



**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO**

**FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES CUAUTITLÁN**

**“EMPAQUES ESTRUCTURADOS EN TORRES EMPACADAS”**

**T E S I S**

QUE PARA OBTENER EL TÍTULO DE:

**INGENIERA QUÍMICA**

PRESENTA:

**ERIKA MARÍA GÁMEZ MADRIGAL**

ASESORES:

**DR. FERNANDO OROZCO FERREIRA**

**DR. ELIGIO PASTOR RIVERO MARTINEZ**

CUAUTITLÁN IZCALLI, ESTADO DE MÉXICO.

2008



Universidad Nacional  
Autónoma de México



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

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

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

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

## AGRADECIMIENTOS

Esta obra no se hubiese realizado sin la ayuda de apreciable gente que me ha aportado sugerencias, experiencias, consejos y cariño.

**MAMÁ:** te agradezco que me hayas dado la vida, fuiste un gran ejemplo de amor y dedicación, te ofrezco este trabajo, espero que desde el cielo te sientas orgullosa de mí.

**PAPÁ:** gracias por estar conmigo en todo momento, nunca me has dejado sola y siempre me has apoyado, te quiero mucho. Siempre te he admirado, me has enseñado con el ejemplo que para sobresalir se requiere esfuerzo y dedicación, espero no defraudarte.

**PEDRO:** eres un buen amigo, una persona que sabes lo que quieres y que te esfuerzas por ello. Gracias por siempre estar conmigo, quererme y darme consejos.

**ANA:** eres una gran hermana, incondicionalmente me has apoyado y querido. Admiro que siempre te has esforzado a pesar de las adversidades, te quiero mucho.

**RAFAEL:** te agradezco que siempre te hayas preocupado por mi, dandome consejos, eres una persona muy trabajadora y constante.

**LETI:** gracias por quererme, apoyarme y darme consejos que me han servido mucho.

**MIS SOBRINOS:** Montserrat, Anita, Rafael y Elías gracias por ofrecerme su cariño y ternura ilimitada.

**ABUELITA:** muchas gracias por quererme sin limitaciones y por preocuparte por mí. Eres un ejemplo de calidez, ternura y comprensión.

**MIS TÍOS:** todos son una prueba de determinación y éxito, he aprendido mucho de ustedes.

**MIS PRIMOS:** por brindarme su cariño y aceptación.

**CAROLINA Y KARINA:** me han enseñado el significado de la amistad, siempre dispuestas a escucharme y a apoyarme. Las quiero mucho porque hemos crecido juntas y espero seguir creciendo a lado de ustedes, son mi hermanitas queridas.

**DR. OROZCO:** estoy agradecida que la vida me lo haya puesto en mi camino, gracias por confiar en mí, por guiarme, por ser el arquitecto de esta obra. Admiro su calidad de ser humano, es un gran ejemplo de conocimiento, constancia, superación y de amor a la institución. Por gente como usted que apporto sus valiosas ideas, la UNAM es una de las mejores universidades del mundo, lamentamos que ya no tengamos su presencia, es una gran pérdida para todos nosotros.

**DR. PASTOR:** gracias por estar conmigo en los momentos difíciles, por haberme apoyado a culminar esta obra, aprecio todo el esfuerzo que ha realizado.

**MIS SINODALES:** gracias por estar en esta última etapa, aportando sus conocimientos y sugerencias para enriquecer esta obra.

**MIS PROFESORES:** por haber contribuido a ampliar mis conocimientos, dándome diferentes perspectivas de las cosas.

**UNAM:** mi alma mater, gracias por darme la oportunidad de vivir experiencias gratificantes y de incalculable valor, por cobijarme durante todo este tiempo en el conocimiento.

## ÍNDICE

<b>RESUMEN.....</b>	<b>1</b>
<b>INTRODUCCIÓN.....</b>	<b>2</b>
<b>OBJETIVOS.....</b>	<b>4</b>
<b>1. CONCEPTOS GENERALES.....</b>	<b>5</b>
1.1. Columnas para contacto gas-líquido.....	5
1.2. Clasificación de las columnas de acuerdo al tipo de dispositivo de contacto empleado.....	6
1.2.1. Platos.....	8
1.2.2. Empaques aleatorios.....	10
1.2.3. Empaques regulares.....	12
1.2.3.1. Empaques estructurados.....	14
1.2.3.1.1. Definiciones de parámetros geométricos.....	21
1.2.3.1.2. Área específica efectiva.....	23
<b>2. HIDRÁULICA DE LOS EMPAQUES ESTRUCTURADOS.....</b>	<b>30</b>
2.1. Modelo hidráulico.....	30
2.2. Máxima capacidad permisible o punto de carga.....	31
2.2.1. Predicción del punto de carga.....	32
2.3. Factores que limitan la capacidad de los empaques.....	35
2.3.1. Líquido retenido (holdup).....	35
2.3.1.1. Líquido retenido estático.....	35
2.3.1.2. Líquido retenido dinámico.....	36
2.3.1.3. Predicción del líquido retenido.....	36
2.3.2. Arrastre.....	39
2.3.3. Inundación.....	40
2.3.3.1. Tipos de inundación.....	40

2.3.3.2. Predicción de la inundación.....	41
2.4. Caída de presión.....	45
2.4.1. Caída de presión seca.....	46
2.4.2. Caída de presión irrigada.....	46
2.4.3. Predicción de la caída de presión.....	48
<b>3. EFICIENCIA DE LOS EMPAQUES ESTRUCTURADOS.....</b>	<b>63</b>
3.1. Difusión molecular.....	63
3.2. Teorías de transferencia de masa.....	64
3.2.1. Teoría de la doble resistencia.....	64
3.2.2. Teoría de la película.....	66
3.2.3. Teoría de la penetración de Higbie.....	67
3.2.4. Teoría de renovación de la superficie.....	68
3.2.5. Teoría de la capa límite turbulenta.....	69
3.3. Eficiencia.....	70
3.3.1. Altura Equivalente de Plato Teórico (HETP).....	70
3.3.2. Métodos de predicción de la eficiencia.....	72
3.3.3. Factores que afectan la eficiencia.....	79
3.3.3.1. Distribución del líquido.....	79
3.4. Factores que afectan la transferencia de masa.....	80
3.4.1. Textura de las superficies.....	80
<b>4. REQUERIMIENTOS MECÁNICOS Y DE INSTALACIÓN.....</b>	<b>88</b>
4.1. Materiales de construcción.....	88
4.2. Plato de soporte del empaque.....	88
4.3. Sujetador del empaque o limitadores del lecho empacado.....	89
4.4. Distribuidor líquido.....	89

4.5. Distribuidor que dispersa el líquido de la pared de la torre al lecho empacado (wall wiper).....	93
4.6. Colector de líquido.....	94
<b>5. CONCLUSIONES.....</b>	<b>96</b>
<b>BIBLIOGRAFÍA.....</b>	<b>98</b>
<b>APÉNDICE.....</b>	<b>105</b>

## RESUMEN

En este trabajo de tesis se ostenta una investigación bibliográfica sobre empaques estructurados. Se analiza la información recabada para establecer el funcionamiento y el desempeño de ese tipo de empaques, haciendo hincapié en los factores que afectan a dicho desempeño.

Se presenta una descripción general de los empaques convencionales y estructurados en las torres de contacto gas- líquido. A partir de la información recopilada se exponen los métodos de predicción de las zonas de carga e inundación. Adicionalmente se revisan los métodos para calcular la caída de presión. Se muestran los diferentes modelos hidráulicos y su evolución destacando las mejoras que aporta cada modelo. Se hace una comparación entre los modelos y los datos experimentales para los modelos más populares estableciendo su validez.

En cuanto a la transferencia de masa se describen brevemente las teorías más aceptadas, como la teoría de la doble resistencia, la teoría de la película, la teoría de la penetración, la teoría de la renovación superficial y la teoría de capa límite. Con base en estas teorías se exhibe la relación esperada entre el coeficiente y la difusividad para tener un punto de comparación entre los modelos de diferentes autores. Se discuten los factores que afectan el fenómeno de transferencia de masa y su efecto en la eficiencia.

Finalmente se describen los internos de las torres, particularmente los distribuidores y redistribuidores de líquido, soportes y sujetadores de empaque, así como colectores de líquido.

## INTRODUCCIÓN

Las operaciones de separación son muy importantes a nivel industrial, actualmente debido a la exigencia del mercado es necesario tener procesos más rentables y eficientes, por lo que constantemente se diseñan y mejoran los equipos para operar con menor costo de energía y mayor eficiencia.

En el caso de las torres empacadas se han diseñado dispositivos como los empaques estructurados que mejoran la separación por el aumento del área de contacto entre el líquido y el gas. El empaque estructurado provee baja caída de presión y mayor eficiencia en la transferencia de masa, por lo que ha desplazado a los empaques aleatorios y platos en muchas aplicaciones. Es empleado en la destilación, absorción, desabsorción, humidificación, deshumidificación, entre otras operaciones.

Al proporcionar mayor eficiencia en la separación se obtiene una menor dimensión de la torre. La menor caída de presión se traduce en menor costo de energía para desplazar a la fase gaseosa. Estas ventajas han propiciado su amplio uso en una gran variedad de industrias como: la química, la petroquímica, de la refinación del petróleo, la farmacéutica, de las fragancias, etc. Por estas razones es fundamental conocer su funcionamiento y desempeño en base a sus características, condiciones de flujo, así como los factores que influyen en su operación.

En este trabajo se consideran las operaciones de contacto gas-líquido que se llevan a cabo en las torres. Asimismo se describen los dispositivos que ayudan a aumentar el contacto entre las fases y que son instalados en la torre como: platos, empaques convencionales y estructurados. Se presenta inicialmente una descripción de las características geométricas del empaque estructurado que permiten configurar el movimiento de los flujos de manera ordenada, proporcionando información para ayudar a desarrollar los modelos hidráulicos. Se plantea el comportamiento hidráulico de la torre empacada, el grado de interacción de los fluidos en distintas regiones como la zona de precarga, punto de carga, la inundación, caída de presión y los métodos de predicción.

Se hace una descripción de las teorías de transferencia de masa más importantes para explicar los coeficientes, los cuales son fundamentales en la determinación de la eficiencia. Se presentan los resultados de la investigación bibliográfica sobre los métodos para determinar estos coeficientes de transferencia de masa y la eficiencia, así como los factores que afectan la transferencia de masa.

Se describen otros internos de la torre como son el plato de soporte, sujetador del empaque, distribuidor y redistribuidor líquido y el colector de líquido.

## **OBJETIVOS**

- Conocer el funcionamiento de los empaques estructurados como dispositivos de contacto gas-líquido en columnas empacadas.
- Conocer el desempeño de los empaques estructurados en términos de eficiencia y caída de presión.
- Conocer los factores que influyen en el desempeño de los empaques estructurados.

## **1. CONCEPTOS GENERALES.**

### **1.1. Columnas para contacto gas-líquido.**

En las operaciones de transferencia de masa, dos sustancias homogéneas llamadas fases se ponen en contacto y uno o más componentes de una fase se transfieren a la otra fase.

Las operaciones de transferencia de masa se pueden clasificar de acuerdo al estado de agregación de la materia (sólido, líquido y gas), existente para las dos fases, de manera que existen seis posibilidades de contacto interfacial. El contacto gas-líquido es un grupo muy importante que incluye operaciones de destilación, absorción, desabsorción, humidificación y deshumidificación. Todas estas operaciones son empleadas en la industria química para separar los componentes de las sustancias y así obtener materias primas y productos con cierto grado de pureza.

La operación de destilación se caracteriza porque todos los componentes se encuentran en el gas y en el líquido a diferente proporción. La fase gaseosa es creada a partir de la aplicación de calor en el líquido, el cual se vaporiza parcialmente, así todos los componentes del líquido se encuentran en el gas pero a diferente concentración. El gas será más rico en componentes volátiles, mientras que el líquido en componentes menos volátiles.

La operación de absorción se caracteriza por el desplazamiento selectivo de uno o más componentes de la fase gas a la fase líquida, en otras palabras, uno o más componentes de la fase gaseosa se disolverán en la fase líquida. La operación en sentido inverso, donde uno o más componentes abandonan la fase líquida y se disuelven en la fase gaseosa se conoce como desorción o mejor dicho, desabsorción.

Sí la fase líquida es un líquido puro que sólo contiene un componente, mientras la fase gaseosa contiene dos o más componentes y ocurre un transporte de materia, la operación se conoce como humidificación o deshumidificación, según el sentido de la transferencia de masa. Por ejemplo, cuando están en contacto agua líquida pura y aire seco, la vaporización del agua en el aire es una operación de humidificación. Cuando están en

contacto aire muy húmedo y agua líquida pura, siendo la presión parcial mayor que la presión vapor, el resultado de la condensación parcial de la humedad del aire es una operación de deshumidificación.

A nivel industrial estas operaciones son llevadas a cabo muy frecuentemente en equipos conocidos como columnas o torres, ver la figura 1. Las torres o columnas son cilindros colocados verticalmente, dentro de ellas se instalan dispositivos que mejoran el contacto entre el gas y el líquido favoreciendo la transferencia de masa y por lo tanto la separación de los componentes.



Figura 1. Torres empacadas (80).

### **1.2. Clasificación de las columnas de acuerdo al tipo de dispositivo de contacto empleado.**

Los dispositivos también conocidos como internos se colocan dentro de la torre con la finalidad de aumentar el contacto entre el líquido y el gas, por lo que existirá mayor cantidad de moléculas transferidas de una fase a otra.

El tipo de dispositivo usado en una torre define la manera en la que van a interactuar el líquido y el gas. La forma en la que están diseñados permite configurar el movimiento del líquido y el gas dentro de la torre.

Entender el comportamiento del líquido y el gas dentro de la torre ayuda a desarrollar y mejorar modelos predictivos para el diseño y desempeño de las torres.

Los dispositivos que se describirán son platos y empaques, mostrados en la figura 2. Los empaques son clasificados de acuerdo al grado de aleatoriedad en la cual son descargados a la torre como empaques convencionales y estructurados.

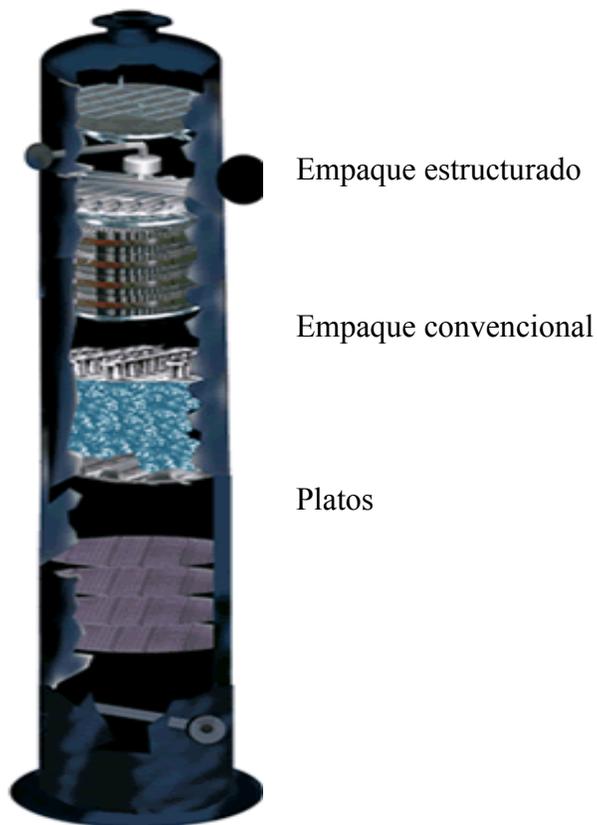


Figura 2. Internos dentro de la columna (79).

### 1.2.1. Platos

Estos dispositivos son muy utilizados en operaciones de destilación. El líquido y el gas se ponen en contacto a contracorriente, es decir, el líquido fluye hacia abajo y el gas asciende por la torre, en forma de pasos sobre platos o charolas, ver la figura 3.

Su estructura es un plato hecho de metal que puede tener orificios, válvulas o borboteadores. Cada plato es colocado a cierta distancia junto con un bajante, de manera que el líquido pasa sobre el plato y fluye por gravedad a través del bajante y el vapor se desplaza en forma ascendente a través de los orificios, ver la figura 4. El gas burbujea en el seno de líquido formando una espuma, separándose de ella y pasando al plato superior. Se considera que cada plato constituye una etapa de equilibrio o plato teórico, es decir, las corrientes emergentes del plato son consideradas a condiciones de equilibrio.

El efecto global es un contacto múltiple y el número de platos depende del grado de separación que se desee lograr, el cual es determinado por un balance de materia y consideraciones acerca del equilibrio, ver la figura 5.

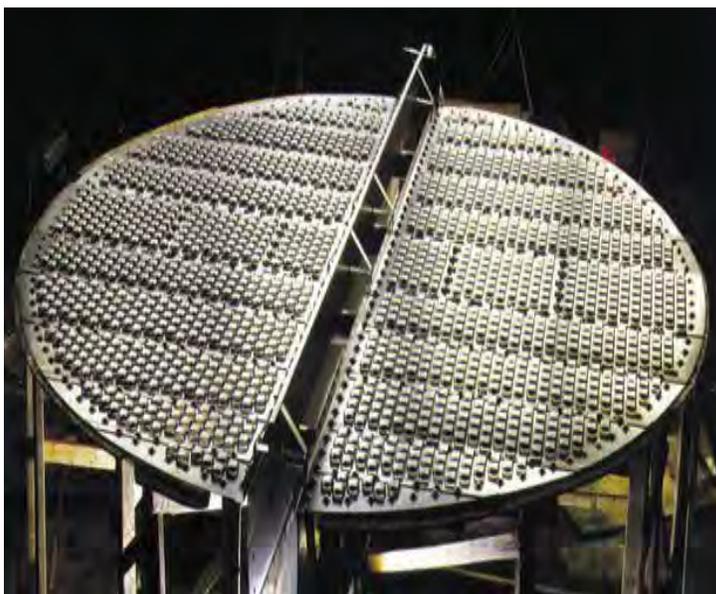


Figura 3. Arreglo de un plato con bajante en el centro.

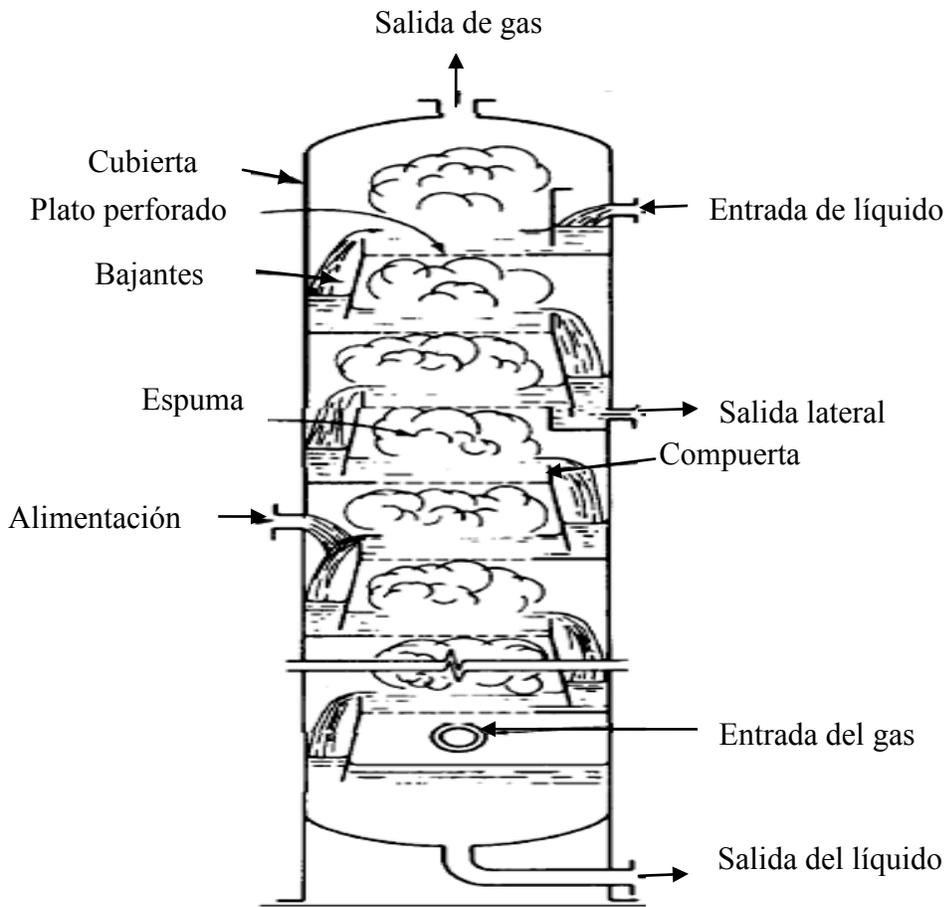


Figura 4. Torre de platos.



Figura 5. Arreglo de dos platos.

### 1.2.2. Empaques aleatorios.

Estos empaques son vaciados o descargados a la torre de manera aleatoria, por lo que cuando se alimenta el líquido y el gas, los canales de flujo que se forman no tienen una estructura o diámetro específico. El desarrollo de la forma de este empaque pertenece a un arte empírico, en donde la caída de presión es determinada experimentalmente.

El más antiguo es el anillo Raschig, que es un empaque cilíndrico con una longitud igual a su diámetro exterior, mostrado en la figura 6. Está hecho de cerámica, metal, plástico o carbón. Una modificación de esta forma es el anillo Lessing que tiene una partición interna en el anillo.

El primer empaque convencional moderno es la montura o silla Berl, desarrollado a finales de la década de 1930, su forma aumenta el área superficial específica del empaque comparado con el anillo Raschig, ver la figura 7. Otra forma mejorada es la montura o silla Intalox desarrollada a principios de la década de 1950, el diseño tiene dos diferentes radios de curvaturas que proveen cierto grado de uniformidad a la torre empacada, ver la figura 8.



Figura 6. Anillo Raschig.



Figura 7. Montura Berl.

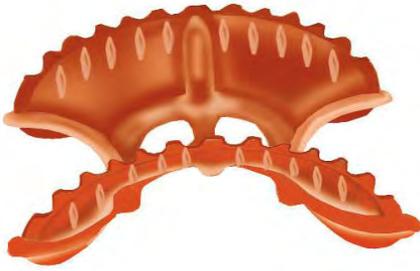


Figura 8. Montura Intalox.

Una mejora hecha al anillo Raschig a principios de la década de 1950 es el anillo Pall, consistente en una pared cilíndrica con aberturas que se extienden dentro del interior del empaque, ver la figura 9. El anillo Pall tiene la misma área superficial geométrica que el anillo Raschig, pero la superficie interior del empaque hace más accesible el flujo del líquido y el gas debido a las aberturas en la pared. La modificación del anillo Pall es el empaque Hy-Pak que tiene adicional incremento del área superficial interna del empaque mejorando el contacto entre el gas y el líquido, ver la figura 10.



Figura 9. Anillo Pall.



Figura 10. Anillo Hy-Pak.

Un empaque que combina las ventajas de la forma de la montura Intalox con los anillos modernos es el Intalox Metal Tower Packing o IMTP desarrollado a finales de la década de 1970 y es hecho solamente de metal (69), ver la figura 11.

Otro empaque desarrollado por el Dr. A. J. Teller en la década de 1950 es el Tellerette hecho solamente de plástico. La modificación de este empaque es el Intalox Snowflake hecho de plástico y disponible desde 1987. Esta forma causa una continua renovación de líquido en la superficie del empaque lo que implica aumento de la eficiencia en la transferencia de masa.



Figura 11. Intalox Metal Tower Packing (IMTP).

Los empaques aleatorios proveen grandes áreas de contacto pero no mejoran la distribución de las fases. Los empaques convencionales no son usados en grandes columnas debido a la falta de control sobre la distribución de los flujos, por lo que son apropiados en columnas de diámetros pequeños donde existe una capacidad limitada de los flujos.

En general los tamaños menores de empaque ofrecen mayores superficies pero la caída de presión es muy alta y el costo aumenta por la mayor cantidad de unidades a utilizar.

### **1.2.3. Empaques regulares.**

Hay una gran diversidad de estos empaques, ver la figura 12. Varios tipos de empaques se instalan dentro de la torre de manera ordenada, como por ejemplo los anillos Raschig o Lessing se colocan en un arreglo triangular o de diamante. Las rejillas se utilizan cuando se requieren grandes volúmenes vacíos para utilizar fluidos que tienen partículas

sólidas en suspensión. La malla de alambre tejido o de otro tipo, enrollada en un cilindro como si fuese tela (NeoKloss), u otros arreglos de gasa metálica (Koch-Sulzer, Hyperfil y Goodloe) proporcionan una superficie interfacial grande y son especialmente útiles en la destilación a vacío.

Los empaques regulares ofrecen la ventaja de menor caída de presión del gas y mayores flujos, la desventaja es que es más costosa la instalación que los empaques aleatorios.

Los empaques estructurados son los empaques regulares más importantes en la actualidad, pueden ser de gasa o de hoja metálica y son instalados de forma ordenada.

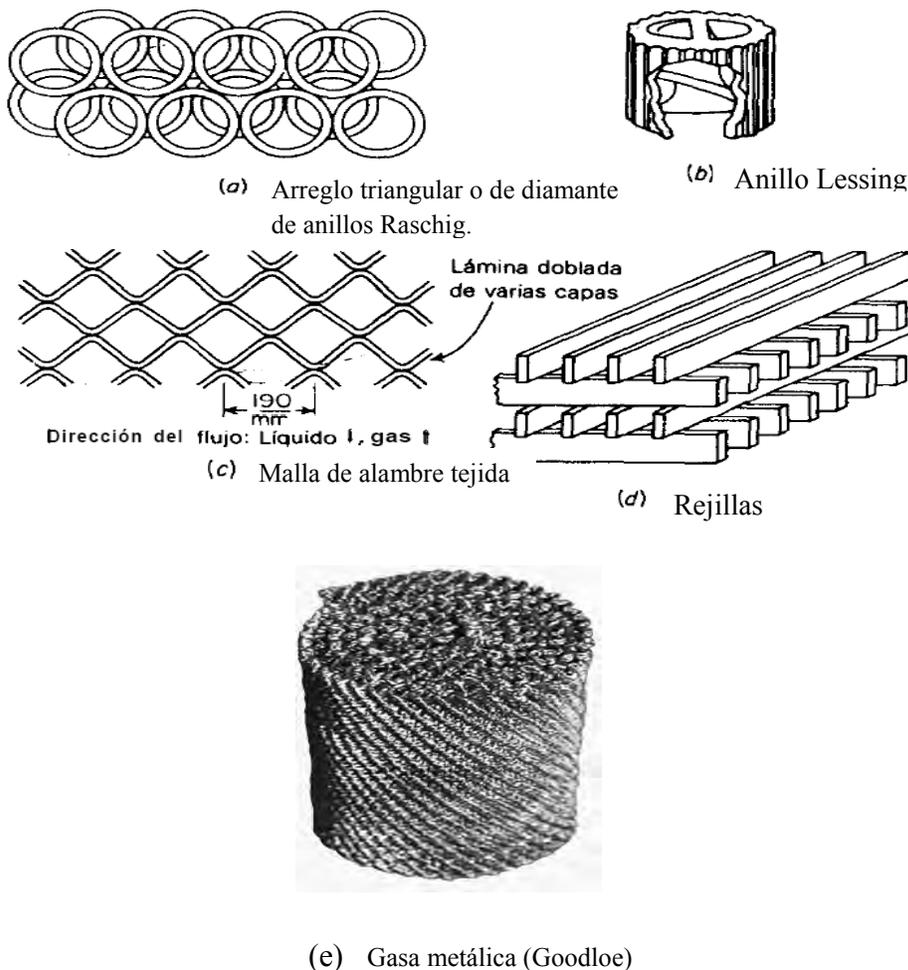


Figura 12. Empaques regulares.

### 1.2.3.1. Empaques estructurados.

El empaque estructurado se ha vuelto muy popular en la industria, debido a su versatilidad con un amplio rango de aplicaciones; son usados en destilación, absorción, extracción líquido-líquido, etc. El empaque ofrece alta eficiencia en la separación, buen mojado de la superficie y baja caída de presión.

La historia del empaque estructurado se remonta a hace casi 60 años con el primer diseño, el cual fue modificándose hasta llegar a lo que hoy se conoce como empaque estructurado. En el año de 1950, Scotfield (60) estaba interesado en mejorar la distribución de líquido en las columnas de destilación a vacío, por lo que diseñó el empaque Panapak que es un plato compuesto de un número de capas de alambres de metal, compactos e inclinados en forma de V, ver la figura 13. Los resultados fueron mayor capacidad, menor caída de presión y mejor eficiencia que los empaques convencionales y platos.



Figura 13. Empaque Panapak (60).

En 1965 Sulzer Brothers (20), diseñó la estructura del moderno empaque estructurado, el empaque Sulzer fue fabricado primero de gasa de metal y después de hoja de metal. En la década de 1970 se desarrolló una nueva familia de empaques estructurados con precios atractivos, ya que varios vendedores entraron al mercado con productos competitivos de similar desempeño, geometría y tamaño. En la década de los ochentas ya

reconocidas sus ventajas en términos de caída de presión y transferencia de masa, se emplearon en aplicaciones industriales sobre todo a condiciones de vacío o a moderadas presiones.

El empaque estructurado está constituido de láminas que pueden ser de metal, plástico, o cerámica. Las láminas tienen una corrugación que generalmente tiene un ángulo de  $45^\circ$  con respecto a la horizontal, no obstante existen ciertos sistemas que necesitan otros ángulos, por ejemplo, para sistemas viscosos se utilizan láminas con un ángulo de  $60^\circ$ .

Cada lámina es rotada  $90^\circ$  con respecto a la lámina vecina, la unión de varias láminas mediante esta configuración da como resultado la formación de paquetes o elementos que pueden ser de forma cilíndrica o rectangular, ver la figura 14. La torre estará constituida por varios elementos o paquetes que son descargados y rotados  $90^\circ$  con respecto al anterior, de manera que el vapor y el líquido periódicamente cambian de dirección en la intersección de los elementos y en la torre sobre múltiples divisiones y redistribuciones, ver la figura 15. Para columnas con diámetros pequeños (usualmente arriba de 300 mm), el empaque estructurado es fabricado en forma de paquetes cilíndricos de altura fija, para diámetros grandes (más de 1500 mm) el elemento de empaque es fabricado en secciones que son unidas al ser descargadas a la torre (18), ver la figura 16.



Figura 14. Paquete de empaque estructurado.



Figura 15. Empaques estructurados.

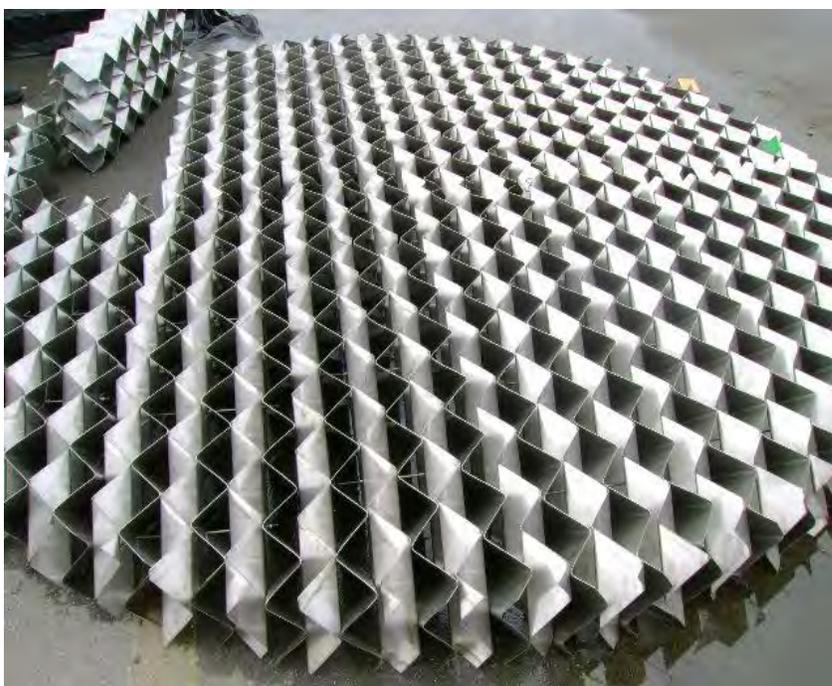


Figura 16. Paquete o elemento de empaque estructurado tipo Mellagrid (Cortesía de Sulzer ChemTech México).

Los paquetes o elementos están soportados por los vértices de las corrugaciones entre las láminas, ver la figura 17. La colocación permite una estructura ordenada de canales formados por un sistema de pasajes triangulares libres a partir de los huecos de las corrugaciones. El arreglo derivado de la rotación de las láminas y los pasajes triangulares, permite que la configuración cambie con la altura del empaque, asumiendo alternativamente una sección triangular y rómbica.



Figura 17. Segmento de empaque estructurado tipo Mellagrid (Cortesía de Sulzer ChemTech México).

Es importante considerar algunos tipos de empaques estructurados dentro de la amplia familia como Sulzer BX, Mellapak, Flexipac, Montz, Gempak, Intalox, Katapak-SP y Mellagrid, ya que a lo largo de esta exposición se mencionarán y su descripción ayudará a ilustrar sus diferencias.

El empaque de gasa de metal o también conocido como Sulzer BX fue uno de los primeros empaques estructurados fabricados, ver la figura 18. Las primeras pruebas de su desempeño son reportadas en la literatura en 1969 por BASF en Alemania (2). El ángulo de corrugación es de  $60^\circ$  con respecto a la horizontal. El vapor asciende a través del canal que va alternando su forma de triangular a rómbica, el líquido se mueve hacia abajo del canal como un arreglo de pared mojada. La naturaleza de gasa de la superficie promete acción

capilar, así que con muy bajas proporciones de flujo de líquido el empaque se moja y se forma una delgada película líquida cubriendo la mayor parte de la superficie disponible. Si las dimensiones de la corrugación son pequeñas, una considerable cantidad de superficie puede ser colocada en un volumen dado del elemento de empaque. El área superficial específica es grande, alrededor de  $500 \text{ m}^2/\text{m}^3$ . Es muy consumido cuando se requiere un alto número de etapas teóricas, baja caída de presión y poca altura de lecho empacado.



Figura 18. Sulzer BX.

Posterior a gasa surgió el de hoja de metal, extensamente usado por su bajo costo, sustituye a los materiales de gasa de metal en algunas aplicaciones. Tiene la misma geometría pero las dimensiones varían, ver la figura 19. No promete acción capilar como el empaque de gasa de metal y no es plenamente mojado a bajas proporciones de flujo de líquido, los resultados muestran que la superficie es completamente mojada solo a altas proporciones de flujo del líquido (7). El más conocido es el Mellapak 250X/250Y, usado en un amplio rango de condiciones, fue introducido en la industria en 1987 por Sulzer Chemtech Company (17, 23). La designación de 250, es por el valor del área superficial específica en  $\text{m}^2/\text{m}^3$ , el Y o X por el ángulo de la corrugación orientada con respecto a la horizontal a  $45^\circ$  y  $60^\circ$  respectivamente. Compuesto de hojas de metal perforadas y corrugadas, con orificios de 4 mm de diámetro distribuidos uniformemente y con diferentes texturas en la superficie de la lámina para aumentar la aspereza y causar delgadez de la

película líquida (18). Gracias a la pendiente de los canales, el gas y el líquido se mueven en zigzag y se mezclan dentro de la sección de cruce. Como los elementos son rotados 90° con respecto al anterior, existe buen mezclado en la sección de cruce como en la intersección entre los elementos. Debido a la delgadez de la película líquida, la turbulencia causada por la trayectoria en zigzag del líquido y el gas provocan que la transferencia de masa entre las dos fases ocurra vigorosamente.

Empaques similares a Mellapak 250Y son Flexipac 2 fabricado por la empresa norte-americana Koch Eng. Co. Inc. y Montz-Pak B1-250 fabricado por la empresa alemana Julius Montz GmbH, los cuales difieren meramente en las dimensiones geométricas de los paquetes (18).



Figura 19. Mellapak 250X/250Y.

Gempak 2AT fabricado por la empresa alemana Glitsch, consiste en delgados platos de metal orientados verticalmente quienes crean una disposición de laberinto para el contacto del líquido y el gas mejorando el mezclado. La película líquida fluye hacia abajo de estos platos y entra en contacto con su lado opuesto, por su parte, el vapor fluye hacia arriba entre los platos sin obstrucción. El vapor y el líquido se mezclan uniformemente a través de la sección de cruce de la columna. Además de alta eficiencia, el Gempak asegura baja caída de presión y largo tiempo de vida que los anteriores empaques.

El empaque metálico Intalox 2T de la compañía inglesa Norton, es hecho de hojas de metal que tienen una única textura en forma de microcorrugaciones. Intalox 2T es ensamblado en elementos o paquetes como los anteriormente descritos. La combinación de microcorrugaciones y macrocorrugaciones, forman una estructura en todo el elemento, el empaque es altamente mojado y asegura mezclado entre las fases y por consiguiente alta capacidad y eficiencia.

El empaque Katapak-SP de compañía Sulzer Chemtech es desarrollado para destilación reactiva, representa un medio para poner en contacto un sólido catalítico con una corriente líquida reactiva, ver la figura 20.

El empaque Mellagrid, es usado en sistemas que fácilmente pueden ensuciar la torre como líquidos con altos contenidos de sólidos, tiene la ventaja de alta durabilidad, ver la figura 16.

Estos empaques son fabricados sobre líneas de control computarizadas, para asegurar máxima precisión y estabilidad mecánica siendo un criterio esencial para una instalación libre de problemas dentro de la columna.

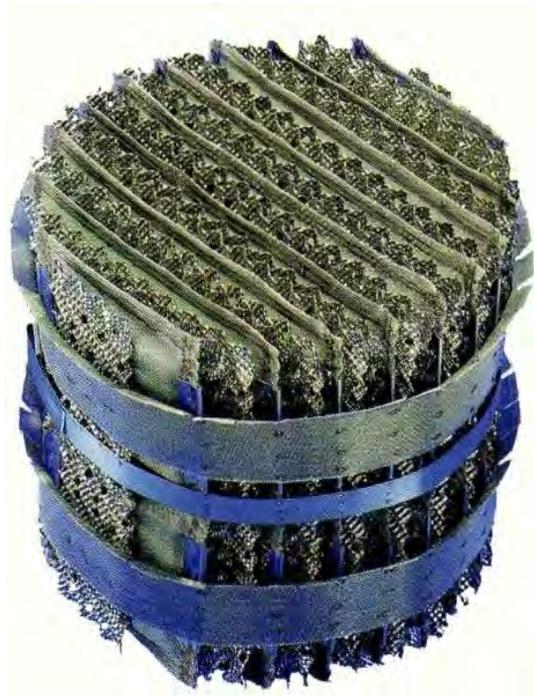


Figura 20. Empaque Katapak.

### 1.2.3.1.1. Definiciones de parámetros geométricos

La figura 21 muestra esquemáticamente los principales parámetros geométricos de las láminas del empaque estructurado que son:

Altura de la corrugación:  $h$

Base de la corrugación:  $b$

Lado de la corrugación:  $s$

Ángulo de corrugación:  $\alpha$

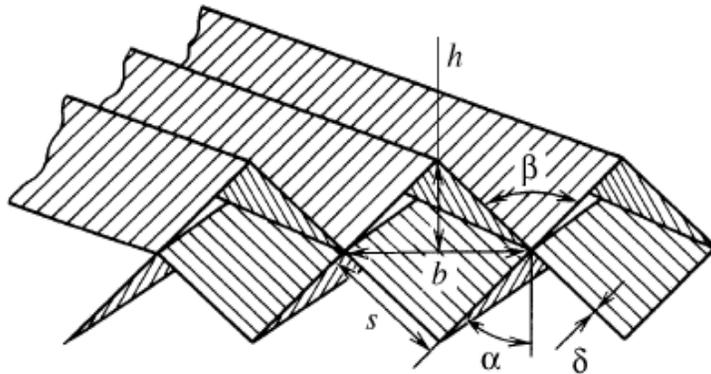


Figura 21. Forma del canal y parámetros geométricos de la lámina:  $h$ ) altura de la corrugación;  $b$ ) base de la corrugación;  $s$ ) lado de la corrugación;  $\delta$ ) espesor de la lámina;  $\alpha$ ) ángulo de corrugación;  $\beta$ ) ángulo del rizo.

Los parámetros geométricos que dependen de las dimensiones de la lámina y son útiles en el análisis hidrodinámico y de transferencia de masa son el área específica  $a_p$  del empaque en  $\text{m}^2/\text{m}^3$ , la fracción de espacio vacío  $\varepsilon$  del empaque (volumen vacío o hueco/volumen empaquetado) y el diámetro hidráulico  $d_{hG}$  de los canales en m (5).

El área superficial específica es el área de la superficie del empaque/ volumen del empaque, es definida como:

$$(1.1) \quad a_p = \frac{2\sqrt{b^2 + 4h^2}}{bh}$$

El espacio vacío  $\varepsilon$  es la fracción de espacio libre o hueca dentro de la torre.

Cuando los ductos o canales de una sección no son circulares, el diámetro circular es sustituido por el diámetro equivalente que es 4 veces el radio hidráulico. El radio hidráulico  $R_{hidráulico}$ :

$$(1.2) \quad R_{hidráulico} = \frac{\text{área de la sección transversal del canal}}{\text{perímetro del canal}}$$

El diámetro hidráulico o diámetro equivalente del empaque seco para condiciones de canales triangulares:

$$(1.3) \quad d_{hG} = 4 R_{hidráulico} = \frac{2bh}{b+2s} = \frac{2bh}{b+2\sqrt{\frac{b^2}{4}+h^2}} = \frac{2bh}{b+\sqrt{b^2+4h^2}}$$

Varios autores consideran el diámetro equivalente simplemente como el lado de la corrugación del empaque.

$$(1.4) \quad d_{hG} = d_{eq} = s$$

Una notable característica de empaque estructurado es su gran área superficial específica que permite área de contacto entre las fases y su gran fracción de espacio libre o vacío. La tabla 1 muestra las características de algunos empaques estructurados.

Tabla 1. Características representativas de algunos empaques estructurados (20).

	<b>Flexipac-2</b>	<b>Gempak 2A</b>	<b>Intalox 2T</b>	<b>Montz B1-200</b>	<b>Mellapak 250Y</b>	<b>Sulzer BX</b>
<b>Área específica(m<sup>-1</sup>)</b>	223	223	220	200	250	500
<b>Fracción vacía</b>	0.93	0.95	0.97	0.94	0.95	0.90
<b>Angulo de corrugación(°)con respecto a la horizontal</b>	45	45	45	45	45	60
<b>Altura de la corrugación(m)</b>	0.0125	0.0122	0.0104	0.0149	0.0119	0.0064
<b>Lado de la</b>	0.0177	0.0180	0.0223	0.0250	0.0171	0.0088

<b>corrugación(m)</b>						
<b>Base de la corrugación (m)</b>	0.0250	0.0268	0.0390	0.0399	0.0241	0.0128

### 1.2.3.1.2. Área específica efectiva.

La transferencia de masa ocurre en un área donde están en contacto el líquido y el gas, esta área es conocida como área específica efectiva o área interfacial para la transferencia de masa. El área específica efectiva está frecuentemente ligada al área específica del empaque seco, porque cuando la superficie sólida del empaque es mojada puede convertirse en área efectiva para la transferencia de masa.

La diferencia entre estas dos áreas radica en que el área superficial específica puede incluir líquido estancado y superficie seca del empaque que no favorece la transferencia de masa, mientras que, el área específica efectiva como lo señala Bravo y Fair (6), no solo esta compuesta de área mojada de empaque, sino también de área provista por gotas en la fase gaseosa, así como burbujas de gas y remolinos dentro de la película líquida que aumentan la transferencia de masa. Los resultados de Shulman et al. (64), muestran que la velocidad del gas puede afectar el área específica efectiva, por un lado, al aumentar la energía cinética del gas se ayuda a la formación de remolinos en la superficie de la película líquida, dispersión de gotas de líquido en el gas y ocurrencia de burbujas de gas en la película líquida que aumentan el contacto entre el líquido y el gas.

La mayoría de las correlaciones disponibles para el cálculo del área específica efectiva están basadas en el modelo de Shi y Mersmann (63), el cual asume que el líquido fluye en forma de pequeñas corrientes uniformemente distribuidas sobre una superficie plana e inclinada a un ángulo respecto a la horizontal mojando parcialmente la superficie del empaque. Bravo et al. (20), consideran para empaques de gasa metálica que la superficie total es completamente mojada por la acción capilar, pero en el caso de hojas de metal la superficie no es plenamente mojada, por lo que introducen un factor. Henriques et al. (32), estudian tres tipos de Mellapak encontrando que el área efectiva es más grande que el área geométrica del empaque seco (dependiendo del flujo de gas y líquido, además de la geometría del empaque) y consideran que esto se debe probablemente a la inestabilidad del

flujo del líquido dentro del empaque. Brunazzi et al. (11), proponen una correlación en función del líquido retenido, parámetros geométricos y propiedades físicas. Rocha et al. (58), basándose en la correlación de Shi y Mersmann (63), se enfoca en hojas de metal y adiciona un factor de corrección. Gualito et al. (27), corrige la correlación de Rocha et al., con un factor para hacerla aplicable a altas presiones. Olujic (49), desarrolla una correlación empírica basada en datos experimentales y posteriormente es modificada (52) introduciendo la correlación de Onda. La correlación de Onda (21, 53), aunque fue basada en empaques convencionales, es usada en empaques estructurados como un método general predictivo e incorporada a varios modelos para mejorar la precisión del área interfacial. Xu et al. (77), basándose en el modelo de Billet y Schultes (4), toma en cuenta la influencia de la proporción del flujo de gas y el efecto Marangoni por medio de un índice de estabilidad relativa. Siminiceanu et al. (66), determina el área de transferencia de masa efectiva del Mellapak 750Y. En la tabla 2 se presentan las correlaciones de estos autores para el cálculo del área específica efectiva.

Tabla 2. Correlaciones para el área específica efectiva en empaques estructurados (74).

Autores	Correlaciones
Shi y Mersman (63)	$(1.5) \quad \frac{a_e}{a_p} = \frac{0.76 m d_{pe}^{1.1} u_L^{0.4} v_L^{0.2}}{1 - 0.93 \cos \theta} \left( \frac{\rho_L}{\sigma_L g} \right)^{0.15} \frac{a_p^{0.2}}{\varepsilon^{0.6}}$ <p>Donde:</p> <p><math>a_e</math> = área interfacial específica efectiva, 1/m</p> <p><math>a_p</math> = área superficial específica empacada, 1/m</p> <p><math>d_{pe}</math> = diámetro de un elemento empacado, m</p> <p><math>g</math> = constante gravitacional, m/s<sup>2</sup></p> <p><math>m</math> = constante relacionada al empaque.</p> <p><math>u_L</math> = velocidad superficial del líquido, m/s</p> <p><math>v_L</math> = viscosidad cinemática, m<sup>2</sup>/s</p> <p><math>\varepsilon</math> = fracción vacía del empaque</p> <p><math>\theta</math> = ángulo de contacto, grados</p> <p><math>\rho_L</math> = densidad del líquido, Kg/m<sup>3</sup></p> <p><math>\zeta_L</math> = tensión superficial, N/m</p>
Spiegel y Meier (67)	$(1.6) \quad a_e = A (\rho_L u_L)^{0.2}$

	<p>Donde:</p> <p><math>A = \text{constante}</math></p>
Bravo y Fair (20)	<p>(1.7) <math>a_e/a_p = 0.5 + 0.0058 F_r \quad (F_r &lt; 0.85)</math></p> <p>(1.8) <math>a_e/a_p = 1 \quad (F_r &gt; 0.85)</math></p> <p>Donde:</p> <p><math>F_r = \text{porcentaje de inundación}</math></p>
Henriques de Brito et al. (32)	<p>(1.9) <math>\frac{a_e}{a_p} = 0.465 \left( \frac{\rho_L u_L}{\mu_L a_p} \right)^{0.3}</math></p>
Hanley et al. (28)	<p>(1.10) <math>\frac{a_e}{a_p} = (1 - f) \left[ 1 - \exp \left( -\omega \frac{d_{eq} u_L^2 \rho_L}{\varepsilon \sigma_L} \right)^z \right]</math></p> <p>(1.11) <math>\frac{a_e}{a_p} = \frac{1 - (f/f_c)^p}{(1 - f)^{-1}} \left[ 1 - \exp \left( -\omega \frac{d_{eq} u_L^2 \rho_L}{\varepsilon \sigma_L} \right)^z \right]</math></p> <p>Donde:</p> <p><math>d_{eq} = \text{diámetro equivalente del flujo del canal, m}</math></p> <p><math>f = \text{factor del modelo definido como la fracción de células ocupadas, basado en la analogía de circuitos eléctricos}</math></p> <p><math>f_c = \text{factor del modelo definido como la fracción de células en el umbral de la percolación, basado en la analogía de circuitos eléctricos.}</math></p> <p><math>p = \text{exponente}</math></p> <p><math>z = \text{exponente}</math></p> <p><math>\omega = \text{factor del modelo definido como la proporción de la velocidad de decaimiento exponencial, basado en la analogía de circuitos eléctricos.}</math></p>
Brunazzi et al. (11)	<p>(1.12) <math>\frac{a_e}{a_p} = \frac{d_{eq}}{4} \left( \frac{h_L}{\varepsilon} \right)^{1.5} \left[ \left( \frac{\rho_L g \varepsilon (\sin \alpha)^2}{3 \mu_L u_L} \right)^{0.5} \right]</math></p> <p>Donde:</p> <p><math>h_L = \text{líquido retenido, m}^3/\text{m}^3</math></p> <p><math>\alpha = \text{ángulo de la corrugación, grados}</math></p>
Rocha et al. (58)	<p>(1.13) <math>\frac{a_e}{a_p} = F_{se} F_t =</math></p> $F_{se} \frac{29.12 u_L^{0.4} v_L^{0.2} s^{0.159}}{(1 - 0.93 \cos \theta) (\sin \alpha)^{0.3} \varepsilon^{0.6}} \left( \frac{\rho_L}{\sigma_L g} \right)^{0.15}$ <p>Donde:</p>

	<p><math>F_{se}</math> = factor de aumento de la superficie del empaque  <math>F_t</math> = factor de corrección para líquido total retenido  <math>s</math> = longitud del lado de la corrugación, m</p>
Olujic et al. (49)	<p>(1.14) <math>\frac{a_e}{a_p} = \frac{1-\Omega}{1+A/u_L^B}</math></p> <p>Donde:  <math>A</math> = constante  <math>B</math> = constante  <math>\Omega</math> = fracción vacía de la superficie empacada</p>
Gualito et al. (27)	<p>(1.15) <math>\frac{a_e}{a_p} = F_{se} F_t =</math></p> $F_{se} \frac{29.12 u_L^{0.4} v_L^{0.2} s^{0.159}}{(1-0.93 \cos \theta) (\sin \alpha)^{0.3} \varepsilon^{0.6}} \left( \frac{\rho_L}{\sigma_L g} \right)^{0.15} \left[ \frac{1.2}{1+0.2 \exp(15 u_L / u_G)} \right]$ <p>Donde:  <math>F_{se}</math> = factor de aumento de la superficie empacada  <math>F_t</math> = factor de corrección para líquido total retenido  <math>u_G</math> = velocidad superficial del gas, m/s</p>
Siminiceanu et al. (66)	<p>(1.16) <math>\frac{a_e}{a_p} = 0.1245 \left[ \frac{6 \rho_L u_L (1-\varepsilon)}{\mu_L a_p} \right]^{0.4}</math></p>
Xu et al. (77)	<p>(1.17) <math>\frac{a_e}{a_p} =</math></p> $\frac{0.00842}{(a_p d_h)^{0.5}} \left( \frac{\rho_L u_L d_h}{\mu_L} \right)^{-0.2} \left( \frac{u_L^2 \rho_L d_h}{\sigma_L} \right)^{0.614} \left( \frac{u_L^2}{g d_h} \right)^{-0.45} \left( \frac{\rho_G d_h u_G}{\mu_G} \right)^{0.647} (1 \mp S_R^{0.358})$ <p>Donde:  <math>d_h</math> = diámetro hidráulico definido por <math>4 \varepsilon / a_p</math>, m  <math>\mu_G</math> = viscosidad del gas, Kg/(m s)  <math>S_R</math> = índice de estabilidad relativa, el <math>\pm</math> es para la tensión superficial positiva o negativa, respectivamente.</p>
Olujic (52)	<p>(1.18) <math>\frac{a_e}{a_p} = (1 - \Omega) \left( \frac{a_e}{a_p} \right)_{Onda} \left( \frac{\sin 45^\circ}{\sin \alpha_L} \right)^n</math></p> <p>Donde:</p> $\left( \frac{a_e}{a_p} \right)_{Onda} = 1 - \exp \left[ -1.45 \left( \frac{\sigma_c}{\sigma_L} \right)^{0.75} Re_L^{0.1} Fr_L^{-0.05} We_L^{0.2} \right]$

	$Re_L = \rho_L u_L / (a_p \mu_L), Fr_L = u_L^2 a_p / g, We_L = \tilde{n}_L u_L / (\sigma_L a_p)$ $n = \left(1 - \frac{a_p}{250}\right) \left(1 - \frac{\alpha_L}{45}\right) + \ln\left(\frac{a_{e,Onda}}{250}\right) + \left(0.49 - \sqrt{\frac{760}{P}}\right) \left(1.2 - \frac{\alpha_L}{45}\right)$ <p> <math>P</math> = presión de operación, mmHg  <math>\alpha_L</math> = ángulo efectivo de flujo de líquido, grados  <math>\Omega</math> = fracción vacía de la superficie empacada </p>
--	---

## NOMENCLATURA DEL CAPÍTULO 1.

$A, B$  = constantes

$a_e$  = área interfacial específica efectiva, 1/m

$a_p$  = área superficial específica empacada, 1/m

$b$  = base de la corrugación, m

$d_{hG}, d_{eq}$  = diámetro hidráulico o equivalente del flujo del canal, m

$d_h$  = diámetro hidráulico definido por  $4\varepsilon/a_p$ , m

$d_{pe}$  = diámetro de un elemento empacado, m

$f$  = factor del modelo definido como la fracción de células ocupadas, basado en la analogía de circuitos eléctricos

$f_c$  = factor del modelo definido como la fracción de células en el umbral de la percolación, basado en la analogía de circuitos eléctricos

$Fr$  = porcentaje de inundación

$F_{se}$  = factor de aumento de la superficie empacada, sin dimensiones

$F_t$  = factor de corrección para líquido total retenido, sin dimensiones

$g$  = constante gravitacional,  $m/s^2$

$h$  = altura de la corrugación, m

$h_L$  = líquido retenido,  $m^3/m^3$

$m$  = constante relacionada al empaque

$p$  = exponente

$P$  = presión de operación, mmHg

$R_{hidráulico}$  = radio hidráulico, m

$s$  = longitud del lado de la corrugación, m

$S_R$  = índice de estabilidad relativa

$u_L$  = velocidad superficial del líquido, m/s

$u_G$  = velocidad superficial del gas, m/s

$z$  = exponente

$\alpha$  = ángulo de corrugación con respecto a la horizontal, grados

$\alpha_L$  = ángulo efectivo de flujo de líquido, grados

$\beta$  = ángulo del rizo, grados

$\delta$  = espesor de la lámina, m

$\varepsilon$  = fracción vacía del empaque

$\Theta$  = ángulo de contacto, grados

$\mu_L$  = viscosidad del líquido, Kg/(m s)

$\mu_G$  = viscosidad del gas, Kg/(m s)

$\nu_L$  = viscosidad cinemática, m<sup>2</sup>/s

$\rho_L$  = densidad del líquido, Kg/m<sup>3</sup>

$\zeta_L$  = tensión superficial, N/m

$\omega$  = factor del modelo definido como la proporción de la velocidad de decaimiento exponencial, basado en la analogía de circuitos eléctricos

$\Omega$  = fracción vacía de la superficie empacada

## 2. HIDRÁULICA DE LOS EMPAQUES ESTRUCTURADOS.

### 2.1. Modelo hidráulico.

El arreglo del flujo de las fases a contracorriente es el más empleado en columnas empacadas ya que existe mayor contacto entre los fluidos, se caracteriza por que el líquido entra a la parte superior de la torre fluyendo hacia abajo por gravedad y el gas entra por la parte inferior subiendo por los espacios libres del empaque, ver la figura 22.

Se puede considerar que el líquido fluye por gravedad como una delgada película que moja total o parcialmente al empaque y el gas asciende por los canales que forman al empaque estructurado. La disposición entre ellos ocurre como un arreglo de pared mojada.

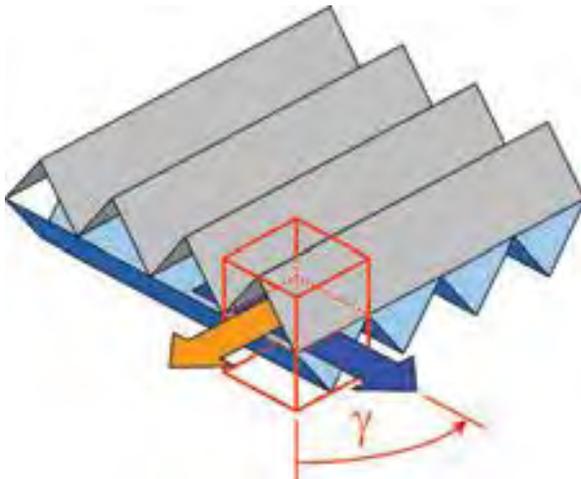


Figura 22. Diagrama esquemático de dos láminas de empaque estructurado. Las direcciones de los flujos a través del ángulo  $\gamma$  son indicadas.

Dependiendo de la cantidad de gas y líquido que fluya en la torre se encontrarán diferentes grados de interacción entre ellos. El grado de interacción entre el líquido y el gas dependerá principalmente de la cantidad de flujos y/o la presión de operación. En base al grado de interacción entre los fluidos, se clasificará el comportamiento hidráulico de la columna como zona de precarga caracterizada por una mínima interacción, punto de carga en la cual comienza la interacción y la inundación con una completa interacción. A lo largo del capítulo se describirán estas condiciones en la columna.

## 2.2. Máxima capacidad permisible o punto de carga.

Strigle (70), define que la máxima capacidad operacional o punto de carga está basada en la máxima proporción de gas obtenible antes de la pérdida normal de la eficiencia en la separación.

Algunas definiciones de máxima capacidad operacional que aparecen en la literatura son:

- 1) Marcado aumento de la caída de presión con la proporción de flujo de gas.
- 2) Rápido aumento del líquido retenido sobre la superficie del empaque.
- 3) Formación de fase continúa arriba del soporte del empaque (fase líquida dispersa cambia a fase líquida continúa).
- 4) Comienzo de operación inestable en la columna.
- 5) Llenado de los espacios vacíos con líquido dentro del lecho empacado.

Cuando los flujos son moderados, el movimiento de líquido que se desplaza por gravedad es independiente del movimiento ascendente del gas dentro de los canales del empaque. Esta condición es conocida como región de precarga caracterizada por una mínima interacción entre el líquido y el gas.

La región de carga se caracteriza porque a partir de este punto comenzarán a interactuar los fluidos.

Cuando el flujo de gas aumenta, su energía cinética al entrar a la torre es muy grande obstruyendo el movimiento del líquido y aumentando la cantidad de líquido dentro de la torre. El aumento del líquido retenido disminuye la fracción de espacios vacíos de los canales por donde asciende el gas, por lo que el gas tendrá mayor dificultad para desplazarse y existirá un mayor gradiente de presión. El flujo de líquido será dependiente del flujo de gas con una gran interacción entre ellos, esta condición es conocida como arriba del punto de carga.

La relación entre caída de presión y líquido retenido (holdup) en función del flujo de gas se ilustra en la siguiente figura. Los datos son basados en el sistema de agua/aire por Olujic (49), en una columna que contiene Montz-Pak B1-250. La existencia del punto de

transición es evidente, este es el punto de carga. Es innegable que a bajas y a moderadas proporciones, el líquido retenido es independiente del flujo de gas (mínima interacción).

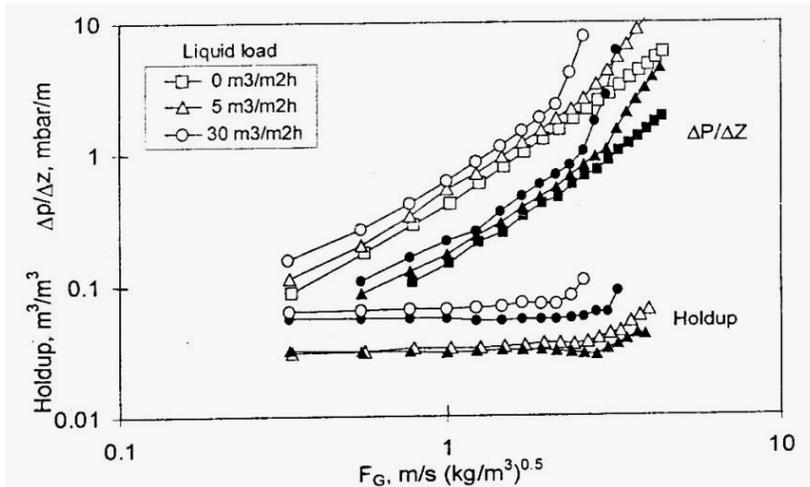


Figura 23. Caída de presión y líquido retenido (holdup) de Montz-Pak B1-250 en función de la proporción del flujo de gas. Sistema agua-aire, 1.018 bar, 20°C, 0.45 m de diámetro interno de la columna y 2 m de altura del lecho empacado (73).

### 2.2.1. Predicción del punto de carga.

A partir de la correlación desarrollada por Kister y Gill (37), para determinar el punto de inundación se puede estimar el punto de carga o máxima capacidad operacional (MOC), asumiendo que ocurre al 95% de la velocidad del gas en el punto de inundación. Con un apropiado factor de empaque se puede aplicar a varios empaques estructurados como lo señala Robbins (56).

Otra forma de predecir el punto de carga es con una correlación semiempírica creada a partir de un esfuerzo conjunto del SRP (Separations Research Program) de la Universidad de Texas y la Universidad de Delf (73). Partiendo de un análisis dimensional se llega a números adimensionales que representan las fuerzas gobernantes del movimiento de líquido y el gas:

$$(2.1) \quad \frac{u_{Gs}^2}{\varepsilon^2 g d_{hG}} \frac{\rho_G}{(\rho_L - \rho_G)} = C_1 \left( \frac{u_{Ls}}{u_{Gs}} \sqrt{\frac{\rho_L}{\rho_G}} \right)^{C_2} (\sin \alpha)^{C_3}$$

Donde:

$C_1, C_2, C_3 =$  constantes

$d_{hG} =$  diámetro hidráulico del canal de flujo de gas, m

$g =$  constante gravitacional,  $m/s^2$

$u_{Gs} =$  velocidad superficial del gas, m/s

$u_{Ls} =$  velocidad superficial del líquido, m/s

$\alpha =$  ángulo de corrugación, grados

$\varepsilon =$  fracción vacía,  $m^3$  vacío /  $m^3$  empacado

$\rho_G =$  densidad del gas,  $Kg/m^3$

$\rho_L =$  densidad del líquido,  $Kg/m^3$

El lado izquierdo de la ecuación representa las fuerzas de momento del gas que actúan sobre el líquido y la contrarrestada gravedad, del lado derecho se tiene al parámetro de flujo que toma en cuenta la carga de líquido y los efectos de las densidades. El ángulo de corrugación es expresado en forma explícita y las constantes toman en cuenta los efectos de la geometría del empaque.

Para propósitos prácticos la ecuación se puede reescribir expresando el factor de flujo de gas en el punto de carga. Dos expresiones diferentes resultan, el factor de flujo de gas en el punto de carga  $F_{G,lp}$  para sistemas con carga de líquido fija y en sistemas a reflujos total:

Carga de líquido constante (aire-agua):

$$(2.2) \quad F_{G,lp} = \left( 0.053 \varepsilon^2 g d_{hG} \frac{\rho_L - \rho_G}{\rho_G} \left( u_{Ls} \sqrt{\frac{\rho_L}{\rho_G}} \right)^{-0.25} (\sin \alpha)^{1.24} \right)^{0.57} \sqrt{\rho_G}$$

Condiciones de reflujos total ( $L/V=1$ ):

$$(2.3) \quad F_{G,lp} = \left( 0.053 \varepsilon^2 g d_{hG} (\rho_L - \rho_G) \left( \frac{u_{Ls}}{u_{Gs}} \sqrt{\frac{\rho_L}{\rho_G}} \right)^{-0.25} (\sin \alpha)^{1.15} \right)^{0.5}$$

Estas expresiones son usadas en conjunto con ecuaciones de los modelos de SRP y Delf para estimar la caída de presión en la zona de precarga  $(\Delta p/\Delta z)_{\text{precarga}}$  y posteriormente determinar la caída de presión en el punto de carga  $(\Delta p/\Delta z)$ . Arriba del punto de carga el

aumento en la pendiente de la curva de presión es tomada en cuenta aplicando un factor de corrección  $\Phi_{carga}$ :

$$(2.4) \quad \frac{\Delta p}{\Delta z} = \left( \frac{\Delta p}{\Delta z} \right)_{precarga} \phi_{carga}$$

Donde:

$\Delta p / \Delta z$  = caída de presión en el punto de carga por longitud, mbar/m

$(\Delta p / \Delta z)_{precarga}$  = caída de presión por longitud en la zona de precarga, mbar/m

$\Phi_{carga}$  = factor de corrección, sin dimensiones

El factor de corrección está definido como:

$$(2.5) \quad \phi_{carga} = 3.8 \left( \frac{F_G}{F_{G,lp}} \right)^{2/(\sin \alpha)} \left( \frac{u_{LS}^2}{\varepsilon^2 g d_{hG}} \right)^{0.13}$$

Donde:

$F_{G,lp}$  = el factor de flujo de gas en el punto de carga,  $m/s (Kg/m^3)^{0.5}$

$F_G$  = factor de flujo de gas definido por  $u_{Gs} (\rho_G)^{0.5}$ ,  $m/s (Kg/m^3)^{0.5}$

Con estas ecuaciones se puede predecir el punto de carga y comparando los cálculos con los datos experimentales en la figura 24, se observa que alrededor del 98% de los puntos caen dentro de un  $\pm 20\%$  de desviación. Estas desviaciones cubren un amplio rango de sistemas y tipos de empaques, indicando un grado satisfactorio de generalidad para la correlación propuesta. La correlación no es muy precisa a altas presiones aunque para propósitos de ingeniería puede ser satisfactoria.

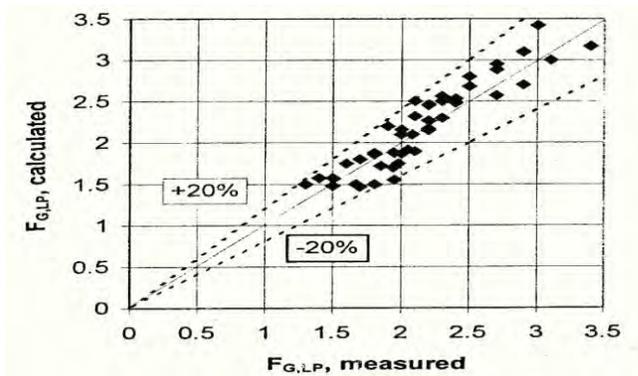


Figura 24. Punto de carga calculado contra medido (73).

## **2.3. Factores que limitan la capacidad de los empaques.**

### **2.3.1. Líquido retenido (holdup).**

El líquido retenido o holdup es el líquido que se deposita en la torre y humedece al empaque, en base a su movimiento es clasificado como estático y dinámico. El líquido retenido total es la suma del estático y del dinámico. Es expresado como volumen de líquido/ volumen empacado.

El líquido retenido en columnas empacadas es de fundamental importancia ya que afecta la velocidad en los canales, área interfacial y el tiempo de residencia del líquido.

El líquido retenido aumenta con el incremento en la viscosidad del líquido, los líquidos viscosos dejan poco espacio vacío dentro de los canales que se traduce en pérdida de la capacidad del gas con el aumento del flujo de líquido.

#### **2.3.1.1. Líquido retenido estático.**

El líquido retenido estático o holdup estático es el líquido detenido o suspendido en el empaque por fuerzas de capilaridad que mantienen unido al líquido con el empaque. Forma lagunas estancadas entre los intersticios de los empaques y lentamente es relevado por líquido efluente.

Strigle (70), indica que el holdup estático es dependiente del área superficial del empaque, de la rugosidad de la superficie y del ángulo de contacto entre la superficie del empaque y el líquido. Shulman et al. (65), menciona que el holdup estático sin flujo de gas es constante e independiente de la proporción de flujo del líquido.

Por lo tanto, el líquido retenido estático depende de la naturaleza del empaque y de las propiedades físicas del líquido. Esta fracción de líquido en la torre no es deseable, debido a que al formar lagunas estancadas existe un menor contacto con el gas disminuyendo la transferencia de masa y por lo tanto la eficiencia de la columna.

### **2.3.1.2. Líquido retenido dinámico.**

El líquido retenido dinámico es el líquido que se mueve a través del empaque, forma una película en constante movimiento que va desplazándose dentro del lecho empacado. Con este volumen líquido la transferencia de masa ocurre de manera efectiva.

El líquido retenido dinámico es función del flujo de líquido.

Debajo de la región de carga el líquido retenido es independiente del flujo de gas, sin embargo, en la región de carga hay un rápido aumento del holdup dinámico cuando el flujo de gas aumenta (73).

El holdup dinámico no se ve afectado cuando el líquido tiene alta tensión superficial, por ejemplo el agua, sucede lo contrario con líquidos de baja tensión superficial (líquidos orgánicos) y baja proporción de flujo de líquido donde el holdup dinámico puede ser reducido un 20% (70).

El líquido retenido dinámico depende del flujo de líquido y de gas, de las propiedades del líquido, así como de la geometría del empaque.

### **2.3.1.3. Predicción del líquido retenido.**

Tradicionalmente el holdup es determinado por el método de “corte de irrigación” en el que se interrumpe la alimentación de líquido y de gas en la torre, se mide la cantidad de líquido que queda en el empaque (holdup estático) o la que se descarga fuera de la torre (holdup dinámico).

El líquido retenido estático es la cantidad de líquido que permanece en el empaque después de concluir la irrigación es determinado como la diferencia entre la masa del empaque irrigada y la masa del empaque seco (17). El líquido retenido dinámico es la cantidad de líquido descargado del lecho empacado después de cesar la irrigación en la columna. La precisión en la medición depende de la sincronización al parar los flujos de la alimentación y la descarga.

Existen correlaciones para calcular el holdup total Buchanan (13), estudia el líquido retenido en empaques convencionales y propone la siguiente correlación<sup>1</sup>:

$$(2.6) \quad h_t = A' Fr_L^{0.5} + B' Fi^{0.333}$$

Donde:

$A', B'$  = constantes para tipo dado de empaque

$d_{eq}$  = diámetro equivalente =  $s$  = lado de la corrugación

$Fr_L$  = número de Froude para el líquido =  $U_L^2 / (d_{eq} g)$

$Fi$  = número de película para el líquido =  $Fr_L / Re_L$

$g$  = constante de gravedad

$h_t$  = líquido retenido total

$Re_L$  = número de Reynolds para el líquido =  $d_{eq} U_L \rho_L / \mu_L$

$U_L$  = velocidad superficial del líquido

$\mu_L$  = viscosidad del líquido

$\rho_L$  = densidad del líquido

Considerando que la segunda constante de la ecuación anterior no es significativa, Bemer y Kalis (1), concluyen una forma más simple:

$$(2.7) \quad h_t = A' Fr_L^E$$

Donde:

$A, E$  = constantes para un tipo de empaque.

La ecuación anterior es usada por Bravo-Rocha-Fair (8,20), en empaques estructurados con diferentes valores de las constantes que dependen del tipo de empaque. Posteriormente estos autores modifican e incorporan la ecuación de Shi y Mersmann (63), a su modelo para determinar el líquido retenido en la siguiente expresión (57):

---

<sup>1</sup> Se puede usar cualquier sistema de unidades para la ecuación.

$$(2.8) \quad h_t = \left(4 \frac{F_t}{s}\right)^{2/3} \left(\frac{3\mu_L u_{Ls}}{\rho_L (\sin \alpha) \varepsilon g_{eff}}\right)^{1/3}$$

Donde:

$F_t$  = factor de corrección para el líquido retenido, sin dimensiones

$g_{eff}$  = gravedad efectiva, m/s<sup>2</sup>

$h_t$  = líquido retenido total, m<sup>3</sup>/m<sup>3</sup>

$s$  = lado de la corrugación, m

$u_{Ls}$  = velocidad superficial del líquido, m/s

$\varepsilon$  = fracción vacía empacada, sin dimensiones

$\alpha$  = ángulo de la corrugación, grados

$\mu_L$  = viscosidad del líquido, Kg/ (m s)

$\rho_L$  = densidad del líquido, Kg/m<sup>3</sup>

Billet (3), describe el holdup al 70% de inundación como:

$$(2.9) \quad h_t = C_5 (Fr_L / Re_L)^{1/3}$$

Donde  $Fr_L$  y  $Re_L$  son el número de Froude y Reynolds para la fase líquida y  $C_5$  es una constante que depende de la carga y principalmente del empaque.

En el modelo de Iliuta y Larachi (34,35), se tiene la concepción de que el área del empaque está dividida en zona seca y zona mojada. En la fracción de área mojada el líquido fluye como una película, el líquido retenido es descrito como:

$$(2.10) \quad h_L = a_p \eta_e \delta$$

Donde:

$h_L$  = líquido retenido, m<sup>3</sup>/ m<sup>3</sup>

$a_p$  = área superficial específica, m<sup>2</sup>/m<sup>3</sup>

$\eta_e$  = fracción de área mojada del empaque, sin dimensiones

$\delta$  = espesor de la película líquida, m

Olujic (49-51), considera que toda el área del empaque es mojada por una película líquida, por lo que:

$$(2.11) \quad h_L = a_p \delta$$

Fair compara su ecuación con la de Olujic y encuentra discrepancias proponiendo la ecuación de Shetty y Cerro (21,62):

$$(2.12) \quad h_L = 6.096 Re_L^{1/3} Ga_L^{-1/3}$$

Donde:

$Re_L$  = número de Reynolds para el líquido =  $(\rho_L u_{Ls} b) / \mu_L$

$Ga_L$  = número de Galileo =  $(g b^3 \rho_L^2) / \mu_L^2$

Ecuación que es retomada por Dmitrieva (17), para calcular el holdup dinámico obteniendo una ecuación más general:

$$(2.13) \quad h_L = A Re_L^n Ga_L^m$$

Donde  $A$ ,  $n$  y  $m$  son valores empíricos obtenidos experimentalmente. Esta ecuación es aplicable a velocidades de gas que no exceden el 80% del punto de carga.

### 2.3.2. Arrastre.

El arrastre es una situación inoperante que ocurre a elevadas velocidades de gas donde una gran cantidad de líquido es acarreada por el gas, es una condición exagerada de entrada de líquido al gas. El líquido acarreado por el gas tiende a recircular en la torre con adicional aumento en la carga de líquido. Al incrementar el líquido retenido por el arrastre, disminuyen los espacios vacíos en la torre, por lo que al gas le costará trabajo ascender creciendo drásticamente la caída de presión en la torre que posteriormente ocasionará la inundación.

### **2.3.3. Inundación.**

La inundación es una condición de máxima interacción entre el líquido y el gas, de manera que habrá una dependencia de los flujos. Cuando una gran cantidad de flujo de gas ingresa a la torre impide al líquido desplazarse por gravedad y éste empieza a acumularse en las intersecciones de los elementos y después en todo el lecho empacado hasta que se inunda. Las interacciones entre el líquido y el gas especialmente entre las intersecciones de los elementos son acompañadas por una sustancial pérdida de energía mecánica (caída de presión), causado por el cambio de dirección de los flujos. La caída de presión en esta condición aumenta muy rápidamente existiendo un cambio en la pendiente de las curvas de caída de presión.

No es práctico operar en una torre inundada, ordinariamente el diámetro de las columnas está diseñado a no más de 70% de inundación para determinados flujos de líquido y gas (14).

La inundación depende de la cantidad de los flujos, de las propiedades del líquido y del gas, así como de la geometría del empaque.

De los datos experimentales de caída de presión en la inundación para empaques estructurados, Bravo (9), establece valores entre 900-1200 Pa/m. Gualito (26), reporta para bajos flujos de líquido 900-1600 Pa/m y para altos flujos de líquido entre 1600-2000 Pa/m. MacNulty y Hsieh (46), para cuatro tipos de Flexipac a altos flujos de líquido reportan valores más grandes de 3000 Pa/m sin alcanzar la inundación.

#### **2.3.3.1. Tipos de inundación.**

Existen tres características que se han observado cuando la inundación ocurre y pueden ser clasificadas como tipos de inundación (20):

- Inundación hidráulica: rápido aumento de la caída de presión con un ligero aumento de flujo de gas.

- Limitación de transferencia de masa: rápida disminución de la eficiencia con un ligero aumento de flujo de gas.
- Falta general de estabilidad en la operación de la columna.

Estas condiciones no necesariamente ocurren a la misma carga de líquido-gas para empaques estructurados, la limitación de transferencia de masa precede a la inundación hidráulica.

### 2.3.3.2. Predicción de la inundación.

La correlación de Sherwood-Leva-Eckert (SLE), era un método gráfico estándar en la industria para predecir la caída de presión y la inundación en columnas empacadas (56). En esta gráfica la abscisa es conocida como el parámetro de flujo:

$$(2.14) \quad X = \frac{L}{G} \left( \frac{\rho_g}{\rho_L} \right)^{0.5}$$

La ordenada es el parámetro de capacidad:

$$(2.15) \quad Y = C_s F_p^{0.5} \nu^{0.05}$$

$$(2.16) \quad C_s = U_s \sqrt{\frac{\rho_G}{\rho_L - \rho_G}}$$

Donde:

$C_s$  = la velocidad superficial del gas corregida por las densidades del líquido y del gas, ft/s

$F_p$  = factor de empaque, 1/ft

$G$  = proporción de flujo de gas, lb/(s ft<sup>2</sup>)

$L$  = proporción de flujo de líquido, lb/(s ft<sup>2</sup>)

$U_s$  = velocidad superficial del gas, (ft/s)

$\nu$  = viscosidad cinemática del líquido, centistokes

$\rho_L$  = densidad del líquido, (lb/ ft<sup>3</sup>)

$\rho_G$  = densidad del gas, (lb/ ft<sup>3</sup>)

$F_p$  es el factor de empaque, el cual es un valor empírico característico del tipo y tamaño de empaque. Así para cada tipo y tamaño de empaque se tiene un valor determinado de factor de empaque.

Para cada tipo de empaque los datos experimentales de caída de presión, punto de inundación, punto de carga, pueden ser colocados en la gráfica para una comparación directa y conocer las regiones donde existe una buena predicción de la gráfica de SLE, ver la figura 25.

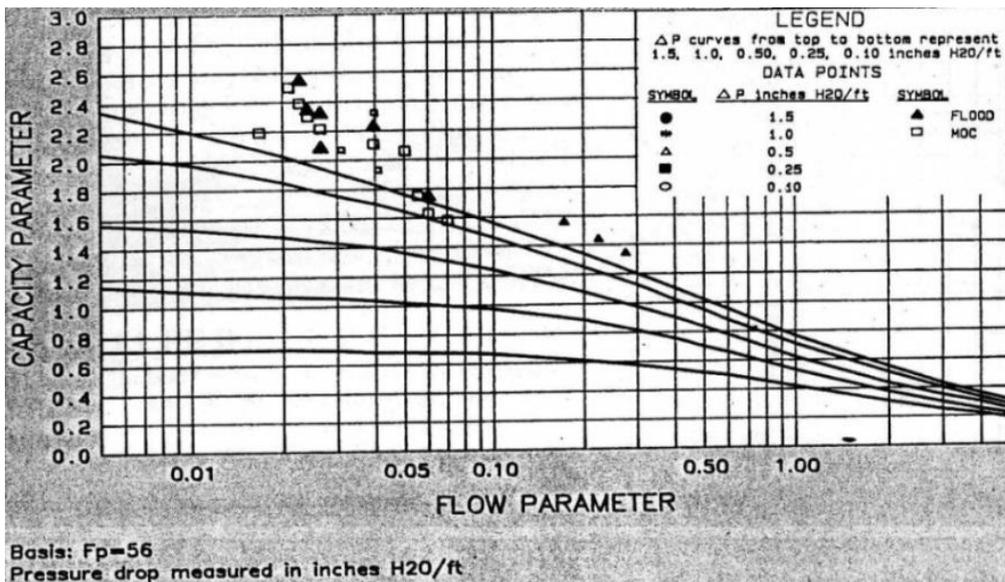


Figura 25. Gráfica de SLE con datos experimentales de inundación y máxima capacidad operacional (MOC) para anillos Pall, (37).

Con las condiciones de operación o de diseño, así como el factor de empaque calculamos el parámetro de flujo y el parámetro de capacidad, estos valores son introducimos a la gráfica para conocer la región en la que se encuentra de la curva de inundación. Existen sistemas que tienen diferentes valores de caída de presión en la inundación, por lo que la predicción es poco confiable.

La figura 26 presenta la gráfica para varios tipos de empaques estructurados con datos experimentales de inundación, definida sobre la base hidráulica o sobre la base de pérdida significativa de eficiencia.

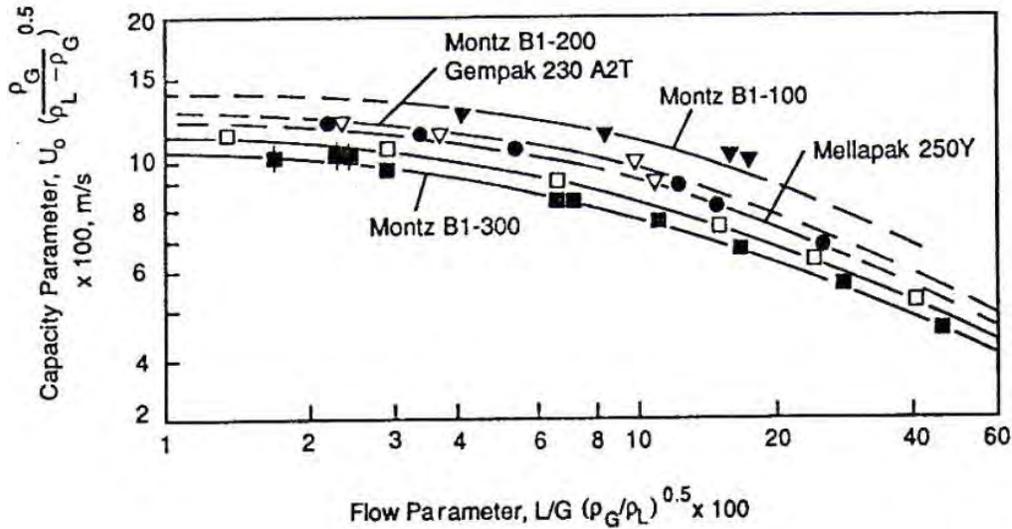


Figura 26. Datos de inundación para empaques estructurados reportados por Billet (3,20). Número que siguen de los tipos de empaques indican el área superficial en metros cuadrados por metro cúbico.

Hace varias décadas que ha decaído el empleo de las gráficas para predecir la inundación por tener una base empírica y actualmente han aparecido modelos más fundamentados para predecir el comportamiento hidráulico.

Kister y Gill (37), desarrollaron una correlación para calcular la caída de presión en la inundación, aplicando el principio observado en datos experimentales de que la caída de presión en el punto de inundación es independiente del parámetro de flujo, variando su valor para diferentes tipos de empaques. Al graficar datos experimentales de caídas de presión en la inundación con diferentes factores de empaque, se obtiene la siguiente relación:

$$(2.17) \quad \Delta P_{\text{inundación}} = 0.115 F_p^{0.7}$$

Donde:

$\Delta P_{\text{inundación}}$  = caída de presión en el punto de inundación, in de agua/ ft de empaque

$F_p$  = factor de empaque, 1/ft.

Aunque la anterior expresión fue desarrollada para empaques convencionales, usando un apropiado factor de empaque ( $F_p$ ), puede ser empleada en empaques estructurados como lo hace Robbins (56), al desarrollar su modelo hidráulico para una amplia gama de empaques. La tabla 3 muestra el factor de empaque ( $F_p$ ), para algunos empaques estructurados.

Tabla 3. Factores de empaque correlacionados de la caída de presión en seco para algunos empaques estructurados (56).

Tamaño	Empaque	Diámetro de la torre, pulgadas	$F_p$
15 mm	Intalox	----	51
25 mm	Intalox	15	43
40 mm	Intalox	15	26
50 mm	Intalox	15	17
Tipo 1	Flexipac	36	32
Tipo 2	Flexipac	36	11
Tipo 3	Flexipac	36	4.5
Tipo 4	Flexipac	36	3.2
	Goodloe	1	240
	Goodloe	3	140
	Goodloe	12	50
	Montz A-2	20	23
	Koch-Sulzer (BX)	20	16
	Neo-Kloss	8	6
	Glitsch Grid	84	5

Del modelo de Stichlmair-Bravo-Fair<sup>2</sup> (20), se obtiene una expresión para determinar la caída de presión en el punto de inundación (indicada por el subíndice i), en empaques estructurados:

<sup>2</sup> Cualquier sistema de unidades consistente puede ser usado.

$$(2.18) \quad \left(\frac{\Delta P}{\rho_L g}\right)_i^{-2} - \frac{40 \left(\frac{2+c}{3}\right) h_L}{1-\varepsilon+h_L \left[1+20\left(\frac{\Delta P}{\rho_L g}\right)_i^2\right]} - \frac{186 h_L}{\varepsilon-h_L \left[1+20\left(\frac{\Delta P}{\rho_L g}\right)_i^2\right]} = 0$$

Donde:

$c$  = constante, sin dimensiones

$g$  = constante gravitacional

$h_L$  = líquido retenido debajo del punto de carga

$\Delta P$  = caída de presión por altura empacada

$\rho_L$  = densidad del líquido

Gualito observa de los datos de MacNulty y Hsieh (46), una relación lineal entre la velocidad superficial del líquido y el valor de la caída de presión en la inundación opuesta al modelo de Stichmair-Bravo-Fair. Gualito (27) obtiene una correlación para determinar la caída de presión en la inundación:

$$(2.19) \quad \left(\frac{\Delta P}{\Delta Z}\right)_{inundación} = 15000 + 65\,000 u_{Ls}$$

Donde:

$\Delta P$  = caída de presión por altura unitaria empacada, Pa y bar.

$u_{Ls}$  = velocidad superficial del líquido, m/s

$\Delta Z$  = diferencia de altura empacada, m

Cuando esta expresión es aplicada, los valores de la caída de presión en la inundación  $(\Delta P/\Delta Z)_{inundación}$ , están dentro de un rango de 1540-3300 Pa/m (27) .

#### 2.4. Caída de presión.

Al fluir el líquido hacia abajo a través del lecho empacado, el gas es forzado a ascender a contracorriente disminuyendo su energía cinética y causando una diferencia de

presión, la presión en el punto 2 es mayor que en el punto 1, esta diferencia es llamada caída de presión, ver la figura 27.

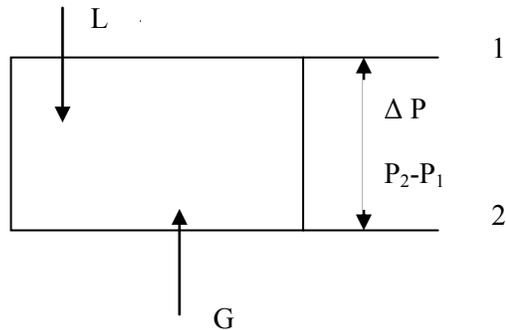


Figura 27. Sección empacada.

#### 2.4.1. Caída de presión seca.

La caída de presión seca es un término empleado para la caída de presión del gas debido a la interacción con la superficie sólida del empaque, sin presencia del líquido. Es causada por la fricción entre el gas y el sólido, así como por los cambios en la dirección del flujo de gas a través de la torre.

#### 2.4.2. Caída de presión irrigada.

Se refiere a la caída de presión del gas en condiciones donde el líquido está presente y moja al empaque. Es causada por varios factores como la interacción de la fase gaseosa con la superficie sólida del empaque, la interacción del líquido-gas en la interfase, los cambios en la dirección del flujo y el arrastre de gotas de líquido por el gas. Es fuertemente dependiente de la fracción de líquido retenido.

La columna de platos exhibe gran caída de presión que la columna empacada. Las columnas de empaques convencionales tienen una mayor caída de presión que las de empaque estructurado. La figura 28 puede ilustrar lo anterior.

El empaque estructurado es exitoso en columnas a presión atmosférica y a vacío, la inherente baja caída de presión del empaque permite manejar grandes cargas de gas y líquido sin aumento de la presión de operación y temperatura en el fondo de la torre. La destilación a vacío es frecuentemente usada para prevenir la degradación térmica de los componentes que están siendo separados (40). Reduciendo la presión en el fondo de la torre, se puede operar a bajas temperaturas, disminuyendo la degradación térmica.

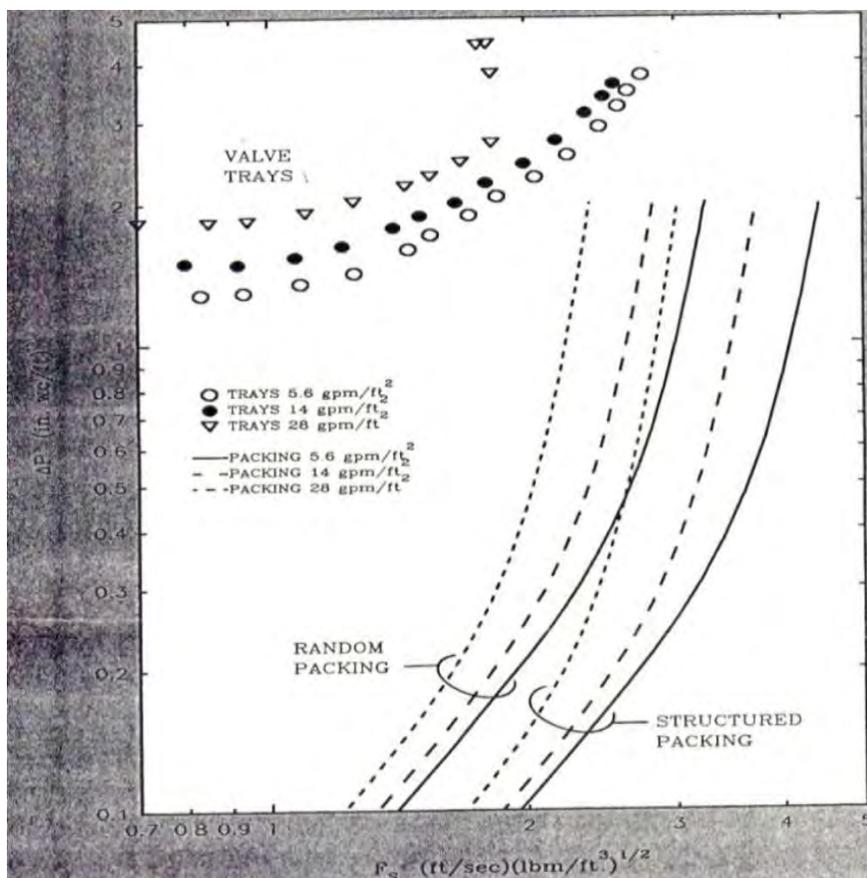


Figura 28. Comparación del desempeño hidráulico de los aparatos de transferencia de masa a condiciones ambientales (40).

A altas presiones en la torre, la ventaja de baja caída de presión de los empaques estructurados ya no es importante, debido a que la densidad de líquido y el gas es casi la misma, la proporción de flujo de líquido aumenta drásticamente y el gran volumen del líquido da como resultado el arrastre de gas, destruyendo el contacto a contracorriente y disminuyendo la eficiencia. A altas presiones es preferible emplear una torre de platos.

### **2.4.3. Predicción de la caída de presión.**

La correlación empírica de SLE, fue por mucho tiempo empleada para predecir la caída de presión y el punto de inundación. Como se comentó, la abscisa de la correlación corresponde al parámetro de flujo y la ordenada al parámetro de capacidad. En el parámetro de capacidad viene implícito el factor de empaque característico de un tipo y tamaño de empaque. Una vez que se elige el sistema, el empaque y las dimensiones de la columna, se calcula el parámetro de flujo y la ordenada, posteriormente son introducidos a la gráfica. Los valores experimentales de caída de presión pueden ser implantados a la gráfica para una comparación directa con la correlación de SLE, la cual provee una buena predicción de la caída de presión, teniendo limitaciones en regiones de gran importancia comercial, como la región de la destilación a alta presión con alta proporción de flujo líquido o la región en la que se encuentra la destilación a vacío con baja proporción de flujo líquido. Por esta razón, hay que tener cuidado al predecir la caída de presión en ciertas regiones de la carta. Kister y Gill (37), proponen usar la carta como un método de interpolación, la caída de presión es obtenida interpolando los datos experimentales y la curva de la correlación sirve para guiar dicha interpolación.

Robbins (56), propone una correlación para predecir la caída de presión en torres empacadas para una gran variedad de empaques, contando con una serie de tablas donde lista factores de empaque  $F_p$  para empaques convencionales y estructurados de diferentes materiales como metálicos, plásticos y cerámicos. Utiliza la correlación de Kister y Gill (37), para determinar la caída de presión en la inundación. La dificultad con este método es que requiere una serie de ajustes en sus parámetros que dependen de las condiciones de operación y del sistema por lo que se pierde generalidad.

El modelo de Stichmair-Bravo-Fair (20,68), fue desarrollado conjuntamente por un grupo de investigadores de la Universidad de Essen y la Universidad de Texas. El modelo toma en cuenta el efecto de la velocidad del gas sobre el líquido retenido, ver la tabla 4. Es válida para una amplia variedad de empaques, siendo más confiable en empaques aleatorios que para estructurados, los cuales muestran largas desviaciones.

Un modelo usado para predecir la caída de presión en empaques estructurados fue el desarrollado en el instituto Separations Research Program (SRP), de la Universidad de Texas por los investigadores Bravo-Rocha-Fair. Está basado en el arreglo en pared mojada. El SRP fue la primera versión del modelo descrita en 1986 (8). Aplica debajo de la región del punto de carga y no predice el punto de inundación, ver la tabla 5. El SRP fue modificado estableciendo ecuaciones con una sensible predicción del líquido retenido en la región de precarga y carga, esta versión es conocida como SRP II (57), ver la tabla 6. El modelo es empleado en empaques estructurados metálicos y falla para columnas a alta presión.

Tabla 4. Modelo de Stichmair-Bravo-Fair (68).

$$(2.20) \Delta P = \frac{\Delta P_d \{1-\varepsilon[1-h_L/\varepsilon(1+20[\Delta P/(\rho_L g)]^2)]/(1-\varepsilon)\}^{(2+c)/3}}{[1-h_L/\varepsilon(1+20[\Delta P/(\rho_L g)]^2)]^{4.65}}$$

$$(2.21) \Delta P = \frac{\Delta P_d \{1-\varepsilon[1-h_L/\varepsilon(1+20[\Delta P/(\rho_L g)]^2)]/(1-\varepsilon)\}^{(2+c)/3}}{[1-h_L/\varepsilon(1+20[\Delta P/(\rho_L g)]^2)]^{4.65}}$$

$$(2.22) \Delta P_d = 3/4 f_0 \left(\frac{1-\varepsilon}{\varepsilon^{4.65}}\right) \rho_G U_G^2 / d_p$$

$$(2.23) d_p = 6(1-\varepsilon)/a_p$$

$$(2.24) h_L = 0.555 Fr_L^{1/3}$$

$$(2.25) Fr_L = \frac{U_L^2 a_p}{(g \varepsilon^{4.65})}$$

$$(2.26) f_0 = \frac{C_1}{Re_G} + \frac{C_2}{Re_G^{0.5}} + C_3$$

$$(2.27) Re_G = \frac{\left[\frac{6(1-\varepsilon)}{a_p}\right] U_G \rho_G}{\mu_G}$$

$$(2.28) c = \frac{\left[-\frac{C_1}{Re_G} - \frac{C_2}{(2 Re_G^{1/2})}\right]}{f_0}$$

Donde:

$a_p$  = área específica efectiva

$C_1, C_2, c$  = constantes, sin dimensiones

$d_p$  = diámetro equivalente

$f_0$  = factor de fricción, sin dimensiones

$Fr_L$  = Número de Froude para el líquido  
 $g$  = constante gravitacional  
 $h_L$  = líquido retenido debajo del punto de carga,  
 $Re_G$  = número de Reynolds para el gas  
 $U_G$  = velocidad superficial del gas  
 $U_L$  = velocidad superficial del líquido  
 $Z$  = altura empacada  
 $\Delta P$  = caída de presión por altura unitaria empacada  
 $\Delta P_d$  = caída de presión en seco por altura unitaria empacada  
 $\varepsilon$  = fracción vacía empacada  
 $\mu_G$  = viscosidad del gas  
 $\rho_L$  = densidad del líquido  
 $\rho_G$  = densidad del gas  
 Cualquier sistema de unidades puede ser usado.

Tabla 5. Modelo SRP (8).

$$(2.29) \Delta P = \left[ 0.171 + \left( \frac{92.7}{Re_G} \right) \right] \left( \rho_G \frac{U_{GE}^2}{s g_c} \right) \left[ \frac{1}{1 - C_3 Fr_L^{0.5}} \right]^5$$

$$(2.30) Re_G = \frac{s U_{GE} \rho_G}{\mu_G}$$

$$(2.31) U_{GE} = \frac{U_G}{(\varepsilon \sin \alpha)}$$

$$(2.32) Fr_L = \frac{U_L^2}{s g}$$

Donde:

$C_3$  = constante, sin dimensiones

$Fr_L$  = Número de Froude para el líquido, sin dimensiones

$g$  = constante gravitacional

$g_c$  = factor de conversión (unitario para el Sistema Internacional)

$Re_G$  = número de Reynolds para el gas

$s$  = lado de la corrugación

$U_G$  = velocidad superficial del gas

$U_{GE}$  = velocidad efectiva del gas

$U_L$  = velocidad superficial del líquido

$\Delta P$  = caída de presión por altura unitaria empacada

$\alpha$  = ángulo de corrugación con respecto a la horizontal

$\varepsilon$  = fracción vacía empacada

Cualquier sistema de unidades puede ser usado.

Tabla 6. Modelo SRP II (57).

- Obtener:  $\rho_L, \rho_G, \mu_L, \mu_G, s, \varepsilon, \alpha, u_{Ls}, u_{Gs}$

- Estimar la caída de presión en seco:

$$(2.33) \left(\frac{\Delta P}{\Delta Z}\right)_{seco} = \left(\frac{0.177 \rho_G}{s \varepsilon^2 (\sin \alpha)^2} u_{Gs}^2 + \frac{88.774 \mu_G}{s^2 \varepsilon (\sin \alpha)} u_{Gs}\right)$$

- Calcular el factor de corrección para el líquido retenido total:

$$(2.34) F_t = \frac{a_e}{a_p} = \frac{29.12 (We_L Fr_L)^{0.15} s^{0.359}}{Re_L^{0.2} \varepsilon^{0.6} (1 - 0.93 \cos \gamma) (\sin \alpha)^{0.3}}$$

- Colocar las condiciones iniciales para las iteraciones:

$$(2.35) \left(\frac{\Delta P}{\Delta Z}\right)_{nueva} = \left(\frac{\Delta P}{\Delta Z}\right)_{seco}$$

- Ejecutar el proceso de iteración:

$$(2.36) h_L = \left[\frac{4 F_t}{s}\right]^{\frac{2}{3}} \left\{ \frac{3 \mu_L u_{Ls}}{\rho_L \varepsilon \sin \theta g \left[ \left(\frac{\rho_L - \rho_G}{\rho_L}\right) \left(1 - \frac{(\Delta P / \Delta Z)_{nueva}}{(\Delta P / \Delta Z)_{inundación}}\right)\right]} \right\}^{\frac{1}{3}}$$

$$(2.37) \frac{\Delta P}{\Delta Z} = \frac{\left(\frac{\Delta P}{\Delta Z}\right)_{seco}}{[1 - (0.614 + 71.35 s) h_L]^5}$$

- Checar la convergencia:

$$(2.38) \text{ Si } \frac{\Delta P}{\Delta Z} \neq \left(\frac{\Delta P}{\Delta Z}\right)_{nueva} \text{ entonces } \left(\frac{\Delta P}{\Delta Z}\right)_{nueva} = \frac{\Delta P}{\Delta Z} ; \text{ ir a paso 5}$$

$$(2.39) \text{ Si } \frac{\Delta P}{\Delta Z} \approx \left(\frac{\Delta P}{\Delta Z}\right)_{nueva} \text{ entonces PARAR}$$

Donde:

$a_e$  = área específica efectiva,  $m^2/m^3$

$a_p$  = área superficial específica,  $m^2/m^3$

$F_t$  = factor de corrección para el líquido retenido, sin dimensiones

$Fr_L$  = Número de Froude para el líquido, sin dimensiones  
 $g$  = constante gravitacional, 9.81 m/s<sup>2</sup>  
 $h_L$  = líquido retenido, m<sup>3</sup>/ m<sup>3</sup>  
 $Re_L$  = número de Reynolds para el líquido, sin dimensiones  
 $s$  = lado de la corrugación, m  
 $u_{Gs}$  = velocidad superficial del gas, m/s  
 $u_{Ls}$  = velocidad superficial del líquido, m/s  
 $We_L$  = número de Weber para el líquido, sin dimensiones  
 $\alpha$  = ángulo de corrugación con la horizontal, grados  
 $(\Delta P / \Delta Z)_{seco}$  = caída de presión en seco, Pa/ m y bar/m  
 $(\Delta P / \Delta Z)$  = caída de presión irrigada, Pa/m y bar/m  
 $(\Delta P / \Delta Z)_{inundación}$  = caída de presión en la inundación, Pa/m y bar/m  
 $\gamma$  = ángulo de contacto entre el líquido y el sólido, grados  
 $\varepsilon$  = fracción vacía empacada, sin dimensiones  
 $\mu_L$  = viscosidad del líquido, Kg/ (m s)  
 $\mu_G$  = viscosidad del gas, Kg/ (m s)  
 $\rho_L$  = densidad del líquido, Kg /m<sup>3</sup>  
 $\rho_G$  = densidad del gas, Kg /m

La comparación entre la Correlación Generalizada de Caída de Presión (GPDC), nombrada así a la correlación de Sherwood-Leva-Ecker (SLE); el modelo de Stichlmair; el modelo SRP y el modelo SRP II se muestran en la figura 29. Obsérvese la buena predicción del SRP II en un amplio rango de condiciones considerando arriba y debajo del punto de carga, así como la adecuada indicación del punto de inundación (57).

En 1995 Fitz et. al (22), presenta una serie de datos experimentales de caída de presión y eficiencia para empaques estructurados a alta presión y dice que el modelo RSP II, predice pobremente la caída de presión en presiones de operación de 6.8-27.2 bar, ya que fue desarrollado usando datos de 0.02-4.14 bar.

Gualito (27), analiza los datos experimentales de Fitz y observa que cuando la presión aumenta la densidad del gas también aumenta. Incorpora un factor a la caída de presión en el modelo SRP II que aumenta con la presión de operación, con este factor, la caída de presión a altas presiones y densidades de gas es muy cercana a los valores experimentales. Gualito modifica el modelo de SRP II, para poderlo aplicar a empaques

estructurados de diferentes materiales como cerámicos, plásticos y metal a altas presiones, ver la tabla 7. Notar que este modelo requiere muchos parámetros ajustables para cada tipo de empaque y condiciones de operación.

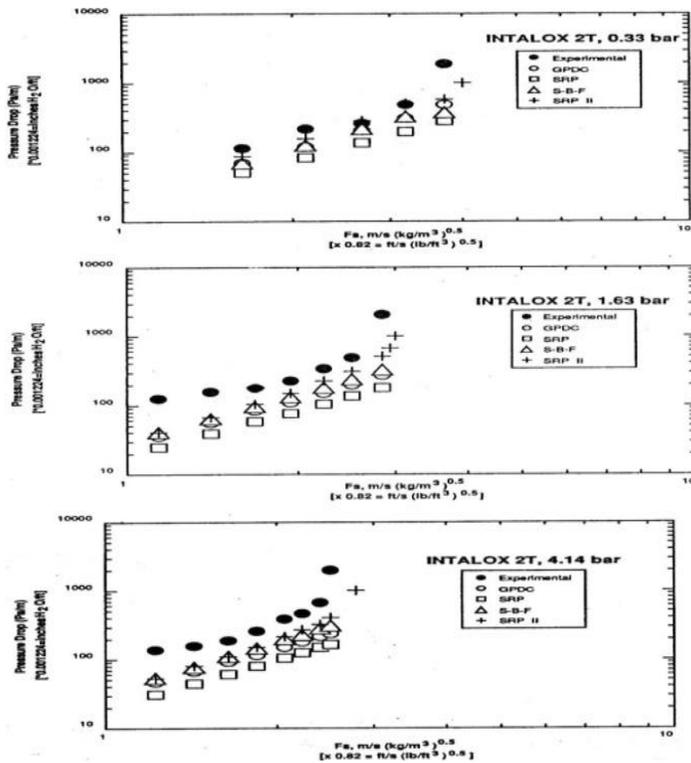


Figura 29. Comparación de los valores de caída de presión medidos y calculados en una columna de destilación con empaques Intalox. Ciclohexano/n-heptano a reflujo total. GPDC= gráfica general de SLE. S-B-F = Stichlmair et al. (1989). SRP Bravo et al.(1986). SRP II = Bravo et al. (1993), (57).

El modelo de Delf (21,49, 50, 51), está basado en el mojado completo de la superficie sólida del empaque, así, el líquido retenido es determinado del área de empaque y del espesor promedio de la película, ver la tabla 8. El modelo de Delf también requiere ajustar parámetros por lo que también pierde generalidad.

Con la finalidad de desarrollar un modelo más general, Iliuta, Petre y Larachi (34,35), desarrollan un modelo hidrodinámico basado en ecuaciones de balance de masa, momento y volumen promedio para gas-líquido a contracorriente, con la finalidad de predecir la caída de presión, el líquido retenido, fracción del área mojada en columnas que

operan en la región de precarga, ver la tabla 9. El propósito del modelo es completamente predictivo y no requiere parámetros empíricos ajustables. El modelo fue comparado con datos experimentales para caída de presión, líquido retenido, fracción de área mojada con un error de 18%, 16% y 10% respectivamente, lo cual es satisfactorio (35). El modelo sobrepredice la caída de presión a condiciones cercanas al punto de carga debido a que fue desarrollado en condiciones de despreciable interacción gas-líquido. Para resolver estas ecuaciones se requiere especificar las fuerzas de arrastre interfacial,  $F_{GL}$ ,  $F_{GS}$ ,  $F_{LS}$  y la fracción de área mojada del empaque,  $\eta_e$ . Para obtener los valores de las fuerzas de arrastre interfaciales se necesita determinar las constantes de Ergun, las cuales son estimadas usando el modelo en 3-D Computacional de Flujo Dinámico (CFD).

Tabla 7. Modelo de Gualito (27).

<ul style="list-style-type: none"> <li>• Obtener: <math>\rho_L, \rho_G, \mu_L, \mu_G, S, \varepsilon, \alpha, u_{Ls}, u_{Gs}</math></li> <li>• Estimar la caída de presión en seco:           <math display="block">(2.40) \left(\frac{\Delta P}{\Delta Z}\right)_{seco} = \left(\frac{\rho_G}{\rho_{aire, 1 bar}}\right)^{0.4} \left(\frac{C_1 \rho_G u_{Gs}^2}{s \varepsilon^2 (\sin \alpha)^2} + \frac{C_2 \mu_G u_{Gs}}{s \varepsilon (\sin \alpha)}\right)</math> </li> <li>• Calcular el factor de corrección para líquido retenido total:           <math display="block">(2.41) F_t = \frac{a_e}{a_p} = \frac{(We_L Fr_L)^{0.15} A_1 s^2}{Re_L^{0.2} \varepsilon^{0.6} (1 - 0.93 \cos \gamma) (\sin \alpha)^{0.3}}</math> </li> <li>• Colocar las condiciones iniciales para las iteraciones:           <math display="block">(2.42) \left(\frac{\Delta P}{\Delta Z}\right)_{nueva} = \left(\frac{\Delta P}{\Delta Z}\right)_{seco}</math> </li> <li>• Ejecutar el proceso de iteración:           <math display="block">(2.43) h_L = \left[\frac{4 F_t}{s}\right]^{\frac{2}{3}} \left\{ \frac{3 \mu_L u_{Ls}}{\rho_L \varepsilon \sin \alpha g \left[ \left(\frac{\rho_L - \rho_G}{\rho_L}\right) \left(1 - \frac{(\Delta P / \Delta Z)_{nueva}}{(\Delta P / \Delta Z)_{inundación}}\right) \right]} \right\}^{\frac{1}{3}}</math> </li> <li> <math display="block">(2.44) \frac{\Delta P}{\Delta Z} = \frac{\left(\frac{\Delta P}{\Delta Z}\right)_{seco}}{[1 - (D_1 + D_2 s) h_L]^5}</math> </li> <li>• Checar la convergencia:           <math display="block">(2.45) Si \frac{\Delta P}{\Delta Z} \neq \left(\frac{\Delta P}{\Delta Z}\right)_{nueva} \text{ entonces } \left(\frac{\Delta P}{\Delta Z}\right)_{nueva} = \frac{\Delta P}{\Delta Z} ; \text{ ir a paso 5}</math> </li> </ul>
--

$$(2.46) \text{ Si } \frac{\Delta P}{\Delta Z} \approx \left( \frac{\Delta P}{\Delta Z} \right)_{nueva} \text{ entonces PARAR}$$

Material	A <sub>1</sub>	A <sub>2</sub>	B <sub>1</sub>	B <sub>2</sub>	σ <sub>ref</sub>	C <sub>1</sub>	C <sub>2</sub>	D <sub>1</sub>	D <sub>2</sub>	F <sub>SE</sub>
Hoja de metal	29.12	0.36	5.21	-16.83	0.045	0.177	88.77	0.614	71.35	0.35 Flexipac
Ceramico	11.54	0.36	1.52	-3.51	0.065	0.244	0.0	0.532	92.22	0.46 Flexeramic
Polipropileno	21.67	0.13	10.88	-30.92	0.035	0.134	44.06	0.633	130.94	0.46 PPMellapak

Donde:

A,B,C, D = constantes, sin dimensiones

$a_e$  = área específica efectiva, m<sup>2</sup>/m<sup>3</sup>

$a_p$  = área superficial específica, m<sup>2</sup>/m<sup>3</sup>

$F_t$  = factor de corrección para el líquido retenido, sin dimensiones

$Fr_L$  = Número de Froude para el líquido, sin dimensiones

$g$  = constante gravitacional, 9.81 m/s<sup>2</sup>

$h_L$  = líquido retenido, m<sup>3</sup>/ m<sup>3</sup>

$Re_L$  = número de Reynolds para el líquido, sin dimensiones

$s$  = lado de la corrugación, m

$u_{Gs}$  = velocidad superficial del gas, m/s

$u_{Ls}$  = velocidad superficial del líquido, m/s

$We_L$  = número de Weber para el líquido, sin dimensiones

$(\Delta P / \Delta Z)_{seco}$  = caída de presión en seco, Pa/ m y bar/m

$(\Delta P / \Delta Z)$  = caída de presión irrigada, Pa/m y bar/m

$(\Delta P / \Delta Z)_{inundación}$  = caída de presión en la inundación, Pa/m y bar/m

$\alpha$  = ángulo de corrugación con la horizontal, grados

$\gamma$  = ángulo de contacto entre el líquido y el sólido, grados

$\varepsilon$  = fracción vacía empacada, sin dimensiones

$\mu_L$  = viscosidad del líquido, Kg/ (m s)

$\mu_G$  = viscosidad del gas, Kg/ (m s)

$\rho_L$  = densidad del líquido, Kg /m<sup>3</sup>

$\rho_G$  = densidad del gas, Kg /m<sup>3</sup>

$\rho_{aire, 1 bar}$  = densidad del aire a una presión de 1 bar, Kg /m<sup>3</sup>

Tabla 8. Modelo de Delf (21).

Geometría de la corrugación y parámetros relacionados al flujo

Longitud del canal triangular de flujo de gas para un elemento de empaque:

$$(2.47) \quad l_{G,pe} = h_{pe} / (\sin \alpha)$$

Fracción en la sección de cruce del canal ocupada por película líquida:

$$(2.48) \quad \varphi = 2s / (b + 2s)$$

Líquido retenido:

$$(2.49) \quad h_L = \delta a_p$$

Espesor de la película líquida:

$$(2.50) \quad \delta = \left( \frac{3\mu_L u_{Ls}}{\rho_L g a_p \sin \alpha} \right)^{1/3}$$

Números de Reynolds:

$$(2.51) \quad Re_{Ge} = (\rho_G u_{Ge} d_{hG}) / \mu_G$$

$$(2.52) \quad Re_{Grv} = (\rho_{Ge} (u_{Ge} + u_{Le}) d_{hG}) / \mu_G$$

Diámetro hidráulico de la fase líquida:

$$(2.53) \quad d_{hL} = 4\delta$$

Caída de Presión en precarga

$$(2.54) \quad \Delta P_{precarga} = \Delta p_{GL} + \Delta p_{GG} + \Delta p_{DC} = (\zeta_{GL} + \zeta_{GG} + \zeta_{DC}) [(\rho_G u_{Ge}^2 / 2)]$$

Coefficiente global de interacción entre el gas y el líquido:

$$(2.55) \quad \zeta_{GL} = \varphi \xi_{GL} \frac{h_{pb}}{d_{hG} \sin \alpha}$$

Factor de fricción gas/líquido:

$$(2.56) \quad \zeta_{GL} = \left\{ -2 \log \left[ \frac{(\delta/d_{hG})}{3.7} - \frac{5.02}{Re_{Grv}} \log \left( \frac{(\delta/d_{hG})}{3.7} + \frac{14.5}{Re_{Grv}} \right) \right] \right\}^{-2}$$

Coefficiente de interacción gas/gas:

$$(2.57) \quad \zeta_{GG} = (1 - \varphi) \xi_{GG} \frac{h_{pb}}{d_{hG} \sin \alpha} = (1 - \varphi) 0.722 (\cos \alpha)^{3.14} \frac{h_{pb}}{d_{hG} \sin \alpha}$$

Coefficiente de pérdida en el cambio direccional:

$$(2.58) \quad \zeta_{DC} = \frac{h_{pb}}{h_{pe}} (\xi_{seno} + \psi \xi_{pared})$$

$$(2.59) \quad \psi = \frac{2 h_{pe}}{\pi d_c^2 \tan \alpha} \left( d_c^2 \frac{h_{pe}^2}{\tan^2 \alpha} \right)^{0.5} + \frac{2}{\pi} \arcsin \left( \frac{h_{pe}}{d_c \tan \alpha} \right)$$

$$(2.60) \quad \xi_{seno} = 1.76 (\cos \alpha)^{1.63}$$

$$(2.61) \quad \xi_{pared} = \frac{4092 u_{Ls}^{0.31} + 4715 (\cos \alpha)^{0.445}}{Re_{Ge}} + 34.19 u_{Ls}^{0.44} (\cos \alpha)^{0.779}$$

Área superficial efectiva:

$$(2.62) \quad a_e = a_p \frac{(1-\Omega)}{\left(1 + \frac{A}{(u_{Ls})^B}\right)}$$

Donde:

A= 0.000 002 143

B = 1.5

$a_p$  = área superficial específica, m<sup>2</sup>/m<sup>3</sup>

$b$  = longitud de la base de la corrugación, m

$d_c$  = diámetro de la columna, m

$d_{hG}$  = diámetro hidráulico para el gas, m

$g$  = constante gravitacional, 9.81 m/s<sup>2</sup>

$h_L$  = líquido retenido, m<sup>3</sup>/ m<sup>3</sup>

$h_{pb} = n_{pe} h_{pe}$  = altura del lecho empacado, m

$h_{pe}$  = altura del elemento empacado, m

$l_{G,pe}$  = longitud del canal de flujo de gas en un elemento empacado, m

$n_{pe}$  = número de elementos de empaque en el lecho empacado

$Re_{Ge}$  = número de Reynolds efectivo para el gas , sin dimensiones

$Re_{Grv}$  = número de Reynolds con velocidad relativa, sin dimensiones

$s$  = lado de la corrugación, m

$u_{Ge}$  = velocidad efectiva del gas, m/s

$u_{Gs}$  = velocidad superficial del gas, m/s

$u_{Le}$  = velocidad efectiva del líquido, m/s

$u_{Ls}$  = velocidad superficial del líquido, m/s

$We_L$  = número de Weber para el líquido, sin dimensiones

$\alpha$  = ángulo de la corrugación con respecto a la horizontal, grados

$\gamma$  = ángulo de contacto entre el líquido y el sólido, grados

$\delta$  = espesor de la película líquida, m

$\zeta_{DC}$  = coeficiente global para la pérdida de energía por el cambio en la dirección

$\zeta_{GG}$  = coeficiente global para la pérdida de energía por la fricción gas-gas

$\zeta_{GL}$  = coeficiente global para la pérdida de energía por la fricción gas-líquido

$\varepsilon$  = fracción vacía empacada, sin dimensiones

$\mu_L$  = viscosidad del líquido, Kg/ (m s)

$\mu_G$  = viscosidad del gas, Kg/ (m s)

$\zeta_{seno}$  = factor del cambio en la dirección en el seno de la fase

$\zeta_{GG}$  = factor de fricción gas-gas

$\zeta_{GL}$  = factor de fricción gas-líquido

$\zeta_{pared}$  = factor del cambio en la dirección en la zona de la pared

$\rho_L$  = densidad del líquido, Kg /m<sup>3</sup>

$\rho_G$  = densidad del gas, Kg /m<sup>3</sup>

$\varphi$  = fracción del canal ocupada por líquido

$\Omega$  = fracción del área superficial empacada ocupada por orificios

Tabla 9. Principales ecuaciones del modelo hidrodinámico continuo de dos fases (35).

Conservación del volumen:

$$(2.63) \quad h_L + h_G = \varepsilon$$

Conservación de masa:

$$(2.64) \quad \frac{\partial}{\partial t} (h_G \rho_G) + \frac{\partial}{\partial z} (h_G \rho_G u_G) = 0$$

$$(2.65) \quad \frac{\partial}{\partial t} (h_L \rho_L) + \frac{\partial}{\partial z} (h_L \rho_L u_L) = 0$$

Conservación de momento:

$$(2.66) \quad \frac{\partial}{\partial t} (\rho_G h_G u_G) + u_G \frac{\partial}{\partial z} (\rho_G h_G u_G) = h_G \mu_G^e \frac{\partial^2 u_G}{\partial z^2} - h_G \frac{\partial P}{\partial z} - h_G \rho_G g + F_{GL} + F_{GS}$$

$$(2.67) \quad \frac{\partial}{\partial t} (\rho_L h_L u_L) + u_L \frac{\partial}{\partial z} (\rho_L h_L u_L) = h_L \mu_L^e \frac{\partial^2 u_L}{\partial z^2} - h_L \frac{\partial P}{\partial z} + h_L \rho_L g - \frac{\varepsilon \eta_e - h_L}{h_G} [F_{GL} + F_{GS}] - F_{LS}$$

Donde:

$\varepsilon$  = fracción de espacios vacíos

$h_G$  = gas retenido, m<sup>3</sup>/ m<sup>3</sup>

$h_L$  = líquido retenido, m<sup>3</sup>/ m<sup>3</sup>

$F_{GL}$  = fuerza de arrastre gas-líquido, N/m<sup>3</sup>

$F_{GS}$  = fuerza de arrastre gas-sólido, N/m<sup>3</sup>

$F_{LS}$  = fuerza de arrastre líquido-sólido, N/m<sup>3</sup>

$g$  = constante gravitacional, m/ s<sup>2</sup>

$P$  = presión, Pa

$t$  = tiempo, s

$u_L$  = velocidad promedio del líquido en el lecho empacado, m/s

$u_G$  = velocidad promedio del gas en el lecho empacado, m/s

$z$  = coordenada axial, m

$\eta_e$  = fracción de área mojada, sin dimensiones

$\mu_L^e$  = viscosidad efectiva del líquido, Kg/ (m s)

$\mu_G^e$  = viscosidad efectiva del gas, Kg/ (m s)

$\rho_L$  = densidad del líquido, Kg /m<sup>3</sup>

$\rho_G$  = densidad del gas, Kg /m<sup>3</sup>

## NOMENCLATURA DEL CAPÍTULO 2.

$a_e$  = área específica efectiva,  $m^2/m^3$

$a_p$  = área superficial específica,  $m^2/m^3$

$A, A', B, B', C, D, E,$  = constantes para tipo dado de empaque, sin dimensiones

$b$  = base de la corrugación, m

$c$  = constante, sin dimensiones

$C_1, C_2, C_3$  = constantes, sin dimensiones

$C_s$  = la velocidad superficial del gas corregida por las densidades del líquido y el gas, ft/s

$d_c$  = diámetro de la columna, m

$d_{eq}$  = diámetro equivalente =  $s$  = lado de la corrugación

$d_{hG}$  = diámetro hidráulico del canal de flujo de gas, m

$d_p$  = diámetro equivalente, m

$F_{G,lp}$  = el factor de flujo de gas en el punto de carga,  $m/s (Kg/m^3)^{0.5}$

$F_G$  = factor de carga del gas =  $u_{Gs} (\rho_G)^{0.5}$ ,  $m/s (Kg/m^3)^{0.5}$

$Fi$  = número de película para el líquido =  $Fr/Re_L$

$f_o$  = factor de fricción, sin dimensiones

$F_p$  = factor de empaque, 1/ft

$Fr_L$  = número de Froude para el líquido, sin dimensiones

$F_t$  = factor de corrección para el líquido retenido, sin dimensiones

$F_{GL}$  = fuerza de arrastre gas-líquido,  $N/m^3$

$F_{GS}$  = fuerza de arrastre gas-sólido,  $N/m^3$

$F_{LS}$  = fuerza de arrastre líquido-sólido,  $N/m^3$

$g$  = constante gravitacional,  $m/s^2$

$g_c$  = factor de conversión (unitario para el Sistema Internacional)

$g_{eff}$  = gravedad efectiva,  $m/s^2$

$G$  = proporción de flujo de gas,  $lb/(s ft^2)$

$Gal_L$  = número de Galileo =  $(g b^3 \rho_L^2) / \mu_L^2$

$h_G$  = gas retenido,  $m^3/m^3$

$h_L$  = líquido retenido,  $m^3/m^3$

$h_{pb} = n_{pe} h_{pe}$  = altura del lecho empacado, m

$h_{pe}$  = altura del elemento empacado, m

$h_t$  = líquido retenido total,  $m^3/m^3$   
 $l_{G,pe}$  = longitud del canal de flujo de gas en un elemento empacado, m  
 $L$  = proporción de flujo de líquido,  $lb/(s\ ft^2)$   
 $n_{pe}$  = número de elementos de empaque en el lecho empacado  
 $P$  = presión, Pa  
 $Re_L$  = número de Reynolds para el líquido, sin dimensiones  
 $Re_G$  = número de Reynolds para el gas, sin dimensiones  
 $Re_{Ge}$  = número de Reynolds efectivo para el gas, sin dimensiones  
 $Re_{Grv}$  = número de Reynolds con velocidad relativa, sin dimensiones  
 $s$  = lado de la corrugación, m  
 $t$  = tiempo, s  
 $u_L$  = velocidad promedio del líquido en el lecho empacado, m/s  
 $u_G$  = velocidad promedio del gas en el lecho empacado, m/s  
 $u_{Gs}$  = velocidad superficial del gas, m/s  
 $u_{Ls}$  = velocidad superficial del líquido, m/s  
 $U_G$  = velocidad superficial del gas, cualquier sistema de unidades  
 $U_{GE}$  = velocidad efectiva del gas, cualquier sistema de unidades  
 $u_{Ge}$  = velocidad efectiva del gas, m/s  
 $U_L$  = velocidad superficial del líquido, cualquier sistema de unidades  
 $U_s$  = velocidad superficial del gas, (ft/s)  
 $u_{Le}$  = velocidad efectiva del líquido, m/s  
 $We_L$  = número de Weber para el líquido, sin dimensiones  
 $z$  = coordenada axial, m  
 $Z$  = altura empacada, cualquier sistema de unidades  
 $\alpha$  = ángulo de inclinación con la horizontal, grados  
 $\gamma$  = ángulo de contacto entre el líquido y el sólido con respecto a la vertical, grados  
 $\delta$  = espesor de la película líquida, m  
 $\Delta P$  = caída de presión unitaria de altura empacada, Pa y bar.  
 $\Delta P_d$  = caída de presión en seco por altura unitaria empacada, cualquier sistema de unidades  
 $\Delta P_{inundación}$  = caída de presión en el punto de inundación, in de agua/ ft de empaque  
 $(\Delta p / \Delta z)$  = caída de presión en el punto de carga por longitud, mbar/m

$(\Delta p / \Delta z)_{precarga}$  = caída de presión por longitud en la zona de precarga, mbar/m

$\Delta P / \Delta Z$  = caída de presión irrigada, Pa/m y bar/m

$(\Delta P / \Delta Z)_{seco}$  = caída de presión en seco, Pa/ m y bar/m

$(\Delta P / \Delta Z)_{inundación}$  = caída de presión en la inundación, Pa/m y bar/m

$\Delta Z$  = diferencia de altura empacada, m

$\zeta_{DC}$  = coeficiente global para la pérdida de energía por el cambio en la dirección

$\zeta_{GG}$  = coeficiente global para la pérdida de energía por la fricción gas-gas

$\zeta_{GL}$  = coeficiente global para la pérdida de energía por la fricción gas-líquido

$\varepsilon$  = fracción vacía empacada, sin dimensiones

$\eta_e$  = fracción de área mojada del empaque, sin dimensiones

$\mu_L$  = viscosidad del líquido, Kg/ (m s)

$\mu_G$  = viscosidad del gas, Kg/ (m s)

$\mu_L^e$  = viscosidad efectiva del líquido, Kg/ (m s)

$\mu_G^e$  = viscosidad efectiva del gas, Kg/ (m s)

$\nu$  = viscosidad cinemática del líquido, centistokes

$\zeta_{seno}$  = factor para el cambio en la dirección en el seno de la fase

$\zeta_{GG}$  = factor de fricción gas-gas

$\zeta_{GL}$  = factor de fricción gas-líquido

$\zeta_{pared}$  = factor para el cambio en la dirección en la zona de la pared

$\rho_G$  = densidad del gas, Kg/m<sup>3</sup>

$\rho_L$  = densidad del líquido, Kg/m<sup>3</sup>

$\rho_{aire, 1 bar}$  = densidad del aire a una presión de 1 bar, Kg /m<sup>3</sup>

$\phi$  = fracción del canal ocupada por líquido

$\Phi_{carga}$  = factor de corrección, sin dimensiones

$\Omega$  = fracción del área superficial empacada ocupada por orificios

### 3. EFICIENCIA DE LOS EMPAQUES ESTRUCTURADOS.

#### 3.1. Difusión molecular.

La difusión molecular es el mecanismo de la transferencia de masa en el que los componentes de una solución se transportan de un lugar a otro dependiendo de su concentración, es decir, abandonan un lugar de alta concentración y pasan a otro de baja concentración. Para que se lleve a cabo la difusión molecular tiene que existir un gradiente de concentración (potencial químico)<sup>3</sup>, que es la fuerza impulsora real de la transferencia de masa. Este fenómeno conduce finalmente a una concentración uniforme de los componentes en una solución. La difusión molecular ocurre cuando un sistema no está en equilibrio, por lo que las concentraciones de los componentes no son uniformes y cuando se obtenga dicha uniformidad el proceso difusivo se habrá detenido.

La velocidad con la cual un soluto se mueve en cualquier punto y en cualquier dirección dependerá del gradiente de concentración en ese punto y en esa dirección. Para describir cuantitativamente la velocidad de transferencia de masa definida como  $N$  utilizamos una medida en función de los moles/ (tiempo) (área), el área se mide en una dirección normal a la difusión. La velocidad de transferencia de masa del componente A estará compuesta por dos partes: el flujo neto de A y el efecto de la difusión molecular.

$$(3.1) \quad N_A = N x_A - D_{AB} \frac{\partial c_A}{\partial z}$$

Donde:

$N_A$  = velocidad de transferencia de masa del componente A, mol/ ( $\Theta L^2$ )

$N$  = la velocidad total, mol/ ( $\Theta L^2$ )

$x_A$  = concentración del componente A en el líquido, fracción mol

$D_{AB}$  = el coeficiente de difusión del componente A en B,  $L^2/\Theta$

$c_A$  = la concentración del componente A, mol/  $L^3$

---

<sup>3</sup> La fuerza impulsora real para la difusión es el potencial químico y no la concentración. En sistemas de varias fases, generalmente se trata con procesos de difusión en cada una de las fases por separado y dentro de una fase comúnmente son descritos en función de los que se observa más fácilmente, esto es, de los cambios de concentración.

$z$  = la trayectoria de la difusión, L

$L$  = longitud, L

$\theta$  = tiempo,  $\theta$

El coeficiente de difusión o difusividad  $D_{AB}$  es una medida de la movilidad de difusión del componente A en B y depende de la naturaleza del componente A, de las condiciones (temperatura, presión, concentración), así como de la naturaleza de los otros componentes.

Para el cálculo de la velocidad de transferencia de masa el coeficiente de difusión, así como el coeficiente de transferencia de masa son utilizados. El coeficiente de difusión es empleado en condiciones de flujo estancado o laminar. El coeficiente de transferencia de masa es muy usado para trabajar con condiciones de régimen turbulento que no se comprenden completamente incluyendo en una cantidad efectos tanto de difusión molecular como turbulenta.

### **3.2. Teorías de transferencia de masa.**

En un intento por explicar e interpretar los coeficientes de transferencia de masa han surgido diferentes teorías.

#### **3.2.1. Teoría de la doble resistencia.**

Esta teoría es ampliamente usada considera que la frontera entre el gas y el líquido consiste en una película de gas adyacente a una película de líquido, el flujo de ambas películas es asumido como laminar o estancado. En el seno o el centro del gas y el líquido el flujo es turbulento y no hay gradiente de concentración. Las concentraciones de la interfase entre el gas y el líquido son consideradas al equilibrio y no hay resistencia a la transferencia de masa. Por lo tanto, si un componente A de la fase gas se difunde a la fase líquida, la velocidad con la cual alcanza la interfase del gas será igual a la que se difunde en el seno del líquido, por lo que no hay acumulación de A en la interfase. La velocidad de

transferencia de masa de A se puede escribir en función de los coeficientes de transferencia de masa de cada fase y de los cambios de concentración asociados para cada una:

$$(3.2) \quad N_A = k_G (y_{A,G} - y_{A,i}) = k_L (x_{A,i} - x_{A,L})$$

Donde:

$k_G$  = coeficiente de transferencia de masa individual de la fase gaseosa, mol/ (Θ L<sup>2</sup>)

$k_L$  = coeficiente de transferencia de masa individual de la fase líquida, mol/ (Θ L<sup>2</sup>)

$N_A$  = velocidad de transferencia de masa del componente A, mol/ (Θ L<sup>2</sup>)

$x_{A,L}$  = concentración de A en el seno de la película líquida, fracción mol

$x_{A,i}$  = concentración de A en la interfase de la película líquida, fracción mol

$y_{A,G}$  = concentración de A en el seno de la película gaseosa, fracción mol

$y_{A,i}$  = concentración de A en la interfase de la película gaseosa, fracción mol

La teoría muestra un coeficiente global para cada fase dependiente de los coeficientes individuales.

$$(3.3) \quad \frac{1}{K_G} = \frac{1}{k_G} + \frac{m_{eq}}{k_L}$$

$$(3.4) \quad \frac{1}{K_L} = \frac{1}{m_{eq} k_G} + \frac{1}{k_L}$$

Donde:

$K_G$  = coeficiente de transferencia de masa global para la fase gaseosa, mol/ (Θ L<sup>2</sup>)

$K_L$  = coeficiente de transferencia de masa global para la fase líquida, mol/ (Θ L<sup>2</sup>)

$m_{eq}$  = pendiente de la curva de equilibrio

El valor de  $m_{eq}$  es la pendiente de la curva de equilibrio que relaciona la concentración de soluto dentro de la fase gas en equilibrio con la concentración de soluto en la fase líquida. Para bajos valores de  $m_{eq}$  en la fase gaseosa, la resistencia de la fase líquida es pequeña y la velocidad de transferencia de masa esta controlada por la fase gas,

donde  $K_G$  es aproximadamente igual a  $k_G$ . Inversamente para la fase líquida, si  $m_{eq}$  es muy grande la resistencia a la transferencia de masa esta controlada por la película líquida donde  $K_L$  es aproximadamente igual a  $k_L$ .

### 3.2.2. Teoría de la película.

Es la teoría más antigua, considera que el gas fluye turbulentamente a través de una superficie sólida, donde la transferencia de masa se efectúa de la superficie sólida hacia el gas. Supone que adyacente a la superficie sólida existe una película laminar de gas donde se lleva a cabo la difusión molecular causante de la diferencia de concentración total y donde se concentra toda resistencia a la transferencia de masa, ver la figura 30.

Para contradifusión equimolar la velocidad de transferencia de masa del componente A es:

$$(3.1) \quad N_A = \frac{D_{AB}}{\delta} (c_{A1} - c_{A2}) = k'_c (c_{A1} - c_{A2})$$

Donde:

$c_{A1}$  = la concentración del componente A en la interfase, mol/ L<sup>3</sup>

$c_{A2}$  = la concentración del componente A en el seno de la fase gaseosa, mol/ L<sup>3</sup>

$D_{AB}$  = el coeficiente de difusión del componente A en B, L<sup>2</sup>/Θ

$k'_c$  = coeficiente de transferencia de masa, mol/ (Θ L<sup>2</sup>)

$N_A$  = velocidad de transferencia de masa del componente A, mol/ (Θ L<sup>2</sup>)

$\delta$  = espesor efectivo de la película, L

La teoría de la película predice que el coeficiente de transferencia de masa es directamente proporcional a  $D_{AB}^1$ . Datos experimentales muestran que  $k'_c$  es proporcional a  $D_{AB}^{2/3}$  (24).

El espesor de la película,  $z_F$ , nunca puede medirse puesto que no existe. No es adecuada para explicar en forma física el coeficiente de transferencia de masa.

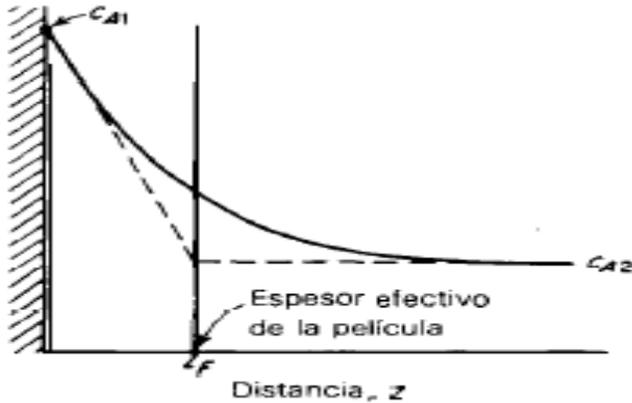


Figura 30. Teoría de la película.

### 3.2.3. Teoría de la penetración de Higbie.

Higbie (33), explica que en muchos casos es muy corto el tiempo de exposición de un fluido a la transferencia de masa y no llega a desarrollarse la diferencia de concentración como lo explica la teoría de la película.

Cuando esta en contacto un líquido turbulento con un gas, los remolinos del líquido ascienden desde las profundidades hasta la superficie y están expuestos un tiempo  $\Theta$ , a la acción del gas, posteriormente regresan al seno del líquido. El tiempo de exposición  $\Theta$ , es constante para todos los remolinos, ver la figura 31. La concentración del remolino en el seno del líquido es  $C_{A0}$ , al estar expuesto al gas en la superficie la concentración del líquido en la interfase gas-líquido es  $C_{Ai}$  (se toma como solubilidad en equilibrio del gas en el líquido). Durante el tiempo de exposición el remolino esta sujeto a la penetración de soluto en dirección z.

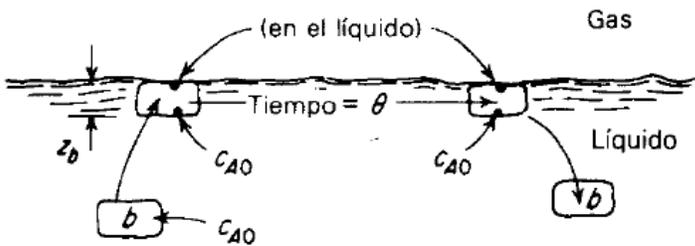


Figura 31. Teoría de Higbie.

Si el tiempo de exposición es corto y la difusión es lenta, las moléculas del soluto nunca podrán penetrar en el remolino. En estas condiciones la velocidad de transferencia de masa promedio del componente A durante el tiempo de exposición es:

$$(3.2) \quad N_{A,pr} = 2(c_{A,i} - c_{A0})\sqrt{\frac{D_{AB}}{\pi\theta}}$$

Donde:

$c_{A,i}$  = la concentración del componente A en la interfase, mol/ L<sup>3</sup>

$c_{A0}$  = la concentración del componente A en el seno del líquido, mol/ L<sup>3</sup>

$D_{AB}$  = el coeficiente de difusión del componente A en B, L<sup>2</sup>/Θ

$N_{A,pr}$  = velocidad de transferencia de masa promedio del componente A durante el tiempo de exposición, mol/ (Θ L<sup>2</sup>)

Θ = tiempo, Θ

π = 3.1416

Observando que

$$(3.3) \quad k_{L,pr} = 2\sqrt{\frac{D_{AB}}{\pi\theta}}$$

Donde:

$k_{L,pr}$  = coeficiente de transferencia de masa promedio, mol/ (Θ L<sup>2</sup>)

Por lo que  $k_{L,pr}$  es proporcional a  $D_{AB}^{0.5}$ , lo cual es más cercano a la evidencia experimental, se ha encontrado diferentes exponentes de  $D_{AB}$  que van de 0 hasta 0.8 o 0.9 (72).

### 3.2.4. Teoría de la renovación de la superficie.

Danckwerts (16), señaló que la teoría de Higbie donde el tiempo de exposición de todos los remolinos a la transferencia de masa es el mismo es un caso muy aislado. Propone una visión más realista en la que los remolinos están expuestos a distintos intervalos de

tiempo. Podemos imaginar que la interfase gas-líquido es un mosaico de remolinos con diferentes registros de tiempo y puesto que la velocidad de penetración del soluto dentro del remolino depende del tiempo de exposición, la velocidad promedio en una determinada área será la suma de valores individuales. Danckwerts supuso que la posibilidad de que un remolino fuera remplazado por otro en la interfase no depende del tiempo de exposición, tomo  $v$  como velocidad fraccionaria de reemplazo de los remolinos y propone la siguiente ecuación.

$$(3.4) \quad N_{A,pr} = (c_{A,i} - c_{A,o}) \sqrt{D_{AB} v}$$

Donde:

$v$  = velocidad fraccionaria de reemplazo del elemento superficial,  $\Theta^{-1}$

Por lo tanto

$$(3.5) \quad k_{L,pr} = \sqrt{D_{AB} v}$$

Observamos que  $k_{L,pr}$  es proporcional a  $D_{AB}^{0.5}$  sin importar la naturaleza de la velocidad de renovación de la superficie,  $v$ , la cual se obtiene experimentalmente. Posteriormente han existido muchas modificaciones a este enfoque (72).

Esta teoría es exitosa en sistemas donde el transporte de masa va acompañado de reacciones químicas en la fase líquida.

### 3.2.5. Teoría de la capa límite turbulenta.

La teoría considera la transferencia de masa de un soluto A de una corriente turbulenta hacia una superficie fija. La turbulencia se desvanece en la vecindad de la superficie. En la región intermedia entre la corriente turbulenta y la superficie, el transporte se realiza tanto por difusión molecular como por difusión turbulenta. La velocidad total de transferencia esta dada por:

$$(3.6) \quad N_A = - (D_{AB} + E_D) \frac{\partial c_A}{\partial z}$$

Donde:

$E_D$  = difusividad turbulenta, mol/ (Θ L<sup>2</sup>)

Para la difusión a través de la capa límite, se encontró que el coeficiente promedio de transferencia de masa es:

$$(3.7) \quad k_{c,prom} = 0.664 \frac{D_{AB}}{L} Re_L^{1/2} Sc^{1/3}$$

Esto muestra que el coeficiente promedio de transferencia de masa varía según  $D_{AB}^{2/3}$ , de acuerdo con los datos experimentales.

### 3.3. Eficiencia.

Frecuentemente la eficiencia en términos de transferencia de masa en columnas empacadas es expresada en HETP o Altura Equivalente de un Plato Teórico.

#### 3.3.1. Altura Equivalente del Plato Teórico (HETP).

La Altura Equivalente de un Plato Teórico (HETP), se define como la altura de empaque requerida para lograr una etapa teórica de separación.

La HETP es dependiente del flujo de líquido y gas. En la siguiente figura se presenta una gráfica de la eficiencia (HETP), en función de la velocidad de gas corregida por las densidades de líquido y gas, la proporción de líquido a reflujo constante aumenta directamente con la proporción de flujo de gas. Se puede observar que del punto B al C la eficiencia en la separación es constante, el punto C se caracteriza porque al aumentar los flujos estos empiezan a interactuar generando un aumento del área interfacial por el incremento del líquido retenido con el flujo de gas, este punto se refiere al punto de carga.

A proporciones de flujo más grandes que este punto la eficiencia en la separación aumenta (bajos valores de HETP) ya que el líquido es recirculado disminuyendo el gradiente de concentración, existiendo una eficiencia máxima representada por el punto D. La columna puede operar a una proporción de flujo más alta representada por el punto F designado como máxima capacidad de operación del empaque, esta proporción provee una operación estable.

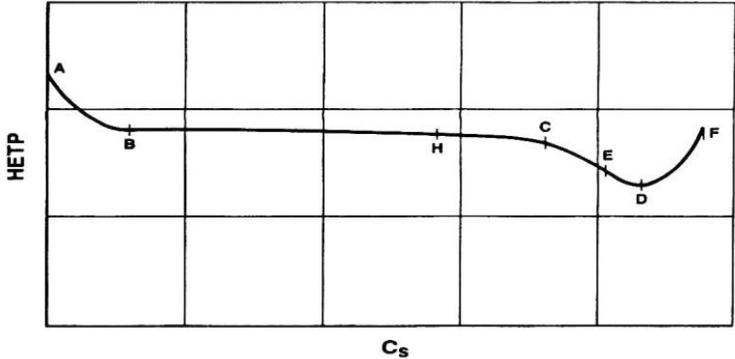


Figura 32. Desempeño típico de una torre empacada (70).

En la siguiente figura se muestra que la distribución del líquido es muy importante para la eficiencia de una torre empacada. La curva III muestra la operación de un pobre diseño en el distribuidor líquido observando una baja eficiencia. La curva II representa el desempeño de un distribuidor líquido estándar con una mala distribución de líquido a bajas proporciones. La curva I ilustra la operación de un distribuidor con alto desempeño donde la eficiencia es constante sobre un amplio rango de condiciones.

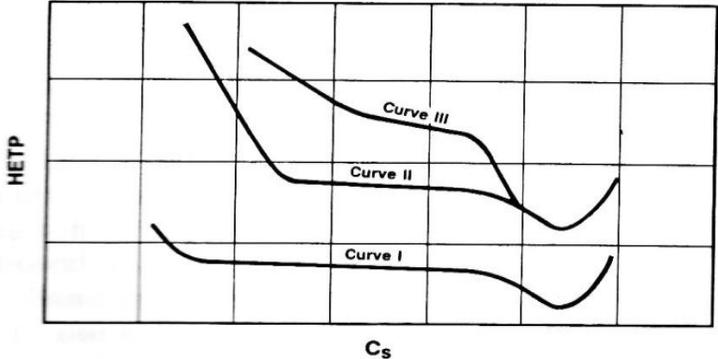


Figura 33. Efecto de la distribución de líquido sobre la eficiencia del empaque (70).

De lo anterior deducimos que es muy importante manejar adecuados flujos de líquido y de gas para asegurar alto mojado del empaque con un aumento del área interfacial y eficiencia.

Acorde a la teoría de la doble resistencia, la relación entre HETP y los coeficientes de transferencia de masa para la fase gas y líquida es:

$$(3.8) \quad HETP = \frac{\ln \lambda}{\lambda - 1} \left( \frac{u_{Gs}}{k_G a_e} + \lambda \frac{u_{Ls}}{k_L a_e} \right)$$

Donde:

$a_e$  = área interfacial específica efectiva para la transferencia de masa, 1/m.

$HETP$  = altura equivalente de un plato teórico, m

$u_{Gs}$  = velocidad superficial de la fase gas, m/s

$u_{Ls}$  = velocidad superficial de la fase líquida, m/s

$\lambda$  = relación entre la pendiente de la línea de equilibrio y la pendiente de la línea de operación, sin dimensiones

Entre más bajo sea el HETP de una columna mayor eficiencia. Los empaques estructurados se caracterizan por un HETP más bajo que los empaques convencionales y platos a condiciones de vacío o atmosféricas (40).

### 3.3.2. Métodos de predicción de la eficiencia.

Como la eficiencia es expresada en HETP, la precisión de la ecuación depende de las correlaciones usadas para predecir los coeficientes de transferencia de masa y el área interfacial efectiva.

Considerando el cálculo de los coeficientes de transferencia de masa para la fase líquida casi todas las correlaciones se apoyan en la teoría de la penetración, la diferencia entre ellas radica en el método de cálculo empleado para el tiempo de contacto.

En base a la geometría del empaque estructurado y la disposición de los flujos en la cual la película líquida moja el empaque y el gas asciende por los canales, se considera que cada canal tiene un arreglo parecido al de pared mojada, de tal forma que para el cálculo de los coeficientes de transferencia de masa de la fase gaseosa, se toma en cuenta las investigaciones de las columnas de pared mojada por Sherwood et al. (61), quienes concluyen que la relación de Johnston y Pigford (36), puede ser utilizada. La relación es la siguiente:

$$(3.9) \quad Sh_G = C Re_G^m Sc_G^n$$

Donde:

$C$  = constante dentro del rango de 0.18-0.04

$n, m$  = exponentes, sin dimensiones

$Re_G$  = número de Reynolds para la fase gaseosa, sin dimensiones

$Sc_G$  = número de Schmidt para la fase gaseosa, sin dimensiones

$Sh_G$  = número de Sherwood para la fase gaseosa, sin dimensiones

La tabla 10 muestra las correlaciones más importantes para el cálculo de los coeficientes de la fase gaseosa y líquida en empaques estructurados.

Tabla 10. Correlaciones para los coeficientes de transferencia de masa de la fase gaseosa y líquida en empaques estructurados (74).

AUTOR	CORRELACIONES
Bravo et al. (7)	$(3.10) \quad k_G = 0.0338 \frac{D_G}{d_{eq}} \left[ \frac{\rho_G d_{eq} (u_{Le} + u_{Ge})}{\mu_G} \right]^{0.8} Sc_G^{0.33}$ $(3.11) \quad k_L = 2 \sqrt{\frac{D_L}{\pi s} \left( \frac{9\Gamma^2 g}{8 \rho_L \mu_L} \right)^{1/3}}$ <p>Donde:</p>

	$u_{Ge} = \frac{u_{Gs}}{\varepsilon \sin \alpha}, u_{Le} = \left( \frac{9\Gamma^2 g}{8 \rho_L \mu_L} \right)^{1/3}$ <p> <math>d_{eq}</math> = diámetro equivalente del canal, m  <math>D_G</math> = coeficiente de difusión del gas, m<sup>2</sup>/s  <math>D_L</math> = coeficiente de difusión del líquido, m<sup>2</sup>/s  <math>g</math> = constante gravitacional, m/s<sup>2</sup>  <math>k_G</math> = coeficiente de transferencia de masa individual del gas, m/s  <math>k_L</math> = coeficiente de transferencia de masa individual del líquido, m/s  <math>s</math> = longitud del lado de la corrugación, m  <math>Sc_G</math> = número de Schmidt definido por <math>\mu_G/\rho_G D_G</math>  <math>u_{Gs}</math> = velocidad superficial del gas, m/s  <math>u_{Ge}</math> = velocidad superficial efectiva del gas, m/s  <math>u_{Le}</math> = velocidad superficial efectiva del líquido, m/s  <math>\alpha</math> = ángulo de corrugación con respecto la horizontal, grados  <math>\Gamma</math> = flujo de líquido basado en el perímetro, Kg/(m s)  <math>\varepsilon</math> = fracción vacía, adimensional  <math>\rho_G</math> = densidad del gas, Kg/m<sup>3</sup>  <math>\rho_L</math> = densidad del líquido, Kg/m<sup>3</sup>  <math>\mu_G</math> = viscosidad del gas, Kg/(m s)  <math>\mu_L</math> = viscosidad del líquido, Kg/(m s)  <math>\pi</math> = 3.1416 </p>
Nawrocki et al. ( 48)	$(3.12) k_G = 0.0338 \frac{D_G}{d_{eq}} \left[ \frac{\rho_G d_{eq} u_{Ge}}{\mu_G} \right]^{0.8} Sc_G^{0.33}$ $(3.13) k_L = 2 \sqrt{\frac{D_L 3 V_L}{\pi s 2 w \delta_{din}}}$ <p> Donde:  <math>V_L</math> = proporción de flujo del canal, m<sup>3</sup>/s  <math>w</math> = ancho del canal, m  <math>\delta_{din}</math> = espesor de la película líquida dinámica, m </p>
Henriques et al. ( 31)	$(3.14) k_L = 2 \sqrt{\frac{D_L}{C_1 \pi l \cos \alpha}} u_{Ls}^{(1-C_2)/2}$ <p> Donde:  <math>C_1, C_2</math> = coeficientes empíricos </p>

	<p><math>l</math> = longitud de contacto, m</p> <p><math>u_{Ls}</math> = velocidad superficial del líquido, m/s</p> <p><math>\pi = 3.1416</math></p>
Hanley et al. (28)	$(3.15) \quad k_G = \frac{D_G}{d_{eq}} \left[ \frac{d_{eq} K_V (\rho_L / \rho_G)^{0.5}}{\varepsilon \mu_G (1 - f/f_c)^p} \right]^{0.8} Sc_G^{1/3}$ $(3.16) \quad k_L = \frac{D_L}{d_{eq}} \left( \frac{d_{eq} u_{Ls} \rho_L}{\varepsilon \mu_L} \right)^{0.5} Sc_L^{0.5}$ <p>Donde:</p> <p><math>f</math> = factor del modelo definido como la fracción de células ocupadas, basado en la analogía de circuitos eléctricos</p> <p><math>f_c</math> = factor del modelo definido como la fracción de células en el umbral de la percolación, basado en la analogía de circuitos eléctricos</p> <p><math>K_V</math> = velocidad superficial del vapor corregida por la densidad definida por <math>u_{Gs} (\rho_G / (\rho_L - \rho_G))^{0.5}</math>, m/s</p> <p><math>p</math> = exponente</p> <p><math>Sc_G</math> = número de Schmidt definido por <math>\mu_G / \rho_G D_G</math></p> <p><math>Sc_L</math> = número de Schmidt definido por <math>\mu_L / \rho_L D_L</math></p>
Rocha et al. (58)	$(3.17) \quad k_G = 0.054 \frac{D_G}{s} \left[ \frac{\rho_G s (u_{Le} + u_{Ge})}{\mu_G} \right]^{0.8} Sc_G^{0.33}$ $(3.18) \quad k_L = 2 \sqrt{\frac{0.9 D_L u_{Le}}{\pi s}}$ <p>Donde:</p> $u_{Ge} = \frac{u_{Gs}}{\varepsilon (1 - h_L) \sin \alpha}, \quad u_{Le} = \frac{u_{Ls}}{\varepsilon h_L \sin \alpha}$ <p><math>h_L</math> = líquido retenido, m<sup>3</sup>/m<sup>3</sup></p>
Brunazzi y Paglianti (12)	$(3.19) \quad k_G = 0.054 \frac{D_G}{d_h} \left[ \frac{\rho_G d_h (u_{Le} + u_{Ge})}{\mu_G} \right]^{0.8} Sc_G^{0.33}$ $(3.20) \quad k_L = A \frac{D_L}{d} \left( \frac{\mu_L^4 g}{\sigma^3 \rho_L} \right)^{B1} \left( \frac{\delta \sin \alpha_L}{Z_t} \frac{u_{Le} d}{D_L} \right)^{B2}$ <p>Donde:</p> $u_{Ge} = \frac{u_{Gs}}{(\varepsilon - h_L) \sin \alpha}, \quad u_{Le} = \frac{u_{Ls}}{h_L \sin \alpha}$

	<p> <math>a_p</math> = área superficial específica empacada, 1/m  <math>d</math> = característica dimensional de la película líquida definida por <math>4\delta</math>, m  <math>d_h</math> = diámetro hidráulico definido por <math>4\epsilon/a_p</math>, m  <math>\alpha_L</math> = ángulo efectivo del flujo de líquido, grados  <math>\delta</math> = espesor de la película líquida, m  <math>\zeta</math> = tensión superficial, N/m  <math>Z_t</math> = altura total del lecho empacado, m </p>
<p>Olujic et al. ( 51,52)</p>	$(3.21) k_G = \sqrt{\left(\frac{Sh_{G,lam} D_G}{d_{hG}}\right)^2 + \left(\frac{Sh_{G,turb} D_G}{d_{hG}}\right)^2}$ $(3.22) Sh_{G,lam} = 0.664 Sc_G^{1/3} \sqrt{Re_{Grv} \frac{d_{hG}}{l_{G,pe}}}$ $(3.23) Sh_{G,turb} = \frac{\left(Re_{Grv} Sc_G \frac{\xi_{GL}\phi}{8}\right) \left[1 + (d_{hG}/l_{G,pe})^2\right]}{1 + 12.7 \sqrt{\frac{\xi_{GL}\phi}{8}} (Sc_G^{2/3} - 1)}$ $(3.24) k_L = 2 \sqrt{\frac{D_L u_{Le}}{0.9 \pi d_{hG}}}$ <p>Donde:</p> <p> <math>b</math> = base de la corrugación, m  <math>d_{hG}</math> = diámetro hidráulico para la fase gas definido por <math>(bh-2\delta h)/(s+b/2)</math>, m  <math>D_G</math> = coeficiente de difusión del gas, m<sup>2</sup>/s  <math>D_L</math> = coeficiente de difusión del líquido, m<sup>2</sup>/s  <math>h</math> = altura de la corrugación, m  <math>l_{G,pe}</math> = longitud del canal de gas en un elemento empacado, m  <math>Re_{Grv}</math> = número de Reynolds con velocidad relativa definida por <math>\rho_G (u_{Ge} + u_{Le}) d_{hG} / \mu_G</math>  <math>Sh_{G,lam}</math> = número de Sherwood para el gas a flujo laminar  <math>Sh_{G,turb}</math> = número de Sherwood para el gas a flujo turbulento  <math>\xi_{GL}</math> = factor de fricción gas-líquido  <math>\phi</math> = fracción del canal de flujo triangular ocupado por líquido definido por <math>2s/(b + 2s)</math> </p>
<p>Shetty y Cerro ( 62)</p>	<p><math>k_G</math> es igual a la ecuación 3.21</p>

	$(3.25) \quad k_L = \frac{0.4185 D_L}{b} \sqrt{\frac{\sin \alpha}{l_{ratio}}} \left( \frac{4 \rho_L q}{\mu_L} \right)^{1/3} \left( \frac{\rho_L^2 g b^3}{\mu_L^2} \right)^{1/6} S C_L^{1/2}$ <p>Donde:  <math>d_h</math> = diámetro hidráulico definido por <math>4\varepsilon/a_p</math>, m  <math>g</math> = constante gravitacional, m/s<sup>2</sup>  <math>l_{ratio}</math> = proporción de las longitudes de trayectoria, sin dimensiones  <math>q</math> = flujo de líquido por ancho de empaque, m<sup>3</sup>/ (m s)</p>
Xu et al. (77)	$(3.26) \quad k_G = \sqrt{\frac{4 D_G u_{Gs}}{\pi l \left[ \varepsilon - \left( \frac{4 F_t}{s} \right)^{2/3} \left( \frac{3 \mu_L u_{Ls}}{\rho_L \varepsilon g_{eff} \sin \alpha} \right)^{1/3} \right]}}$ $(3.27) \quad k_L = \sqrt{\frac{4 D_L u_{Ls}}{\pi l \left( \frac{4 F_t}{s} \right)^{2/3} \left( \frac{3 \mu_L u_{Ls}}{\rho_L \varepsilon g_{eff} \sin \alpha} \right)^{1/3}}}$ <p>Donde:  <math>F_t</math> = factor de corrección para el líquido retenido, sin dimensiones  <math>g_{eff}</math> = gravedad efectiva, m/s<sup>2</sup></p>

Existen investigadores que han propuesto métodos cortos para estimar el desempeño en transferencia de masa en columnas empacadas y el sumario de estos métodos se presenta en la tabla 11.

Tabla 11. Métodos cortos para el desempeño en transferencia de masa en columnas empacadas (74).

AUTORES	MÉTODOS CORTOS
Whitt (76)	$(3.28) \quad HTU_G = 36 / \sqrt{\frac{d_N \mu_L}{\rho_L u_{Ls}}}$ <p>Donde:  <math>HTU_G</math> = altura de una unidad de transferencia para el gas, m  <math>d_N</math> = diámetro nominal empacado, m</p>

Murch ( 47)	<p>(3.29) <math>HETP = c(\rho_G u_{Gs})^a d_c^b Z_t^{1/3} \left(\frac{\alpha \mu_L}{\rho_L}\right)</math></p> <p>Donde:  <math>c</math> = constante  <math>d_c</math> = diámetro interno de la columna, m  <math>HETP</math> = altura equivalente de un plato teórico, m  <math>Z_t</math> = altura total del lecho empacado, m</p>
Ellis ( 19)	<p>(3.30) <math>HETP = \left[18d_N + 0.305m_{eq} \left(\frac{\rho_G u_{Gs}}{\rho_L u_{Ls}} - 1\right)\right] \left(\frac{Z_p}{3.05}\right)^{0.5}</math></p> <p>Donde:  <math>m_{eq}</math> = pendiente de la línea de equilibrio  <math>Z_p</math> = altura por cada lecho empacado, m</p>
Harrison y France (29 )	<p>(3.31) <math>HETP = 100/a_p</math></p> <p>Donde:  <math>a_p</math> = área superficial específica empacada, 1/m</p>
Kister (38)	<p>(3.32) <math>HETP = 100/a_p + 0.102</math></p>
Strigle (70 )	<p>Destilación atmosférica (0.4 - 4 atm):</p> <p>(3.33) <math>HETP = \exp\left(m - 0.187 \ln \sigma_L + 0.213 \ln \mu_L\right)</math></p> <p>Restricciones: <math>\sigma_L = 4 - 36 \frac{mN}{m}</math>, <math>\mu_L = 0.08 - 0.83 cP</math></p> <p>Presión de la destilación (&gt; 4 atm)</p> <p>(3.34) <math>HETP = n - 0.213 \ln M_L</math></p> <p>Restricciones: <math>M_L = 22 - 72</math> g/mol</p> <p>Donde:  <math>m, n</math> = constantes relacionadas al empaque  <math>M_L</math> = peso molecular, g/mol</p>

	$\zeta_L =$ tensión superficial del líquido, N/m $\mu_L =$ viscosidad del líquido, Kg / (m s)
Lockett ( 42)	$(3.35) \quad HETP = \frac{1.54g^{0.5}(\rho_L - \rho_G)^{0.5} \mu^{-0.06}}{a_p [1 + 0.78 \exp (0.00058 a_p)(\rho_G / \rho_L)^{0.25}]^2}$ <p>Donde:  <math>g =</math> constante gravitacional, m/s<sup>2</sup>  <math>\mu =</math> viscosidad, Kg/(m s)</p>
Carrillo et al. (15)	<p>Hoja de metal:</p> $(3.36) \quad HETP = \frac{1.54g^{0.5}(\rho_L - \rho_G)^{0.5} \mu^{-0.06}}{a_p [1 + 0.78 \exp (0.00058 a_p)(\rho_G / \rho_L)^{0.25}]^2}$ <p>Gasa de metal:</p> $(3.37) \quad HETP = \frac{P \sqrt{\rho_L} F_V^{0.42}}{(2712 + 82.0 P) [1 + 1.505 (\rho_G / \rho_L)^{0.25}]^2}$ <p>Donde:  <math>F_V =</math> factor de carga del gas definido por <math>u_{Gs} (\rho_G)^{0.5}</math>, Pa<sup>0.5</sup>  <math>P =</math> presión de operación, mmHg</p>

### 3.3.3. Factores que afectan la eficiencia.

Los factores que afectan la eficiencia (HETP), son el tipo y tamaño del empaque, propiedades físicas del sistema, condiciones de operación y dimensiones de la columna que pueden ser relacionadas con la distribución del líquido.

La distribución del líquido es un problema complejo difícil de expresar de manera cuantitativa, de tal forma, se describe de manera cualitativa.

#### 3.3.3.1. Distribución del líquido.

En las columnas empacadas, la distribución del líquido es más crítica que en las torres de platos, ya que, el líquido es distribuido en el tope de la columna y en varias

regiones del lecho empacado, mientras que en las columnas de platos, el líquido es distribuido en cada plato. Entre mejor sea la distribución del líquido en todas las secciones de la torre más uniforme será el área de transferencia de masa.

El área interfacial en la torre de platos es creada por la energía mecánica del vapor que actúa sobre el líquido (produciendo una alta caída de presión). En las columnas empacadas, el distribuidor esparce el líquido sobre la superficie del empaque para crear área para la transferencia de masa. Henriques de Brito et al. (32), han indicado que la mala distribución de líquido reduce el área interfacial efectiva para la transferencia de masa y por lo tanto la eficiencia.

Otra variable que influye en la distribución del líquido es la presión, ya que, al aumentar se favorece el arrastre del gas con pobre distribución del líquido y flujo en la pared. Otra condición observada cuando aumenta la presión es la disminución en la diferencia de densidades del líquido y el gas, reduciendo el contacto a contracorriente.

### **3.4. Factores que afectan la transferencia de masa.**

Con la intención de aumentar la transferencia de masa y el mojado de las láminas u hojas metálicas, se han hecho tratamientos en su superficie como perforado circular, lacerado (perforación con delgada abertura) y gravado. Los resultados experimentales, han demostrado que estos tratamientos aumentan el área interfacial, el coeficiente de transferencia de masa y la eficiencia (24, 4,59).

#### **3.4.1 Textura de las superficies.**

Los tratamientos en la superficie tienen los siguientes efectos:

- Perforación circular. La perforación circular permite que la película líquida sea dividida y viaje de un lado al otro de la lámina mojando ambos lados del empaque, ver la figura 34. Dependiendo del diámetro del orificio se puede generar una buena

distribución del líquido en ambos lados de la lámina. Con pequeños orificios y grandes flujos se corre el peligro de tapar los orificios. Con grandes orificios y bajos flujos la película líquida tiende a adherirse solo de un lado de empaque con poca tendencia a dividirse en el borde del orificio y viajar al otro lado de la lámina con poco mojando en el empaque.

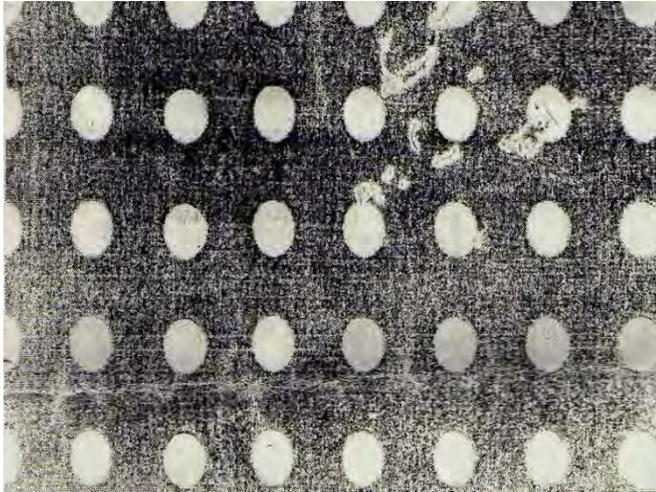


Figura 34. Lámina perforada.

- Lacerado (perforación con delgada abertura). Con este tratamiento se asegura buen mojado de la superficie independientemente de la cantidad de flujo del líquido. A bajos flujos la tensión superficial ejerce un fuerte efecto sobre el líquido de tal forma que la película líquida viaja a través de la delgada abertura para mantener buen mojado por ambos lados del empaque. A altos flujos la abertura es blindada y la turbulencia vence al efecto de la tensión superficial manteniendo constante la eficiencia.
- Gravado. El gravado aumenta la turbulencia en la delgada película líquida lo que favorece la transferencia de masa.

Existen combinaciones en el tratamiento superficial de la lámina, la figura 35 muestra una lámina gravada y perforada, por su parte, la figura 36 muestra una lámina lacerada y perforada.

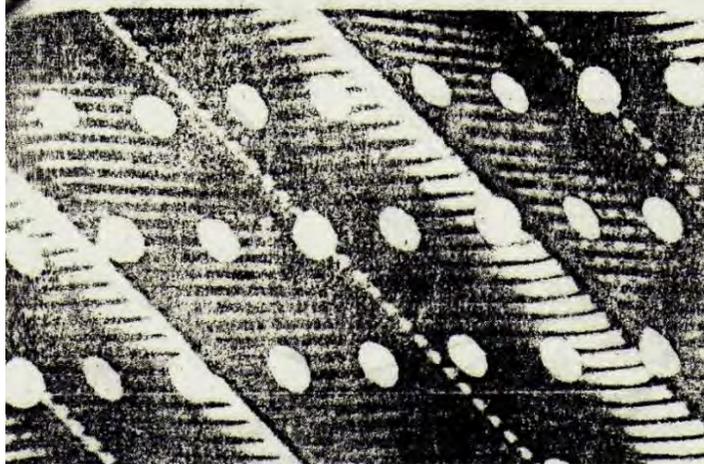


Figura 35. Lámina gravada y perforada.

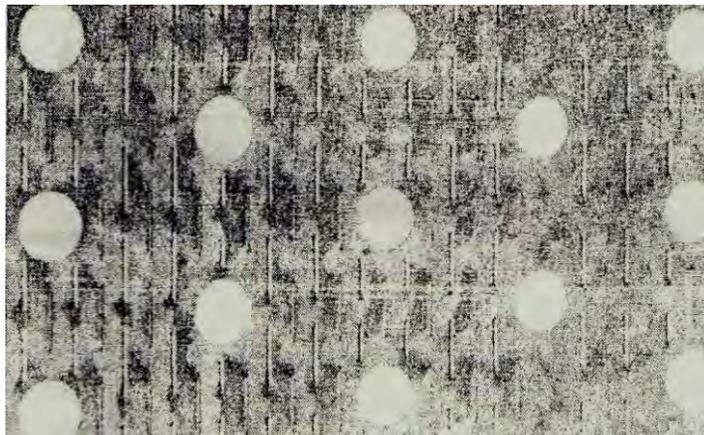


Figura 36. Lámina lacerada y perforada.

McGlamery (45), realizó experimentos para determinar el efecto de varios tratamientos superficiales sobre la transferencia de masa. La proporción de la absorción de gas en líquidos fue medida, para determinar el coeficiente de transferencia de masa y el área interfacial. Los tratamientos de los empaques probados fueron los siguientes:

DE. Profundo gravado.

LP. Lacerado y perforado.

LU. Lacerado no perforado.

SE. Ligero gravado.

GU. Gasa no perforada.

La figura 37 muestra los resultados obtenidos en la absorción de oxígeno en agua donde la proporción en la absorción para gasa no perforada (GU), fue la más baja, mientras la máxima proporción en la absorción es para el profundo gravado y el lacerado-perforado (DE, LP).

La figura 38 muestra los datos del área mojada en la absorción de oxígeno en agua. La gasa no perforada (GU) tiene bajos valores, mientras que el profundo gravado (DE) muestra altos valores de área mojada.

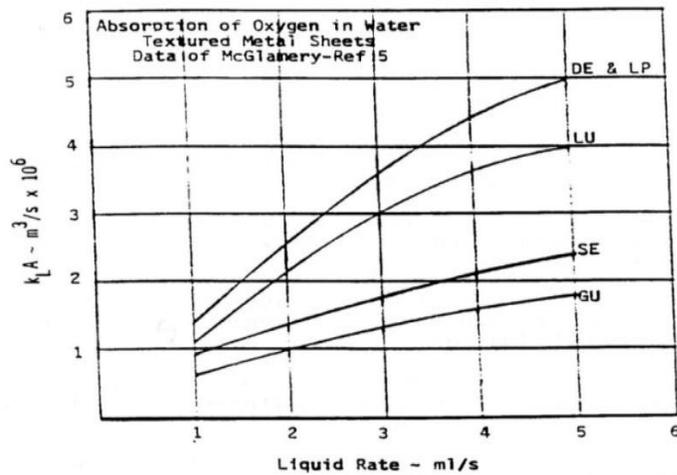


Figura 37. Coeficiente de la fase líquida contra la proporción de líquido (45).

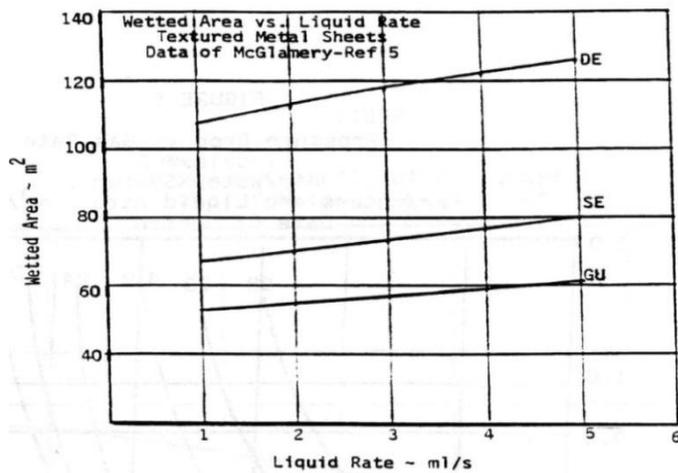


Figura 38. Área mojada contra la proporción de líquido (53).

### NOMENCLATURA DEL CAPÍTULO 3.

$a_e$  = área interfacial efectiva provista por el empaque para la transferencia de masa, 1/m.

$a_p$  = área superficial específica empacada, 1/m

$b$  = base de la corrugación, m

$c$  = constante

$c_A$  = la concentración del componente A, mol/ L<sup>3</sup>

$c_{A,i}$ ,  $c_{A1}$  = la concentración del componente A en la interfase, mol/ L<sup>3</sup>

$c_{A2}$  = la concentración del componente A en el seno de la fase gaseosa, mol/ L<sup>3</sup>

$c_{A0}$  = la concentración del componente A en el seno del líquido, mol/ L<sup>3</sup>

$C$  = constante dentro del rango de 0.18-0.04

$C_1$ ,  $C_2$  = coeficientes empíricos

$d$  = característica dimensional de la película líquida definida por  $4\delta$ , m

$d_c$  = diámetro interno de la columna, m

$d_{eq}$  = diámetro equivalente del canal, m

$\delta_{din}$  = espesor de la película líquida dinámica, m

$d_h$  = diámetro hidráulico definido por  $4\epsilon/a_p$ , m

$d_{hG}$  = diámetro hidráulico para la fase gas definido por  $(bh-2\delta h)/(s+b/2)$ , m

$d_N$  = diámetro nominal empacado, m

$D_{AB}$  = el coeficiente de difusión del componente A en B, L<sup>2</sup>/Θ

DE = Profundo gravado.

$D_G$  = coeficiente de difusión del gas, m<sup>2</sup>/s

$D_L$  = coeficiente de difusión del líquido, m<sup>2</sup>/s

$E_D$  = la difusividad de turbulencia, mol/ (Θ L<sup>2</sup>)

$f$  = factor del modelo definido como la fracción de células ocupadas, basado en la analogía de circuitos eléctricos

$f_c$  = factor del modelo definido como la fracción de células en el umbral de la percolación, basado en la analogía de circuitos eléctricos.

$F_t$  = factor de corrección para el líquido retenido, sin dimensiones

$F_V$  = factor de carga del gas definido por  $u_{Gs}(\rho_G)^{0.5}$ , Pa<sup>0.5</sup>

$g$  = constante gravitacional, m/s<sup>2</sup>

$g_{eff}$  = gravedad efectiva, m/s<sup>2</sup>

GU = Gasa no perforada.

$h$  = altura de la corrugación, m

$h_L$  = líquido retenido,  $m^3/m^3$

$HETP$  = altura equivalente de un plato teórico, m

$HTU_G$  = altura de una unidad de transferencia para el gas, m

$k'_c$  = coeficiente de transferencia de masa,  $mol/(\Theta L^2)$

$k_{c,prom}$  = coeficiente promedio de transferencia de masa,  $lb\ mol/pie^2\ hr$

$k_G$  = coeficiente de transferencia de masa individual de la fase gaseosa,  $mol/(\Theta L^2)$

$k_L$  = coeficiente de transferencia de masa individual de la fase líquida,  $mol/(\Theta L^2)$

$k_{L,pr}$  = coeficiente de transferencia de masa promedio,  $mol/(\Theta L^2)$

$K_G$  = coeficiente de transferencia de masa global para la fase gaseosa,  $mol/(\Theta L^2)$

$K_L$  = coeficiente de transferencia de masa global para la fase líquida,  $mol/(\Theta L^2)$

$K_V$  = velocidad superficial del vapor corregida por la densidad definida por  $u_G(\rho_G/(\rho_L\rho_G))^{0.5}$ , m/s

$l$  = longitud de contacto, m

$l_{G,pe}$  = longitud del canal de gas en un elemento empacado, m

$l_{ratio}$  = proporción de las longitudes de trayectoria, sin dimensiones

$L$  = longitud, pies, m

LP = Lacerado y perforado.

LU = Lacerado no perforado.

$m, n$  = constantes relacionadas al empaque

$m_{eq}$  = pendiente de la línea de equilibrio

$M_L$  = peso molecular, g/mol

$N$  = la velocidad total,  $mol/(\Theta L^2)$

$N_A$  = velocidad de transferencia de masa del componente A,  $mol/(\Theta L^2)$

$N_{A,pr}$  = velocidad de transferencia de masa promedio del componente A durante el tiempo de exposición,  $mol/(\Theta L^2)$

$p$  = exponente

$P$  = presión de operación, mmHg

$q$  = flujo de líquido por ancho de empaque,  $m^3/(m\ s)$

$Re_G$  = Número de Reynolds para la fase gaseosa, sin dimensiones

$Re_{Grv}$  = número de Reynolds con velocidad relativa definida por  $\rho_G (u_{Ge} + u_{Le}) d_{hG} / \mu_G$   
 $s$  = longitud del lado de la corrugación, m  
 SE =Ligero gravado.  
 $Sc_G$  = número de Schmidt para la fase gaseosa definido por  $\mu_G / \rho_G D_G$ , sin dimensiones  
 $Sc_L$  = número de Schmidt para la fase líquida definido por  $\mu_L / \rho_L D_L$ , sin dimensiones  
 $Sh_G$  = número de Sherwood para la fase gaseosa, sin dimensiones  
 $Sh_{G,lam}$  = número de Sherwood para el gas a flujo laminar  
 $Sh_{G,turb}$  = número de Sherwood para el gas a flujo turbulento  
 $u_{Gs}$  = velocidad superficial de la fase gas, m/s  
 $u_{Ls}$  = velocidad superficial de la fase líquida, m/s  
 $u_{Ge}$  = velocidad superficial efectiva del gas, m/s  
 $u_{Le}$  = velocidad superficial efectiva del líquido, m/s  
 $v$  = velocidad fraccionaria de reemplazo del elemento superficial,  $\Theta^{-1}$   
 $V_L$  = proporción de flujo del canal,  $m^3/s$   
 $w$  = ancho del canal, m  
 $x_A$  = concentración del componente A en el líquido, fracción mol  
 $x_{A,L}$  = concentración de A en el seno de la película líquida, fracción mol  
 $x_{A,i}$  = concentración de A en la interfase de la película líquida, fracción mol  
 $y_{A,G}$  = concentración de A en el seno de la película gaseosa, fracción mol  
 $y_{A,i}$  = concentración de A en la interfase de la película gaseosa, fracción mol  
 $z$  = la trayectoria de la difusión, L  
 $Z_t$  = altura total del lecho empacado, m  
 $Z_p$  = altura por cada lecho empacado, m  
 $\alpha$  = ángulo de corrugación con respecto la horizontal, grados  
 $\alpha_L$  = ángulo efectivo del flujo de líquido, grados  
 $\Gamma$  = flujo de líquido basado en el perímetro, Kg/(m s)  
 $\delta$  = espesor de la película líquida, m  
 $\varepsilon$  = fracción vacía, adimensional  
 $\Theta$  = tiempo,  $\Theta$   
 $\lambda$  = relación entre la pendiente de la línea de equilibrio y la línea de operación, sin dimensiones

$\mu$  = viscosidad, Kg/(m s)

$\mu_G$  = viscosidad del gas, Kg/(m s)

$\mu_L$  = viscosidad del líquido, Kg/(m s)

$\xi_{GL}$  = factor de fricción gas-líquido

$\pi$  = 3.1416

$\rho_G$  = densidad del gas, Kg/m<sup>3</sup>

$\rho_L$  = densidad del líquido, Kg/m<sup>3</sup>

$\zeta$  = tensión superficial, N/m

$\zeta_L$  = tensión superficial del líquido, N/m

$\varphi$  = fracción del canal de flujo triangular ocupado por líquido definido por  $2s/(b + 2s)$

## **4. REQUERIMIENTOS MECÁNICOS Y DE INSTALACIÓN.**

### **4.1. Materiales de construcción.**

Los materiales de construcción del cuerpo de la columna pueden ser de metal, vidrio o plástico, dependiendo de los propósitos, sistemas y condiciones de corrosión.

La columna consta de dispositivos conocidos como internos que mejoran el desempeño de la columna y son una parte integral del diseño total de la columna. Los internos frecuentemente empleados son:

- Plato de soporte del empaque.
- Sujetador del empaque o limitadores del lecho empacado.
- Distribuidor líquido.
- Distribuidor que dispersa el líquido de la pared de la torre al lecho empacado (wall wiper).
- Colectores líquidos.

### **4.2. Plato de soporte del empaque.**

La función del plato de soporte del empaque es servir como apoyo físico del empaque, también sirve para distribuir las corrientes de gas y líquido con un mínimo de restricción. Debido a que el soporte es localizado inmediatamente arriba de la entrada del gas en la columna, actúa como un distribuidor de vapor, afortunadamente la fase vapor tiende a mantener distribución uniforme una vez que es establecida.

El plato de soporte de malla de alambre previene la distorsión del empaque y es usado en empaques estructurados. La gran área libre permite que se desplace fácilmente el vapor con insignificante caída de presión, ver la figura 39.

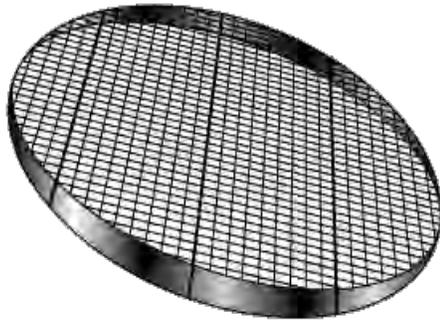


Figura 39. Soporte de malla de alambre.

#### **4.3. Sujetador del empaque o limitadores del lecho empacado.**

Es localizado sobre la parte superior del lecho empacado y es importante que proporcione espacio libre para que la salida de gas. La función principal de estos dispositivos es prevenir la expansión del lecho empacado, estructuralmente es muy rígida y por su propio peso previene que fuerzas hacia arriba actúen sobre el lecho.

#### **4.4. Distribuidor líquido.**

El distribuidor líquido es localizado en secciones de la torre donde una corriente externa de líquido es introducida o en donde se necesita redistribuir el líquido para brindar uniformidad de flujo en el lecho empacado. El distribuidor debe de tener una gran área libre para que se desplace el gas con baja caída de presión.

Existen en el mercado una gran variedad de tipos de distribuidor, pero los más comunes son el distribuidor de plato con orificios, distribuidor tipo garganta y distribuidor tipo escalera.

El distribuidor de plato con orificios es utilizado en aplicaciones de sistemas que no contienen partículas que puedan tapar los orificios y en columnas con diámetros pequeños, ver la figura 40. El gas asciende a través del plato y el líquido desciende por lo orificios del

plato. En función del diámetro del orificio, puede manejar altos flujos de líquido. Debido a que el área disponible para el flujo de gas es limitada no puede usarse a altas proporciones de gas.

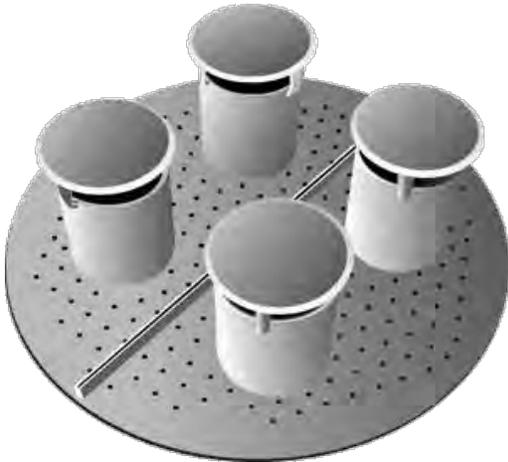


Figura 40. Distribuidor de plato con orificios.

El distribuidor tipo garganta es usado en torres de 1.2 m de diámetro o mayores (55), ver la figura 41. El líquido es introducido a los compartimentos del distribuidor y apropiadamente repartido lateralmente, múltiples particiones son empleadas a altas proporciones de flujo líquido o en grandes diámetros de las columnas. Utilizadas en un amplio rango de operación ya que no se restringe el flujo de gas y en sistemas donde hay una alta cantidad de sólidos en el líquido.



Figura 41. Distribuidor tipo garganta.

El distribuidor tipo escalera se caracteriza por que el líquido es alimentado a presión, ver la figura 42. Es muy usado en columnas de refinерías donde la distribución es crucial y el espacio disponible para el distribuidor es limitado. Existe una alta área de espacio libre para el flujo de gas.

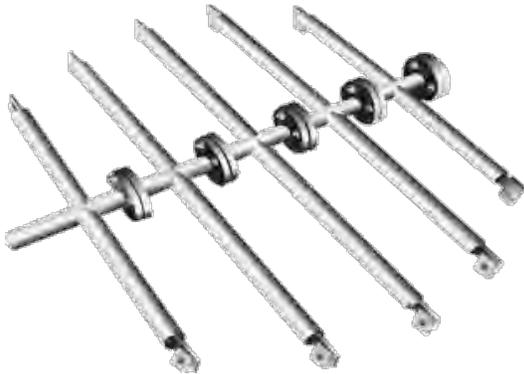


Figura 42. Distribuidor tipo escalera.

Para medir el desempeño de un distribuidor se debe de considerar la calidad de distribución del líquido, existen tres consideraciones que debemos de tener en cuenta, según el autor David Perry et al. (54) son:

- El número de puntos de distribución (densidad de distribución) es la cantidad de salientes de líquido sobre el distribuidor. Existen en el mercado un amplio rango de puntos que van de 40-100 puntos/m<sup>2</sup>. Gran cantidad de puntos da como resultado orificios muy pequeños que pueden taparse muy fácilmente. Nutter Engineering ha encontrado que con 100 puntos/m<sup>2</sup> de distribución se trabaja bien en la mayoría de las torres de empaques convencionales y estructurados.
- Uniformidad geométrica. Es la distribución geométrica de los puntos, un distribuidor ideal esparciría líquido por todos los puntos, sobre toda la sección entera de la torre.
- Uniformidad del flujo líquido. Es la cantidad de líquido que fluye por los puntos de distribución, deberá ser la misma para todos los puntos.

La siguiente figura muestra que el área mojada aumenta con el número de puntos de distribución, sin embargo, después de varios elementos de empaque, el área mojada asume un valor máximo constante lo cual implica que el empaque estructurado exhibe buenas propiedades de distribución. Este comportamiento no significa que la distribución inicial no sea importante, lo que consta es que con una buena distribución inicial la altura del empaque para redistribuir líquido puede aumentar, especialmente en casos donde es grande la altura del empaque.

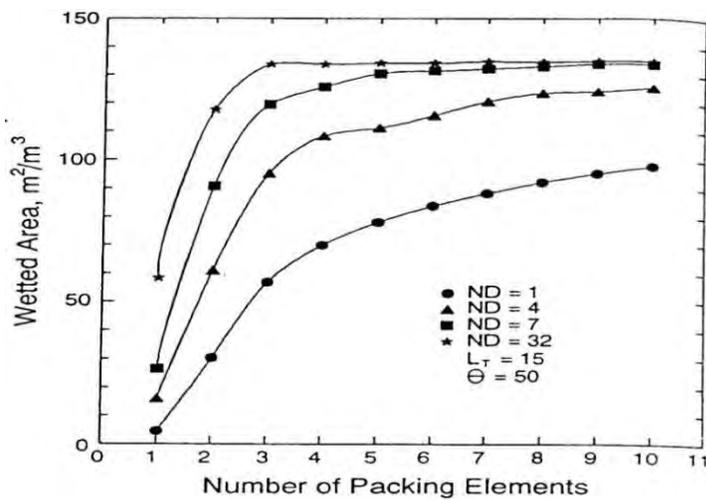


Figura 43. Área mojada en función de la altura del empaque estructurado para varios números de puntos de distribución del líquido (48).

Martin (43), muestra que la calidad de la distribución del líquido es crucial en la eficiencia de las columnas con empaques estructurados. Por su naturaleza ordenada, con una mala distribución inicial del líquido, más difícil será alcanzar uniformidad en el lecho empacado.

La selección del tipo de distribuidor involucra consideraciones mecánicas y requerimientos del proceso, David Perry et al. (54), presentan una guía para el apropiado diseño del distribuidor en cualquier aplicación, en la figura 44 se muestra esquemáticamente.

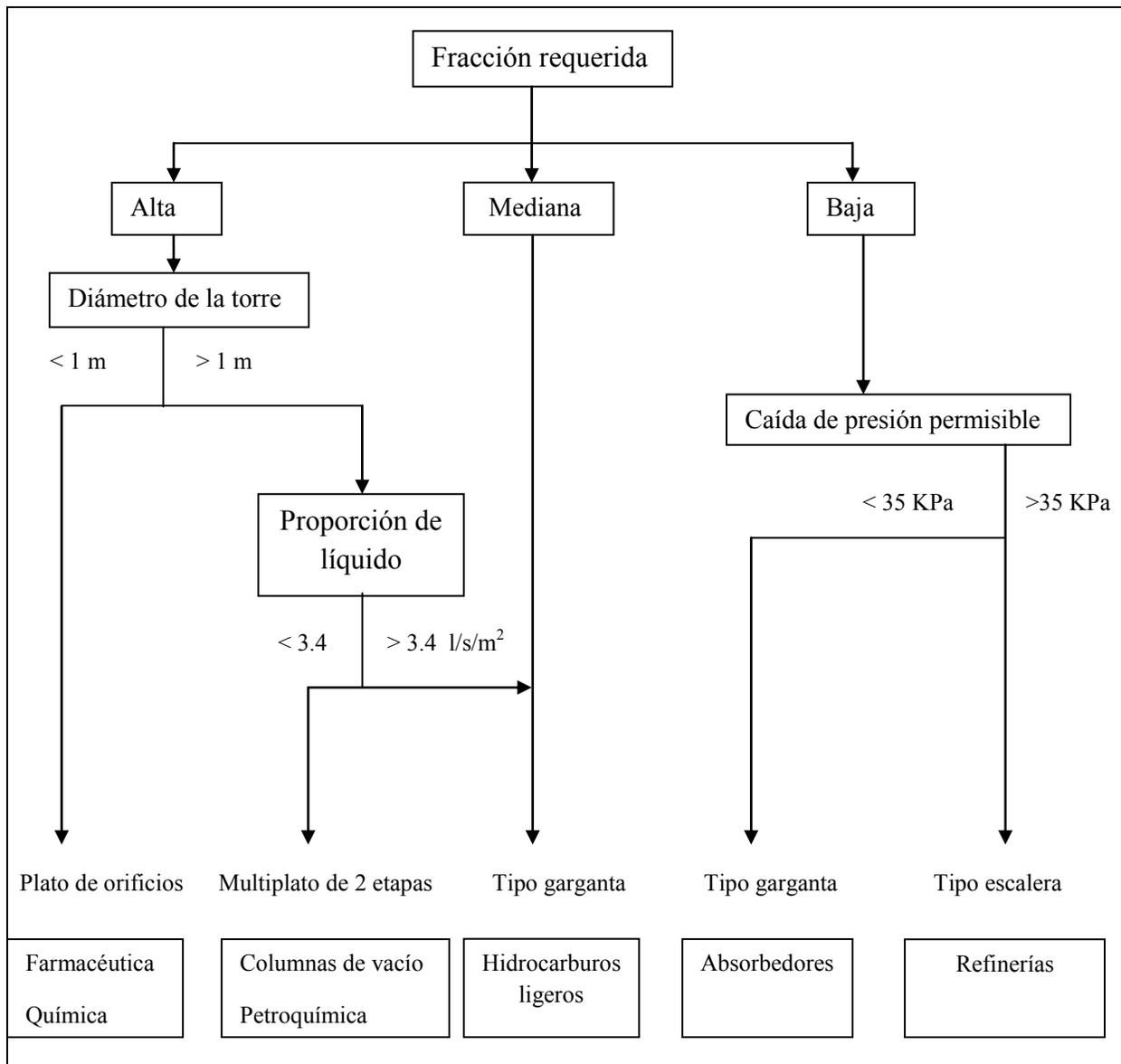


Figura 44. Guía para la selección del distribuidor (54).

#### 4.5. Distribuidor que dispersa el líquido de la pared de la torre empacado (wall wiper).

Los distribuidores en la pared son empleados para remover el líquido de la pared de la torre y reubicarlo en el lecho empacado, ver la figura 45. Los empaques estructurados son adecuadamente espaciados de la pared de la columna y estos distribuidores son instalados en cada elemento empacado para retornar el líquido que fluye en la pared al

lecho empacado. La cantidad de flujo en la pared depende de la proporción de flujo líquido y de la habilidad del empaque para transferir líquido dentro y fuera de la pared.



Figura 45. Distribuidor líquido (wall wiper).

En columnas de diámetros pequeños, el área de la pared es considerable con respecto al área superficial del empaque, por otro lado, si el diámetro de la columna es grande, el área de la pared de la columna es pequeña en comparación al área del empaque. Este efecto es importante para conocer la cantidad de flujo líquido que baja por la pared. Son frecuentemente instalados en columnas de diámetros pequeños donde el área de la pared es considerable y existe un alto porcentaje de flujo en la pared.

#### 4.6. Colector de líquido.

El plato colector de líquido se utiliza cuando es necesario interceptar todo el líquido que fluye debajo de la columna, esto puede ocurrir cuando el diámetro de la torre se expande o se contrae a flujos de líquido mayores de  $15 \text{ gpm/ft}^2$  (70).

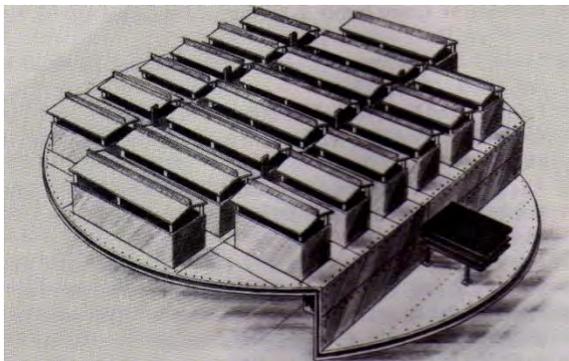


Figura 46. Plato colector de líquido (70).

La figura 46 muestra un plato colector para una columna que usa un bajante para retirar el líquido, el diámetro máximo de este diseño es alrededor de 12 ft. Para columnas con diámetros más grandes se usan dos bajantes en lados opuestos o uno en el centro cuando es baja la cantidad de líquido colectado.

## 5. CONCLUSIONES.

En base a la estructura geométrica del empaque estructurado y el arreglo de flujo de las fases a contracorriente, el líquido desciende como una delgada película mojando al empaque y el gas asciende por los espacios vacíos de los canales del empaque. El alto porcentaje de espacios vacíos facilita el ascenso del gas con muy baja caída de presión.

La proporción del flujo de líquido y de gas es un factor muy importante en el desempeño de la columna, si no se tiene cuidado con los flujos se puede presentar un aumento de líquido retenido, arrastre e inundación, que disminuyen la eficiencia y aumentan la caída de presión.

La textura en la superficie puede inducir la turbulencia en la película líquida con un aumento del área mojada, contribuyendo a mejorar la transferencia de masa.

La distribución del líquido es crucial en la eficiencia del empaque estructurado debido a su geometría ordenada. Si la distribución inicial es buena, el líquido se distribuirá uniformemente por los canales estructurados del empaque teniendo mayor contacto con el gas, aumentando la transferencia de masa y evitando que el líquido se concentre en determinadas regiones del empaque o en la pared de la columna que pueden disminuir la eficiencia.

El empaque estructurado provee baja caída de presión y mayor eficiencia en la transferencia de masa. Estas ventajas han propiciado su amplio uso en una gran variedad de industrias como la química, la petroquímica, la farmacéutica, etc.

Una de las limitantes del empaque estructurado es su pobre desempeño a altas presiones, en estas condiciones la diferencia de densidades entre el líquido y el gas es pequeña, de tal forma que la configuración de los flujos no es la misma como el arreglo de pared mojada, presentándose el arrastre que disminuye la eficiencia. En general, los platos se desempeñan mejor a alta presión y los empaques a condiciones de vacío o atmosféricas.

La importancia de desarrollar este trabajo radica en la gran aplicación a nivel industrial que actualmente tiene el empaque estructurado. En México la compañía Sulzer

Chemtech fabrica empaques Mellapak, un gran porcentaje es exportado y el otro es vendido principalmente a PEMEX.

La escasa información publicada en torno a este tema demandó realizar un arduo trabajo de investigación para poder ofrecer al lector un material centrado en el funcionamiento y desempeño de los empaques estructurados, ya que actualmente no hay libros que aborden ampliamente este tema. El trabajo será de gran utilidad a gente interesada en el diseño de torres empacadas con empaque estructurado como una guía para seleccionar las correlaciones más apropiadas de caída de presión y transferencia de masa.

## BIBLIOGRAFÍA

1. Bemer, G. G.; Kalis, G. A. J. *A New Method to Predict Holdup and Pressure Drop in Packed Columns*. Trans. Inst. Chem. Eng. Vol. 56, **1978**, pp. 200
2. Billet, R. *I. Chem. Eng. Symp. Series*, No. 32, **1969**.
3. Billet, R., *Packed column analysis and design*, Glitsch, Inc., Dallas, **1986**.
4. Billet, R.; M. Shultes. *Prediction of Mass Transfer Columns with Dumped and Arranged Packings-Updated Summary of the Calculation Method of Billet and Shultes*. Chem. Eng. Res. Des. Vol. 77, **1999**, pp. 498.
5. Bird R. B.; W. E. Stewart; E. N. L. Lighthfoot. *Fenómenos de Transporte*. Ediciones REPLA. S. A. **1987**.
6. Bravo, J. L.; J. R. Fair. *Generalized Correlation for Mass Transfer in Packed Distillation Columns*. Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev. Vol. 21, **1982**, pp.162.
7. Bravo, J. L.; J. A Rocha; J. R Fair. *Mass transfer in gauze packings*. Hydrocarbon Processing, Vol. 64, No 1. **1985**, pp. 91-95.
8. Bravo, J. L.; J. A Rocha; J. R Fair. *Pressure drop in structured packings*. Hydrocarbon Processing, Vol. 65, No. 3, **1986**, pp. 45-49.
9. Bravo, J. L.; Rocha, J. A.; Fair J. R. *A Comprehensive Model in the Performance of Columns Containing Structured Packings, Distillation and Absorption*; Institution of Chemical Engineers Symposium Series 128; Institution of Chemical Engineers: London. Vol. 1, **1992**, pp PA48-A507.
10. Bravo, J. L. *Select structured packing or trays?* Chemical Engineering Progress. Julio **1997**, pp. 36-41.
11. Brunazzi, E.; G. Nardini; A. Paglianti; L. Potarca. *Interfacial area of Mellapak Packing: Absorption of 1,1,1-Trichloroethane by Genesorb 300*. Chemical Engineering Technol. Vol. 18, **1995**, pp. 248.
12. Brunazzi, E.; A. Paglianti. *Liquid-Film Mass-Transfer Coefficient in a Column Equipped with Structured Packings*. Ind. Eng. Chem. Res. Vol. 36, **1997**, pp. 3792.
13. Buchanan, J. E. *Pressure Gradient and Liquid Holdup in Irrigated Packed Towers*. Ind. Eng. Chem. Vol. 8, **1969**, pp. 502.

14. Chen, G. K.; K. T. Chuang. *Recent developments in distillation*. Hydrocarbon Processing. Febrero **1989**, pp. 37-44.
15. Carillo, F.; A. Martín; A. Roselló. *A Shortcut Method for the Estimation of Structured Packings HETP in Distillation*. Chem. Eng. Technol. **2000**, Vol. 23, pp. 425.
16. Danckwerts, P. V. AIChE J. 1, 456 (**1955**); Ind. Eng. Chem., 43, 1460 (**1951**).
17. Dmitrieva, G. B.; M. G. Berengarten; M. I. Klyushenkova; A. S. Pushnov. *Calculation of hydrodynamic parameters for regular structured packings*. Chemical and Petroleum Engineering. Vol. 41, Nos. 11-12, Nov/Dic **2005**, pp. 625-633.
18. Dmitrieva, G. B.; M. G. Berengarten; M. I. Klyushenkova; A. S. Pushnov *Effective Designs of Structured Packings for Heat and Mass Exchange Processes*. Chemical and Petroleum Engineering. Vol. 41, Nos. 7-8, Jul/Ago **2005**, pp. 419-423.
19. Ellis, R. M. *Simple HETP Calculation for Distillation Columns*. Chem. Eng. News. **1953**, Vol. 31, pp. 4613
20. Fair, James R; Jose L. Bravo. *Distillation Columns Containing Structured Packing*. Chemical Engineering Progress. Vol. 86, No. 1, **1990**, pp. 19-29.
21. Fair, James R.; A. Frank Seibert; M. Behrens; P. P. Saraber; Z. Olujic. *Structured Packing Performance – Experimental Evaluation of Two Predictive Models*. Industrial and Engineering Chemistry Research. Vol. 39, No. 6, **2000**, pp. 1788-1796.
22. Fitz, C. W.; M. Shariat; L. Spiegel. *Performance of Structured Packings at High Pressure*. AIChE Spring National Meeting, Houston, TX, March **1995**; Paper 25e.
23. Fitz, Carl W.; J. G. Kunes; Ahmad Shariat. *Performance of Structured Packing in a Commercial-Scale Column at Pressures of 0.02-27.6 bar*. Industrial and Engineering Chemistry Research. Vol. 38, No. 2, **1999**, pp. 512-518.
24. García Tapia, Martin, *Estudio de Empaques Estructurados*, Tesis de Licenciatura en Ingeniería Química, UNAM, México, D. F., **1997**.
25. Geankoplis, Christie J., *Mass Transfer*, Prentice Hall, New York, **2000**.
26. Gualito-Hernandez, J. J. *Modelo Generalizado para Diseñar Columnas de Destilación con Empaque Estructurado de Metal, Cerámica y Plástico*. Reporte de

- Avance del Proyecto de Tesis de Maestría en Ciencias; Instituto Tecnológico de Celaya: Enero, **1996**.
27. Gualito, J. J.; F. J. Cerino; J. C. Cardenas; J. A. Rocha. *Design Method for Distillation Columns Filled with Metallic, Ceramic, or Plastic Structured Packings*. Industrial and Engineering Chemistry Research. Vol. 36 No. 5, **1997**, pp. 1747-1757.
  28. Hanley, B.; B. Dunbobbin; D. Bennett. *A Unified Model for Countercurrent Vapor/Liquid Packed Columns. 2. Equations for the Mass-Transfer Coefficients, Mass-Transfer Area, the HETP, and the Dynamic Liquid Holdup*. Ind. Eng. Chem. Res. Vol. 33, **1994**, pp. 1222.
  29. Harrison, M. E.; J. J. France. *Distillation Column Troubleshooting. Part 2. Packed Column*. Chem. Eng. Vol. 96, 1989, pp. 121.
  30. Henley E. J.; Seader J. D. *Operaciones de separación por etapas de equilibrio en Ingeniería Química*. Editorial reverté. **1990**.
  31. Henriques de Brito, M.; U. von Stockar; P. Bomio. *Predicting the Liquid-Phase Mass Transfer Coefficient- $k_L$ -for the SULZER Structured Packing MELLAPAK*. Inst. Chem. Eng. Symp. Ser. Vol. 128, **1992**, pp. B137.
  32. Henriques de Brito, M.; U. von Stockar; A. Menendez Bangerter; P. Bomio; M. Laso. *Effective Mass Transfer Interfacial Area in a Pilot Column Equipped with Structured Packings and with Ceramic Rings*. Industrial and Engineering Chemistry Research. Vol. 33, No. 3, **1994**, pp. 647-656.
  33. Higbie, R. *The Rate of Absorption of a Pure Gas into a Still Liquid during Short Periods of Exposure*. Trans. Am. Inst. Chem. Eng. Vol. 31, **1935**, pp. 365.
  34. Iliuta, Ion; Faiçal Larachi. *Mechanistic Model for Structured-Packing-Containing Columns: Irrigated Pressure Drop, Liquid Holdup, and Packing Fractional Wetted Area*. Industrial and Engineering Chemistry Research. Vol. 40, No. 23, **2001**, pp. 5140-5146.
  35. Iliuta, I.; C. F. Petre; F. Larachi. *Hydrodynamic continuum model for two-phase flow structured-packing-containing columns*. Chemical Engineering Science. Vol. 59, No. 4, **2004**, pp. 879-888.
  36. Johnstone, H. F.; R. L. Pigford. *Distillation in a Wetted-Wall Column*. Trans. Am. Inst. Chem. Eng. Vol. 38, pp. 25-50, **1942**.

37. Kister, Henry Z.; David R. Gill. *Predict Flood Point and Pressure Drop for Modern Random Packings*. Chemical Engineering Progress. Vol. 87, No. 2, **1991**, pp. 32-42.
38. Kister, H. Z. *Distillation Design*, McGraw-Hill, New York, **1992**.
39. Kister Henry Z.; Kirk F. Larson; Tak Yanagi. *How Do Trays and Packings Stack Up?*. Chemical Engineering Progress. Pp. 23-32, **1994**.
40. Kurtz, David P.; Kenneth J. McNulty; R. Donald Morgan. *Stretch the Capacity of High-Pressure Distillation Columns*. Chemical Engineering Progress. 1991, pp. 43-49.
41. Kister, Henry Z. Kirk F. Larson; Tak Yanagi. *How Dow Trays and Packings Stack Up?* Chemical Engineering Progress. 1994, pp. 23-32.
42. Lockett, M. J. *Easily Predict Structured-Packing HETP*. Chem. Eng. Prog. Vol. 94, **1998**, pp. 60.
43. Martin, C. L. et al., “*Performance of Structured Packings in Distillation Service*”, A.I.Ch. E. Meeting, New Orleans, March **1988**.
44. Mc Cabe, W.L.; Warren, L.; Smith, J.C. & Harriot A., *Operaciones Unitarias de Ingeniería Química*, 6<sup>a</sup> Ed., McGraw Hill Book Co., México, D. F., **2002**.
45. McGlamery, G. G., *Liquid Film Transport Characteristics on Textured Metal Surfaces*, Ph. D. Dissertation, University of Texas at Austin (**1988**).
46. McNulty, K.; Hsieh, C. L. *Hydraulic Performance and Efficiency of Koch Flexipac Structured Packing*. AIChE National Meeting, Los Angeles, CA, Nov, **1982**.
47. Murch, D. P. *Height of Equivalent Theoretical Plate in Packed Fractionation Columns-Empirical Correlation*. Ind. Eng. Chem. Vol. 45, **1953**, pp. 2616.
48. Nawrocki, P. A.; Z. P. Xu; K. T. Chuang. *Mass Transfer in Structured Corrugated Packing*. *The Canadian Journal Chemical Engineering*. Vol. 69, No. 6, **1991**, pp. 1336-1343.
49. Olujic, Z. *Development of a complete Simulation Model for Predicting the Hydraulic and Separation Performance of Distillation Columns Equipped with Structured Packings*. Chemical Biochemical Engineering Q. Vol. 11, **1997**, pp. 31.
50. Olujic, Z. *Effect of Column Diameter on Pressure Drop of a Corrugated Sheet Structured Packing*. Trans. Inst. Chem. Eng. 77 (Part A), **1999**, pp. 505.

51. Olujic, Z.; Kamerbeek, A. B.; de Graauw, J. A. *Corrugation Geometry Based Model for Efficiency of Structured Distillation Packing*. Chem. Eng. Process. Vol. 38, **1999**, pp. 683.
52. Olujic, Z. *Delf Mode-A Comprehensive Design Tool for Corrugated Sheet Structured Packings*. Presented at AIChE Spring National Meeting 2002, New Orleans, Louisiana, March 10-14, **2002**.
53. Onda, K; H. Takeuchi; Y. Okumoto. *Mass Transfer Coefficients between Gas and Liquid Phases in Packed Columns*. Journal Chemical Engineering Japan. Vol.1, **1968**, pp. 56.
54. Perry, David; Dale E., Nutter; Andy Hale. *Liquid Distribution for Optimum Packing Performance*. Chemical Engineering Progress. Vol. 86, **1990**, pp. 30-35.
55. Perry, R.H. & Chilton, C.H., *Manual del Ingeniero Químico*, 3ª Ed., McGraw Hill Book Co., México, D. F., **1994**.
56. Robbins, Lanny A. *Improve Pressure-Drop Prediction with a New Correlation*. Chemical Engineering Progress, Vol. 87, No. 5, **1991**, pp. 87-91.
57. Rocha, J. A.; Bravo, J. L.; Fair, J. R. *Distillation Columns Containing Structured Packings: A Comprehensive Model for Their Performance.1. Hydraulic Models*. Industrial and Engineering Chemistry Research. Vol. 32, No. 4, **1993**, pp. 641-651.
58. Rocha, J. Antonio; J. L. Bravo; James R. Fair. *Distillation Columns Containing Structured Packings: A Comprehensive Model for Their Performance. 2. Mass-Transfer Model*. Industrial and Engineering Chemistry Research. Vol. 35, No. 5, **1996**, pp. 1660-1667.
59. Rukovena, Fank; Ralph F. Strigle. *Effect of pressure on structured packing performance*. Publicación de la Universidad de Texas. April, **1989**.
60. Scofield, R. C., *Industrial fractionating tower packing*, Chemical Engineering Progress, Vol. 46, No. 8, **1950**, pp. 405-414.
61. Sherwood, T. K.; R. L. Pigford; C. R. Wilke. *Mass transfer*. McGraw-Hill. New York, **1975**.
62. Shetty, S.; R. L. Cerro. *Fundamental Liquid Flow Correlations for the Computation of Design Parameters of Ordered Packings*. Ind. Eng. Chem. Res. Vol. 36, **1996**, pp. 771.

63. Shi, M. G.; A. Mersmann. *Effective Interfacial Area in Packed Columns*. German Chemical Engineering. Vol. 8, **1985**, pp. 87.
64. Shulman, H. L.; C. F. Ulrich; A. Z. Proulx; J. O. Zimmerman. *Performance of Packed Columns. 2. Wetted and Effective Interfacial Areas, Gas-and Liquid-Phase Mass Transfer Rates*. AIChE J. Vol. 1, **1955**, pp. 253.
65. Shulman, H. L. et al. AIChE Journal, Vol. 1., No. 2, **1955**, pp. 247.
66. Siminiceanu, I.; A. Friedl; M. Dragan. *A Simple Equation for the Effective Mass Transfer Area of the Mellapak750Y Structured Packing*. Presented at Scientific Conference Scientific Conference Meeting “35 Years of Petroleum-Gas University Activity”, Ploiesti, Romania, November 27-29, **2002**.
67. Spiegel, L.; W. Meier. *Correlations of the Performance Characteristics of the Various Mellapak Types (Capacity, Pressure Drop and Efficiency)*. Inst. Chem. Eng. Symp. Ser. Vol. 62, **1987**, pp. A203.
68. Stichlmair, J.; J. L. Bravo; J. R. Fair. *Gas Sep. Purif.* Vol. 3, **1989**, pp. 19.
69. Strigle, R. F.; F. Rukovena. *Packed Distillation Column Design*. Chemical Engineering Progress, Vol. 75, **1979**, pp. 86-91.
70. Strigle, R. F. *Packed tower design and applications: random and structured packings*, 2<sup>a</sup> Ed., Gulf Publishing Co., Houston, **1994**.
71. *Structured Packings for Distillation, Absorption and Reactive Distillation*. Sulzer Chemtech of the Sulzer Corporation, **2002 / 2003**.
72. Treybal, Robert E., *Operaciones de Transferencia de Masa*, 2<sup>a</sup> Ed., McGraw-Hill Book Co., México, D. F., **2002**.
73. Verschoof, Huib-Jan; Zarko Olujic; James R. Fair. *A General Correlation for Predicting the Loading Point of Corrugated Sheet Structured Packings*. Industrial and Engineering Chemistry Research. Vol. 38, No. 10, **1999**, pp. 3663-3369.
74. Wang G. Q.; X. G. Yuan; K. T. Yu. *Review of Mass-Transfer Correlations for Packed Columns*. Industrial and Engineering Chemistry Research. Vol. 44, No. 23, **2005**, pp. 8715-8729.
75. Welty James R; C. E. Wicks ; R. E. Wilson., *Fundamentos de transferencia de momento, calor y masa*, 2<sup>a</sup> Ed., Editorial Limusa, México, D. F., **2000**.

76. Whitt, F. R. *A correlation for absorption column packings*. Br. Chem. Eng. Vol. 4, **1959**, pp. 395.
77. Xu, Z. P.; A. Afacan; K. T. Chuang. *Predicting Mass Transfer in Packed Columns Containing Structured Packings*. Chem. Eng. Res. Des. Vol.78, **2000**, pp. 91.
78. [http://www.amistco.com/PRODUCTS/PACKING\\_S/index.html](http://www.amistco.com/PRODUCTS/PACKING_S/index.html)
79. [http://www.koch-glitsch.com/koch/products/mass\\_transfer\\_equipment.asp](http://www.koch-glitsch.com/koch/products/mass_transfer_equipment.asp)
80. <http://www.montz.de/sites/services/download.html>

## APÉNDICE

Tabla 1. Algunos proveedores de empaques estructurados y grid.

<b>Proveedor</b>	<b>Empaque estructurado</b>	<b>Empaque Grid de metal</b>
Glitsch Inc.	Series Gempak	C-Grid & EF-25
Jaeger Products	Series MaxPak	
Koch Engineering Co.	Series Flexipak	Series Flexigrid
Norton Co.	Series de empaque estructurado Intalox	
Nutter Engineering Co.	Series Montz	Series Snap Grid
Sulzer Chemtech	Series Mellapak	Series Mellagrid

Tabla 2. Ventajas y desventajas del empaque estructurado y empaque grid.

<b>Ventajas</b>	<b>Desventajas</b>
<p><b>Empaque estructurado</b></p> <p>Alta capacidad y bajos parámetros de flujo</p> <p>Alta eficiencia a bajas presiones</p> <p>Muy baja caída de presión</p> <p>Buen desempeño en sistemas espumantes</p>	<p>Baja capacidad a altos parámetros de flujo</p> <p>Baja eficiencia a altas presiones</p> <p>Sensible a sistemas con partículas sólidas</p> <p>Alto costo</p> <p>Baja resistencia a la corrosión</p>
<p><b>Empaque Grid</b></p> <p>Alta capacidad</p> <p>Resistente mecánicamente</p> <p>Buen desempeño en transferencia de calor</p>	<p>Pobre eficiencia en la transferencia de masa</p>

Tabla 3. Empaques estructurados de Sulzer Chemtech (71).

	<b>Tipo de empaque</b>	<b>Material</b>	<b>Aplicaciones</b>	<b>Diámetro y rango de operación</b>	<b>Características</b>
	Mellapak 64.X/64Y Mellapak 125.X/125.Y Mellapak 170.X/170.Y Mellapak 2X/2Y Mellapak 250.X/250.Y Mellapak 350.Y Mellapak 500.X/500.Y Mellapak 750.Y	Acero inoxidable Acero al carbón Monel, aluminio, cobre-bronce, latón (cobre-zinc), titanio, níquel, Otros materiales	Química y petroquímica básica, etilbenceno/estireno, ácidos grasos, ciclohexanona/-ol, caprolactam, refinерías, columnas de absorción/desabsorción, gas natural	De 80 mm a 17 m (dependiendo el tipo). Presión: vacío a alta. Carga de líquido de 0.2 a más de 200 m <sup>3</sup> /m <sup>2</sup> h.	Tipo de empaque universal, hábil para un amplio rango de aplicaciones. Baja y alta carga de líquido.
	MellapakPlus 202.Y MellapakPlus 252.Y MellapakPlus 352.Y MellapakPlus 452.Y MellapakPlus 752.Y	Acero inoxidable Acero al carbón Monel, aluminio, cobre-bronce, latón (cobre-zinc), titanio, níquel, Otros materiales	Química y petroquímica básica, etilbenceno/estireno, ácidos grasos, ciclohexanona/-ol, caprolactam, refinерías, columnas de absorción/desabsorción,	De 80 mm a 12 m (dependiendo el tipo). Presión: vacío a alta. Carga de líquido de 0.2 a más de 200 m <sup>3</sup> /m <sup>2</sup> h.	Tipo de empaque universal. Elevada capacidad.

			gas natural		
	Mellapak 125.X/Y Mellapak 250.X/Y de plástico	PP, PVC-C, PVDF, Teflon PFA	Columnas de absorción/desabsorción	De 200 mm a 15 m (dependiendo el tipo). Presión: vacío a alta. Temperatura: PP máx. 110 °C, PVDF máx. 150 °C	Resistente a muchos químicos. Baja caída de presión. Eficiencia en la separación similar a Mellapak hecho de metal.
	Mellagrid 40.Y Mellagrid 64.X Mellagrid 64.Y Mellagrid 90.X	Acero inoxidable Acero al carbón Otros materiales	Refinerías e industria petroquímica Destilación de aceite crudo	Diámetro mínimo de 900 mm. Presión: vacío a alta.	Construcción robusta Superficie suave No sensible a ensuciarse Excelente estabilidad del flujo.

	<p>Empaque de gasa BX Empaque de gasa BXPlus Empaque de gasa CY,</p>	<p>Acero inoxidable, Cobre-Bronce, monel, titanio, níquel Otros materiales</p>	<p>Químicos finos Isómeros Fragancias Saborizantes</p>	<p>De 40 mm a 6 m (dependiendo el tipo) Presión de 1 mbar a atmosférica, Optimo: 1-100 mbar</p>	<p>Alta eficiencia en la separación a bajos flujos de líquido. Baja caída de presión. Bajo líquido retenido. BXPlus: misma eficiencia y caída de presión que el BX.</p>
	<p>Empaque de gasa BX de plástico</p>	<p>Mezcla de polipropileno/ poliacrilonitrilo (PP/PAN)</p>	<p>Bajas cargas de líquido con soluciones acuosas</p>	<p>De 100 mm a 4 m (dependiendo el tipo) Presión de 1 mbar a moderada, Temperatura máx. 80 °C</p>	<p>Alto mojado al igual con soluciones acuosas. Largo número de unidades de transferencia por metro, al igual en bajas cargas de líquido.</p>

					Baja caída de presión.
	<p>Mellacarbon 125.Y  Mellacarbon 250.Y  Mellacarbon 350.Y  Mellacarbon 500.Y</p>	<p>Carbón (CFC)</p>	<p>Ácido fluorhídrico,  ácido carboxílico,  soluciones caústicas</p>	<p>Desde 30 mm  Presión: vacío a moderada.  Temperatura a más de 400 °C</p>	<p>Alto desempeño en la separación.  El mejor en resistencia química y estabilidad térmica.  Baja caída de presión.</p>
	<p>Empaques para laboratorio DX y EX,  Empaques para laboratorio hechos de acero inoxidable  DXM y DYM</p>	<p>Acero CrNiMo  Aleación C22  Carbón (CFC)</p>	<p>Columnas de laboratorio y pilotos</p>	<p>DX, DXM, DYM  30-125 mm,  EX 20-85 mm  Presión: vacío a atmosférica</p>	<p>Pequeño diámetro hidráulico.  EX, DX: Alto número de estados teóricos por metro, baja caída de presión.  DXM, DYM: HETP constante sobre un amplio rango de factor F.</p>

	<p>Katapak-SP 11  Katapak-SP 12  Katapak-SP 13</p>	<p>Acero inoxidable,  Otros materiales  de acero  disponibles</p>	<p>Acetatos, hidrólisis del  metilacetato,  MTBE, ETBE, TAME</p>	<p>Desde 50 mm  Presión: vacío a  moderada.</p>	<p>Empaque para  destilación  reactiva.  Alta eficiencia en  la separación y  alta capacidad de  reacción.</p>
---	--	---	--	---	--