J. Inst petrol, vol 42, 1956. pag 148
  - 21.- GUNN, D.J. Liquid distribution and redistribution in packed columns-I chem. Eng. Sci. Vol 33, 1978 pag 1211.
  - 22.- HOWKINS, J.E. y DAVISON, J.F. A.I.Ch.E. Journal. Vol4 1958, pag 325.
  - 23.- HUBER, M. y HILTERBRUNER, R. Chem. Eng Sci, vol 21, 1966, pag 819
  - 24.- LEVA, M. Chem Progr. Vol 43, 1947, pag 549.
  - 25.- -----, Tower packing and packed tower design. 2ed. U.S. Stoneware Co. Akron, Ohio, 1953.

- 26.- LEVA, M. Chem Progr. 50 Symposium ser N°10, 1954, pag 51.
- 27.- -----, Flow trough packing and beds. Chem. Eng. February, 1957, pag.263.
- 28.- -----, Flow trough packing and beds. Chem. Eng. March, 1957, pag.261.
- 29.- LOBO, W.E., FRIEND, L. MASHMALL, F y ZENZ, F. Limiting Capacity of dumped tower packing Trans. Am. Inst. Chem. Engrs. Vol 41, 1945, pag.693
- 30.- MIYAUCHI, T. y VERMEULEN, T. Ind Chem. Eng Fundamentals. Vol.2, Pag 113.
- 31.- MURCH, D.P. Height of equivalent theoretical plate in packed fractionation columns. Ind. Chem. Eng. Vol 45, N°12, 1953, pag 2616.
- 32.- NGUYEN, H.X. Computer program expedites packed tower design. Chem. Eng. November 20, 1978, pag 181.
- 33.- -----, Easy way to size packed tower. Hydrocarbon processing, February, 1979, pag 101.
- 34.- BINNS, D.T. Trans. Inst. Chem Engrs. Vol 38, 1960, pag 294.
- 35.- ONDA, K. TAJEUCHI, H., OKOMOTOY J. Chem. Eng. Japan. Vol.1, 1968, pag 56.
- 36.- PANCUSKA, V. Calculator program for designing packed tower. Chem. Eng. Mayo 5, 1980, pag 113.
- 37.- PERRY, R.H Y CHILTON C.H. Manual del Ingeniero Químico, 5ta Ed. McGraw Hill, Mexico 1982.
- 38.- PONTER, A.B. y YECTA-FARD, M. Prediction of flooding in columns packed with polymer packing. Chem. Eng. Vol 37, N°10, pag 1587.

- 39.- REDD, T.M. y FENSKE, Hydrodynamics of liquid- vapor in packed distillation columns Ind Chem. Eng. Vol.42 N°4 1950, pag 654.
- 40.- ROSE, A. Y ROSE, E. Distillation Interscience publ New York 1951.
- 41.- -----, Metodos de cálculo en los procesos de transferencia de material. Madrid, Alhambra, 1967.
- 42.- SHIPLEY, G.K. y HALLOWAY, F.A.L. Flooding velocities in packed columns Ind. Chem. Eng. Vol.30 1938 pag 755.
- 43.- SHULMAN, H.L. et al. Performance or packed columns. II wetted an effective Interfacial Areas, gas and Liquid phases mass transfer rates. A.ICh.E. Journal Vol.1, 1955, pag 247.
- 44.- STRINGLE, R.F. y RUKOVENA, F. Packed Distillation Column Design. Chem Eng. Progr. Vol.75 N°3 1979, pag 86.
- 45.- TAO, L.C. Petrol. Refiner. Vol 42, 1963, pag 207.
- 46.- TERVEER, K.L., VANDER KLOSESIER, H.W Y DRINKEBURG, A.A.H. The Influence of the Initial Liquid Distribution on the packing of a packed column Chem. Eng Sci Vol.35 1980, pag 759
- 47.- TREYBAL, R.E. Operaciones de transferencia de Masa 2ed McGraw Hill, Mexico, 1980
- 48.- WALKER, W.H., LEWIS, W.K, MacADAMS, W.H y GILLIAND, E.R. Principles of chemical engineering 3ed, McGraw Hill, New York, 1937
- 49.- WANG, K.B, y FAN L.T, Mass transfer in Bubble columns packed with motionless mixers. Chem. Eng. Sci. Vol.33 1978, pag 945.
- 50.- WEINSMAN, J Y BONILLA, C.F. Liquid-gas Interfacial Area in packed columns. Ind Chem. Eng. Vol.42, 1950, pag 1009.



- 51.- EKERT, R.A. New Chart for packed tower flooding pet. Refiner.  
February, 1961, pag 130.