

11
20j



UNIVERSIDAD NACIONAL
AUTONOMA DE MEXICO

FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES
CUAUTITLAN



U. N. A. M.

**"VENTAJAS DEL CAMBIO DE PLATOS POR EMPAQUES EN
TORRES DE DESTILACION DE PLANTAS PETROQUIMICAS Y
REFINERIAS"**

T E S I S

QUE PARA OBTENER EL TITULO DE
INGENIERO QUIMICO
P R E S E N T A :
CEIN NANDAYAPA FLORES

ASESOR: DR. FERNANDO OROZCO FERREYRA

CUAUTITLAN IZCALII, ESTADO DE MEXICO 1994

**TESIS CON
FALLA DE ORIGEN**



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 está 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.



UNIVERSIDAD NACIONAL
AUTÓNOMA DE
MÉXICO

FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES CUAUTITLÁN
UNIDAD DE LA ADMINISTRACIÓN ESCOLAR
DEPARTAMENTO DE EXÁMENES PROFESIONALES U. N. A. M.

FACULTAD DE ESTUDIOS
SUPERIORES CUAUTITLÁN



Departamento de
Exámenes Profesionales

ASUNTO: VOTOS APROBATORIOS

DR. JAIME KELLER TORRES
DIRECTOR DE LA FES-CUAUTITLÁN
P R E S E N T E .

AT'N: Ing. Rafael Rodríguez Ceballos
Jefe del Departamento de Exámenes
Profesionales de la F.E.S. - C.

Con base en el art. 28 del Reglamento General de Exámenes, nos permitimos comunicar a usted que revisamos la TESIS TITULADA:
"Ventajas del cambio de platos por empaques en torras de
destilación de plantas petroquímicas y refinerías".

que presenta el pasante: Cein Nandayapa Flores
con número de cuenta: 8207973-8 para obtener el TÍTULO de:
Ingeniero Químico

Considerando que dicha tesis reúne los requisitos necesarios para ser discutida en el EXÁMEN PROFESIONAL correspondiente, otorgamos nuestro VOTO APROBATORIO

A T E N T A M E N T E .
"POR MI RAZA HABLARA EL ESPIRITU"
Cuautitlán Izcalli, Edo. de Méx., a 7 de Marzo de 1994

PRESIDENTE	Dr. Fernando Orozco Ferreyra	<u>[Firma]</u>
VOCAL	IQ Eligio P. Rivero Martínez	<u>[Firma]</u>
SECRETARIO	M. en C. Guillermo A. Rodríguez Romero	<u>[Firma]</u>
PRIMER SUPLENTE	M. en C. Ricardo P. Hernández García	<u>[Firma]</u>
SEGUNDO SUPLENTE	IQ Gilberto Amaya Ventura	<u>[Firma]</u> 4-MAR-94

DEDICATORIA:

ESTE TRABAJO LO DEDICO A MI AMADA ESPOSA ANDREA

Y MI QUERIDO HIJO ALEJANDRO

CONTENIDO

	Página
OBJETIVOS	1
INTRODUCCION	2
1.- PLATOS	8
2.- EMPAQUES	23
3.- INTERNOS	33
Platos soporte de empaque	34
Distribuidores de vapor	36
Limitadores-contenedores de empaque	36
Distribuidores y redistribuidores de liquido	37
4.- COMPARACION DE PLATOS Y EMPAQUES	45
Experiencia previa con un dispositivo determinado	48
Costo inicial de equipo instalado	49
Capacidad en el manejo de flujos	54
Eficiencia de separación	56
Caldra de presión	58
Intervalo de operación	65
Costos de operación	66
Ensuciamiento	67
Corrosión	69
5.- CASOS DE ESTUDIO	71
Caso 1 Separación de diclorobenceno	72
Caso 2 Separación de hidrocarburos	90
Caso 3 Separación de aromáticos	94
Caso 4 Torre despropanizadora	98
CONCLUSIONES	102
APENDICE	107
BIBLIOGRAFIA	

OBJETIVOS

En este trabajo se intenta analizar y discutir las ventajas técnico-económicas que tienen los modernos empaques metálicos sobre los platos de cualquier tipo, en aquellos casos en que un equipo existente se haya convertido en un "cuello de botella". Reemplazando los platos por empaques, aprovechando la misma torre, se puede mejorar la destilación en las refinerías y plantas petroquímicas, en el siguiente orden de ideas:

- 1.- Incremento en la capacidad.
- 2.- Mejoramiento de la calidad de los productos (eficiencia).
- 3.- Ahorro de los consumos de energía.

INTRODUCCION

El método de separación de mezclas líquidas más utilizado en la industria química es la destilación. La separación de mezclas líquidas mediante destilación es una de las operaciones más antiguas realizadas por el hombre, y en la actualidad su uso predomina ampliamente sobre otros métodos de separación, para aquellas sustancias que se puedan procesar como líquidos. Se cree que en el futuro cercano permanecerá siendo el método de separación de preferencia, y contra el cual habrán de compararse otros métodos alternativos.

Al paso del tiempo se ha aprendido y ganado experiencia sobre la destilación. Se cuenta con una extensa base de datos e información sobre la destilación, y esto se ha venido a fortalecer más con los recientes simuladores para computadora, mismos que pueden trabajar inclusive en una computadora personal y se encuentran fácilmente en el mercado⁽¹⁾.

La mayoría de las mezclas líquidas cuya volatilidad relativa sea mayor de 1.3 - 1.5 y los componentes a separar sean térmicamente estables, son idóneas para ser separadas mediante destilación.

Existen variantes de la destilación en cuanto a la presión de trabajo. Para sustancias que no son estables térmicamente, y que a presión atmosférica la transferencia de calor y el consiguiente aumento en la temperatura podrían dar paso a una reacción no deseada en las sustancias a separarse, se recurre a disminuir la presión de operación para reducir los puntos de ebullición de dichas sustancias y así minimizar el riesgo de reacciones no deseadas. En este caso se trabaja a presiones de vacío, y son ejemplos típicos de destilación al vacío las separaciones de mezclas de sustancias orgánicas de alto

peso molecular. Por otra parte, existen mezclas que a condiciones ambientales son gaseosas y son susceptibles de destilarse a bajas temperaturas y altas presiones. Tal es el caso de las fracciones ligeras del petróleo como metano, etano y propano. Un excelente ejemplo de la destilación a alta presión es la separación del aire en sus dos principales constituyentes, nitrógeno y oxígeno.

En la destilación, la separación de los constituyentes se basa en que cada componente de la mezcla se reparte preferencialmente en alguna de las fases líquido-vapor. Una fase vapor se pone en contacto con una fase líquida, transfiriéndose masa del líquido al vapor y del vapor al líquido. El efecto neto es un incremento en la concentración de los componentes más volátiles en la fase vapor y de los menos volátiles en la fase líquida. La formación de estas fases es propiciada por la transferencia de calor al sistema. Una gran ventaja de la destilación es que no es necesario añadir un componente adicional a la mezcla para efectuar la separación. Otras operaciones de separación requieren de la adición de otro componente, el cual a su vez debe de eliminarse en otra etapa de separación⁽²⁾.

La destilación ha sido utilizada por su efectividad comprobada y por resultar ser más económica que otras posibles formas de separación, sobre todo si las sustancias procesadas se dan en grandes cantidades, lo cual es muy frecuente en refinerías y plantas petroquímicas. El costo de capital en función de los flujos manejados varía en forma casi lineal si una separación se realiza por medio de membranas, mientras que el costo de capital varía con los flujos manejados elevados a un exponente de aproximadamente 0.6 si esa misma separación se lleva a cabo por destilación; de tal forma que cuando se manejan flujos altos, el ahorro en costo inicial de equipo es

considerable si la separación se realiza por destilación⁽³⁾.

Por otra parte, la destilación es gran consumidora de energía, al destinarse quizá más de la mitad del vapor generado en las plantas petroquímicas y refinerías a los rehervidores de las torres de destilación^(4,5,6).

Lejos de permanecer estática, la tecnología actual en este ramo busca continuamente alternativas y mejoras en lo referente a la destilación. Aquí cabe apuntar que hasta los métodos tradicionales de diseño de los equipos de destilación basados en la idealización de equilibrios subsecuentes y la determinación de eficiencias de plato real o altura equivalente a un plato teórico (HETP), han sido cuestionados⁽⁷⁾, y se ha dado la tendencia de hacer los cálculos basándose en la velocidad de transferencia de masa, lo cual daría por resultado el diseño de platos reales o altura de empaque real. Se dice que este método basado en las velocidades de transferencia de masa tiene muy poca incertidumbre, por lo que se podrían reducir los factores de seguridad empleados en los cálculos tradicionales, y por lo tanto reducir el sobrediseño⁽⁸⁾. Los primeros simuladores con esta tecnología son de principios de la década de 1990, hoy en día prácticamente todos los diseños se basan en la teoría tradicional, aunque esto podría cambiar en el futuro.

Debido a la importancia de la refinación de petróleo y petroquímica, se han hecho cuantiosas inversiones con el propósito de mejorar la tecnología aplicada en esos procesos.

Existe una marcada preocupación en cuanto a lo que concierne a la calidad concierne, de ahí que el concepto de calidad total y el control

estadístico de procesos tengan especial cabida en la industria química. Aquellas empresas que no mejoren la calidad de sus productos, corren el riesgo de desaparecer, sobre todo con la diversificación e internacionalización de mercados. Las sustancias químicas producidas son requeridas con mayor pureza dadas las exigencias de sus respectivos mercados. Por ejemplo, un monómero que anteriormente se aceptaba con una pureza de 99.5%, actualmente será rechazado si dicha pureza es inferior a 99.95%. Cabe recordar que la separación de mezclas en sus componentes es muy importante en la fabricación de productos químicos. La mayor parte del equipo de una planta química típica tiene como fin la purificación de materias primas, productos intermedios y productos finales, mediante diversas operaciones unitarias, entre las cuales se encuentra la destilación. La columna vertebral de un proceso químico lo constituye la reacción química y las separaciones, auxiliándose de diversas operaciones como transferencia de calor, transporte de fluidos, etc⁽⁷⁾. Entonces, la mejora de la calidad de los productos químicos se dá mejorando los diversos pasos del proceso. Por ejemplo, si se mejora la conversión en un reactor mediante el uso de un mejor catalizador y optimizando las condiciones de presión y temperatura, se tendrá un mejor rendimiento en general de reactivos a productos. Pero, es en la fase de separación donde se darán las concentraciones finales de los productos, y ahí es donde se mejorará la calidad de los productos químicos en cuestión. Además, si se tiene una fase de separación óptima, es posible mejorar la eficiencia de un proceso químico, separando productos de reactivos que no reaccionaron, que se pueden encontrar en el efluente del reactor, recirculando reactivos nuevamente al reactor. En esta tesis se expone la forma en que las torres de destilación existentes en la industria, pueden ser analizadas y estudiadas para mejorar su eficiencia de separación, lo cual va directamente relacionado con la

calidad de los productos químicos.

Aunado a lo anterior, varias plantas químicas actuales operan a su máxima capacidad, debido a la demanda de sus productos, siendo deseable el incremento de la producción, dentro de límites razonables. Los equipos utilizados en la industria química normalmente tienen cierta flexibilidad en cuanto a sus capacidades para manejar distintos flujos dentro de un intervalo dado. A partir de cierta capacidad máxima, algunos equipos se convierten en críticos al salirse de las especificaciones a las cuales fueron diseñados. A estos equipos normalmente se les denomina "cuellos de botella", y frecuentemente se encuentran entre ellos los reactores y las torres de destilación.

Hoy en día la industria realiza investigaciones en varios campos, con el objetivo de ser competitiva ante la evolutiva tecnología; entre ellas se encuentra la necesidad de encontrar alternativas económicas para el ahorro de energía lo cual influye directamente en los costos de producción.

Los equipos de destilación más comúnmente encontrados son las torres o columnas de platos y las de empaque o relleno.

Recientemente se ha enfatizado la tendencia de cambiar los platos existentes en las torres de destilación, que tradicionalmente se han empleado como el medio para proporcionar el contacto líquido-vapor, por modernos empaques e internos. Así, los antiguos platos de cachuchas, y los más recientes platos perforados y de válvulas, se han visto despalzados por empaques tipo anillo ranurado y los novedosos empaques estructurados.

1.- PLATOS

Los platos son diseñados prioritariamente desde un punto de vista hidráulico. El objetivo de un buen diseño hidráulico es el de proporcionar una alta eficiencia para un diámetro de columna y espaciamiento entre platos dados. Son varios los parámetros involucrados en el diseño de los platos, y cualquiera de estos puede afectar la eficiencia del plato. Los fabricantes de platos rara vez cuantifican o garantizan la eficiencia, y frecuentemente se recurre a estimarla mediante correlaciones empíricas, las cuales asumen un buen diseño hidráulico^(8,9).

De acuerdo a algunos autores⁽⁸⁾, no es tan grave el diseño que al considerar eficiencias globales demasiado optimistas, dan por resultado una torre con menos platos reales de los requeridos, ya que modificando algunas condiciones de operación, como el incremento de la razón de reflujo por ejemplo, es posible resolver el problema. No ocurre así cuando hidráulicamente el plato se encuentra fuera de su intervalo de operación satisfactoria, ya que más allá de los límites mínimos y máximos de operación, la eficiencia descenderá irremediablemente. Por ello se insiste en que el diseño hidráulico es vital.

Los platos son fabricados generalmente en metal, los tres tipos de platos que han alcanzado mayor popularidad en la industria son los platos con borboteadores o capuchones, los platos perforados y los platos de válvulas. Cada uno de ellos tiene sus ventajas y desventajas frente a los otros. El más antiguo de estos es el de borboteadores, mismo que se encuentra actualmente en menos lugares que en el pasado. Por muchos años los platos con borboteadores fueron los más utilizados en las torres de destilación. El borboteador, también denominado capuchón, cachucha, capucha o caperuza, tiene un

diseño que dispersa la fase gaseosa en pequeñas burbujas que atraviesan a la fase líquida. De ahí que la traducción literal del inglés para estos dispositivos sea la de platos de burbujeo, aunque en rigor, también los otros tipos de platos son de burbujeo. Los borboteadores se fabrican en diversas formas y en varios tamaños (Fig. 1). El plato con borboteadores cuenta con un funcionamiento comprobado y existe abundante literatura sobre ellos. Poseen la cualidad de tener un amplio intervalo de operación satisfactoria, del orden de 10:1, lo cual indica una gran flexibilidad para el diseño. Es decir, si el 100% representa los flujos máximos del líquido y vapor a los cuales puede operar un plato con borboteadores típico, este mismo trabajará satisfactoriamente al 10% de los flujos máximos. Aunque rara vez se requiere de una flexibilidad tan alta, este tipo de platos permite al diseñador tomar valores confortantes de seguridad.

Son varias las desventajas de los platos con borboteadores, sobre todo en cuanto al renglón de costos se refiere. Al tener una gran cantidad de elementos, tales como los capuchones, pernos, tuercas, empaquetaduras, etc., llevan mucho más material que otro tipo de platos, lo cual incrementa considerablemente su precio. Los platos con borboteadores pueden costar más del doble que los platos de válvulas, dependiendo del material de fabricación. Por esta razón, hoy en día ya no son especificados en servicios de destilación comunes, a menos que por su gran flexibilidad sean requeridos.

Si bien los platos con borboteadores tienen un amplio intervalo de operación, su capacidad es menor a la de los platos perforados y los de válvulas. Para un diámetro de torre y espaciamiento entre platos dados en igualdad de condiciones, los platos con borboteadores solo tienen del 50 al 85% de la capacidad de los platos de válvulas. En

Borboteadores en arreglo triangular

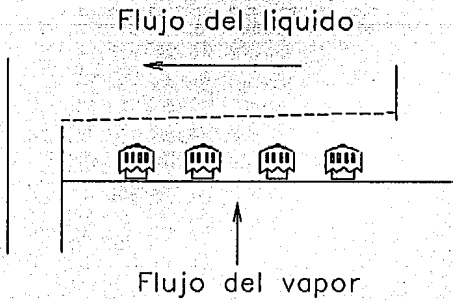
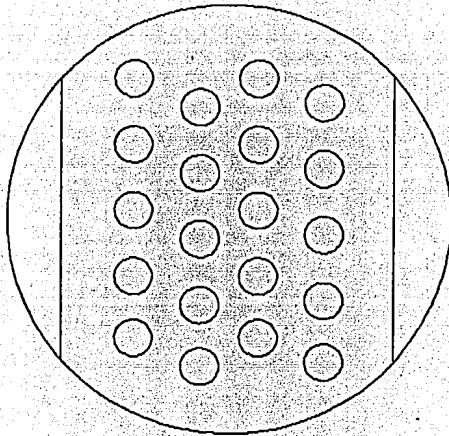


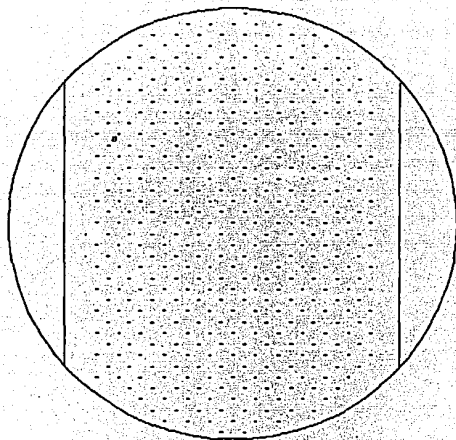
FIGURA 1 PLATO CON BORBOTEADORES

algunas ocasiones en las que por mantenimiento ha sido necesario reemplazar las cachuchas, debido al alto costo de las refacciones, se han reemplazado los platos con borboteadores por completo por platos tipo válvulas.

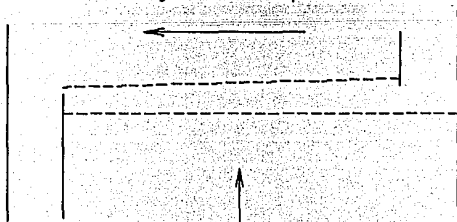
Los platos con borboteadores requieren de un alto gradiente en el nivel líquido para que pueda existir el flujo del líquido de lado a lado del plato, debido a la alta restricción al flujo que ofrecen los capuchones por sí mismos. Muchas veces esta operación es inestable, ya que cuando el gradiente líquido es alto, en la entrada del plato puede haber goteo por alta carga hidrostática y a la salida puede haber gran arrastre del líquido en el vapor por la falta de carga.

Además, la instalación de los platos con borboteadores es costosa porque lleva mucho material en las juntas empaquetadas y por el gran peso de los accesorios y del plato en general.

Los platos perforados o tipo malla (Fig. 2) fueron desarrollados hace unos cuarenta años, como una alternativa económica a los platos con borboteadores. Estos platos tienen la ventaja de ser relativamente baratos, así como requerimiento de un menor gradiente líquido, además de ser fáciles de limpiar. Si las perforaciones se pueden hacer de gran tamaño, estas ofrecerán una menor tendencia al ensuciamiento. El diámetro de las perforaciones va desde 1/8" a 1", siendo 1/2" el estándar. Los platos perforados poseen mayor capacidad que los platos con borboteadores para un diámetro de columna y espaciamento entre platos dados. La desventaja de los platos perforados es que su intervalo de operación no es mayor de 2:1. También tienen el problema de que al no manejar un alto inventario de líquido y al ser ligeros, tienden a vibrar por la acción del vapor



Flujo del liquido



Flujo del vapor

FIGURA 2 PLATO PERFORADO

ascendente. Es tal el problema de la vibración que en ocasiones han llegado a caerse este tipo de platos. La vibración también afectará a la eficiencia del plato.

Los platos tipo válvulas (Fig.3) fueron desarrollados con el propósito de mejorar el intervalo de operación de los platos perforados. La flexibilidad de los platos de válvulas puede ser de hasta 4:1. Asimismo, la capacidad de los platos de válvulas es superior a la de los platos con borboteadores y los perforados para un espaciamiento entre platos, diámetro de torre y eficiencia dados. Su costo es intermedio entre los platos perforados y los de borboteadores. El problema de los platos de válvulas es que los elementos se pueden tapar fácilmente con fluidos sucios y es muy difícil limpiarlos.

En la figura 4 se muestra el intervalo de operación relativo de los platos con borboteadores, perforados y de válvulas en condiciones similares de diámetro de torre, espaciamiento entre platos y eficiencia global de plato.

Existen además de los mencionados, otros tipos de platos tales como los de multibajante (Fig. 5), los platos tipo mampara (Fig. 6) y los platos a contracorriente o perforados sin bajantes (Fig. 7). Estos platos no son convencionales y tienen pocas aplicaciones. Existen también una variedad de platos patentados que mezclan características de los mencionados⁽¹⁰⁾. En la siguiente tabla se resumen las ventajas y desventajas de cada tipo de plato.

Tabla 1.- Ventajas y desventajas de platos comunes.

TIPO DE PLATO	VENTAJAS	DESVENTAJAS
PLATO CON BORBOTEADORES	<p>1.- Abundante literatura sobre su diseño y funcionamiento.</p> <p>2.- Buen sello líquido.</p> <p>3.- Gran intervalo de operación.</p> <p>4.- Alto tiempo de residencia del líquido (importante para reacciones químicas).</p>	<p>1.-Alto costo de material e instalación.</p> <p>2.- Menor capacidad que otros platos.</p> <p>3.- Flujo no uniforme por el alto gradiente líquido.</p> <p>4.- Alto tiempo de residencia del líquido (importante para sustancias termicamente inestables).</p>

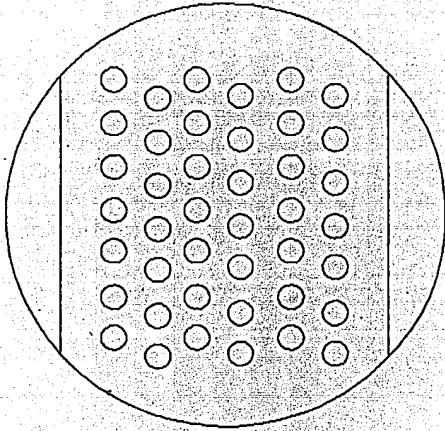
**Tabla 1.- Ventajas y desventajas de platos comunes
(continuación).**

TIPO DE PLATO	VENTAJAS	DESVENTAJAS
PLATO PERFORADO	1.- Bajo costo relativo. 2.- Bajo gradiente líquido. 3.- Poca tendencia al ensuciamiento. 4.- Fácil limpieza. 5.- Buena capacidad.	1.- Bajo intervalo de operación. 2.- Vibración.
PLATO TIPO VALVULAS	1.- Bajo costo relativo. 2.- Buena capacidad. 3.- Buen intervalo de operación.	1.- Ensuciamiento y dificultad de limpieza.
PLATO TIPO MULTIBAJANTE	1.- Alta eficiencia . 2.- Buena capacidad.	1.- Alto costo de material e instalación.

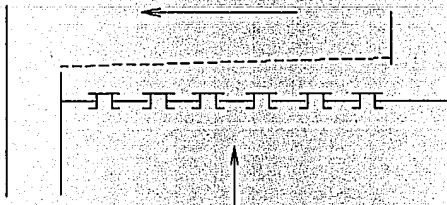
**Tabla 1.- Ventajas y desventajas de platos comunes
(continuación).**

TIPO DE PLATO	VENTAJAS	DESVENTAJAS
PLATO TIPO MAMPARA	1.- Bajo costo inicial.	1.- Pobre eficiencia. 2.- Alta caída de presión.
PLATO TIPO PERFORADO SIN BAJANTES	1.- Bajo costo inicial.	1.- Bajo intervalo de operación. 2.- Vibración.

Arreglo triangular



Flujo del liquido



Flujo del vapor

FIGURA 3 PLATO CON VALVULAS

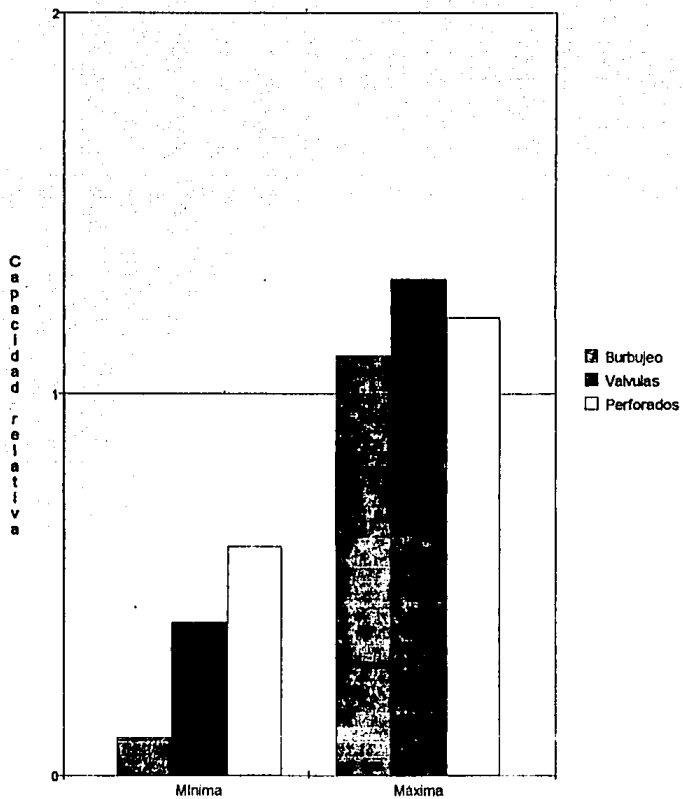


FIGURA 4 CAPACIDAD RELATIVA DE PLATOS

El liquido desciende por la ranuras en el fondo de las bajantes

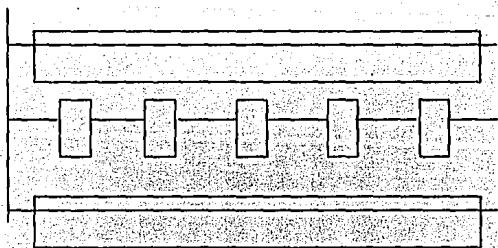
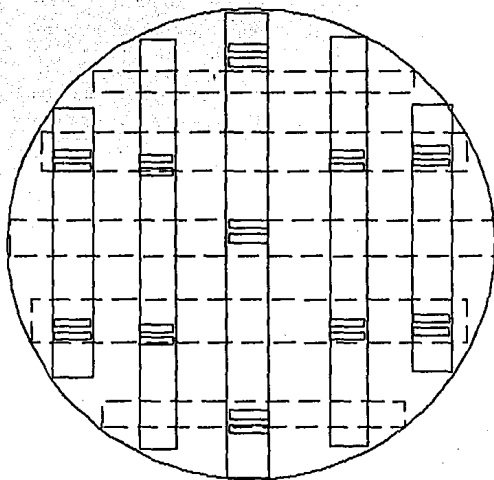


FIGURA 5 PLATO CON MULTIBAJANTE

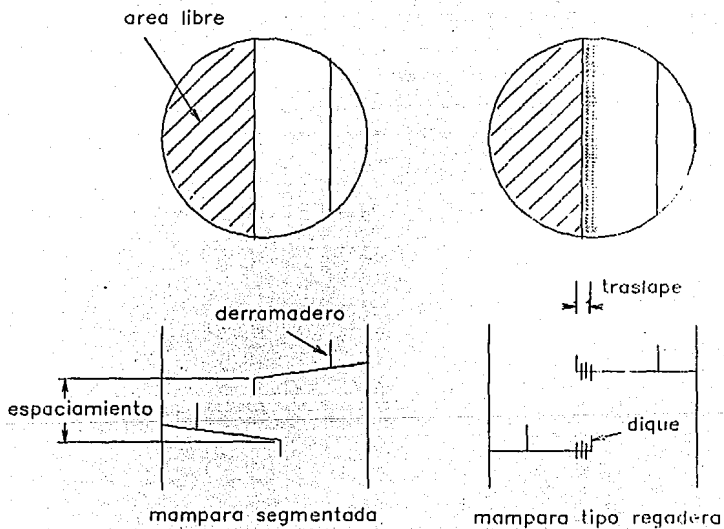


FIGURA 6 PLATO TIPO MAMPARA

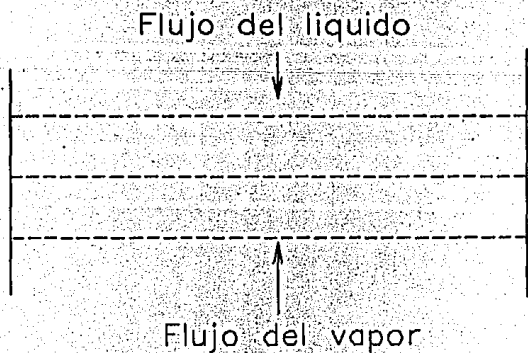
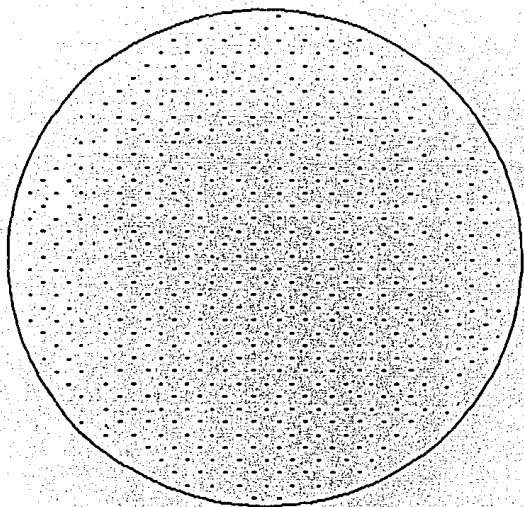


FIGURA 7 PLATOS A CONTRACORRIENTE

2.-EMPAQUES

De acuerdo a la forma en que se colocan dentro de la columna, los empaques se pueden clasificar de la siguiente forma:

* Al azar o aleatorio

- * Regular - Piezas individuales
- Formas estructuradas

A diferencia de los platos que se diseñan específicamente para una separación dada, cuando se van a utilizar empaques, lo que se acostumbra es buscar una configuración comercial dada y seleccionar el tamaño y material adecuados para una operación satisfactoria hidráulica y eficiente. Es decir, lejos de especificar un diseño nuevo para un empaque, se recurre a seleccionar un empaque comercial de cierta configuración, por ejemplo anillos Pall. Una vez seleccionados el tamaño y material del empaque, se procede a calcular el diámetro y altura de la torre. Mientras los platos se fabrican preferentemente en metal, los empaques se hacen en metal, varios tipos de plásticos, cerámica y carbón.

El metal como material de fabricación de empaques es ampliamente utilizado en operaciones de destilación. Principalmente el acero al carbón y el acero inoxidable de baja aleación, como los tipos 410, 304 y 316. Probablemente el material metálico es el que ofrece mayor facilidad para fabricar los modernos empaques, de tal forma que su funcionamiento hidráulico y eficiencia sean superiores a otros materiales de fabricación. Si se compara una configuración dada de empaque del mismo tamaño en diferentes materiales de fabricación,

seguramente el metal ofrecerá las mejores ventajas técnicas en cuanto a su hidráulica y eficiencia se refiere.

Para confirmar lo anterior, se muestran algunos datos obtenidos de la tabla 18-5 de Perry ⁽¹¹⁾ :

Tabla 2.- Comparación de empaques en diferentes materiales

Anillos Pall

<u>Material</u>	<u>Tamaño</u>	<u>Area específica</u> <u>(m² / m³)</u>	<u>Factor de</u> <u>empaque (m⁻¹)</u>
Metal	25 mm	205	157
Plástico	25 mm	205	170
Metal	50 mm	115	66
Plástico	50 mm	100	82

**Tabla 2.- Comparación de empaques en diferentes materiales
(Continuación)**

Anillos Raschig

<u>Material</u>	<u>Tamaño</u>	<u>Area específica (m² / m³)</u>	<u>Factor de empaque (m⁻¹)</u>
Cerámica	25 mm	190	510
Metal	25 mm	185	450
Cerámica	50 mm	92	215
Metal	50 mm	95	187

El área específica (m² / m³) es directamente proporcional a la eficiencia del empaque, y el factor de empaque lo es con la caída de presión. De tal forma que se esperará una eficiencia similar del anillo Pall de 25 mm para metal y plástico, pero la caída de presión para el metálico será menor. El anillo Raschig de 25 mm también tendrá eficiencia similar si se usa cerámica o metal, con una menor caída de presión para el metálico. Para un tamaño de 50 mm, el anillo Pall de metal tendrá mejor eficiencia y menor caída de presión que el mismo anillo Pall en plástico, mientras que el anillo Raschig de 50 mm tendrá nuevamente eficiencia similar si se usa cerámica o metal, con una menor caída de presión para el metálico. De las cuatro comparaciones

dadas, en todas el empaque metálico es más hidrodinámico que la cerámica o plástico, y en un caso tiene mayor eficiencia.

El material plástico se ha empleado en la fabricación de empaques o relleno de columnas, principalmente en operaciones a baja temperaturas. Aunado al bajo costo de los plásticos estándares, este material ofrece buena resistencia química y mecánica. El principal material plástico utilizado para tal efecto es el polipropileno. Con el propósito de enfatizar la limitante térmica de estos materiales, a continuación se presenta una tabla con la máxima temperatura recomendada en la operación continua para diversos materiales plásticos:

Tabla 3.- Temperatura máxima recomendada para materiales plásticos⁽¹²⁾

<u>TIPO DE PLASTICO</u>	<u>TEMPERATURA MAXIMA(C)</u> <u>OPERACION CONTINUA</u>	<u>DENSIDAD</u> <u>RELATIVA</u>
Polipropileno estándar	104	0.91
Polipropileno reforzado	127	0.97
Polietileno alta densidad	100	0.95
Polietileno baja densidad	88	0.92
PVC	66	1.46
Kynar (R)	143	1.77

Como se puede observar en la tabla 3, los materiales plásticos tienen una baja densidad, lo cual los hace convenientemente ligeros como materiales de relleno de columnas.

La cerámica o porcelana química son utilizadas cuando por corrosión no se pueden usar aceros inoxidable de baja aleación y el uso de aleaciones especiales tendría un costo prohibitivo, ni tampoco se pueda usar los materiales plásticos debido a una alta temperatura de operación (como en las plantas de ácidos minerales). El costo de la cerámica o porcelana química es relativamente bajo, pero su resistencia mecánica deja mucho que desear. En igualdad de condiciones, es inferior técnicamente a los plásticos y metales.

El uso de carbón como material de fabricación de empaques está restringido al anillo Raschig y cuando se manejan fluidos fluorados, aunque si la temperatura de operación es baja se pueden utilizar algunos plásticos. El carbón como material de relleno de columnas es costoso debido a la dificultad de su procesamiento y con las demás desventajas de las cerámicas.

El desarrollo de las diversas configuraciones de empaque permanece como un arte empírico. Para una cierta forma de empaque se recurre a la evaluación experimental de su comportamiento hidráulico y eficiencia. En realidad, se recurre a la correlación de datos experimentales debido a que se ignora bastante sobre el flujo de fluidos dentro de una cama empacada⁽¹³⁾.

Quizá el primer tipo de empaque utilizado comercialmente fué el anillo Raschig. Este es un cilindro simple y hueco, cuya altura es igual a su diámetro exterior. Se fabrica en todos los materiales mencionados

para empaques, metal, cerámica, plástico y carbón; siendo lo más frecuente el encontrarlo en cerámica y carbón, ya que en los otros materiales existen configuraciones superiores al anillo Raschig. Se puede empacar en forma ordenada o al azar, y también se usa como soporte de catalizador en reactores de lecho fijo.

Como un primer intento de aumentar el área disponible para la transferencia de masa del anillo Raschig, se le insertó a éste una partición simple (anillo Lessing) y dos particiones en forma de cruz (anillo de partición). Estos dos empaques ya solo se fabrican en cerámica comercialmente, y es frecuente el encontrar al anillo de partición empacado en forma ordenada sobre barras de AludurTM (material cerámico), a manera de soporte de empaque al azar. Otras modificaciones al anillo Raschig consistieron en insertarle hélices o espirales simples, dobles y hasta triples. Estas configuraciones están en desuso.

Con el propósito de incrementar la aleatoriedad del empaçado, a finales de la década de 1930 se propusieron las sille^{tas} Berl, que como su nombre indica semejan a una silla de montar. Una mejora a la sille^{ta} Berl se obtuvo cambiando a dos radios de curvatura, lo cual dió origen a la sille^{ta} Intalox. Las sille^{tas} Intalox se fabrican en plástico y cerámica. Si se ondulan los bordes de la sille^{ta} Intalox, se tiene la sille^{ta} Superintalox, la cual tiene ligeras ventajas técnicas sobre la de bordes simples.

Dos tipos de empaques plásticos patentados, no convencionales, son el Maspac (Marca Registrada Dow Chemical) y el desarrollado por A.J. Teller, el Tellerete (Marca Registrada Ceilcote Co.).

Una significativa mejora al anillo Raschig se dió a principios de la década de 1950, desarrollada por la compañía BASF, haciendo diez hendiduras hacia adentro del cilindro, y por lo tanto dando accesibilidad a los flujos al área interna. Originalmente se llamó anillo Pall a este empaque, aunque hoy en día se le encuentre con otros nombres comerciales.

Posteriormente se harían modificaciones al anillo Pall, dando origen al anillo HY-PAK (Marca Registrada Norton Co.), haciendo las diez hendiduras dobles, y el Miniring (Marca Registrada Glitsch Inc.), que también es un anillo ranurado, pero cuya altura es una tercera parte de su diámetro exterior.

Haciendo una modificación híbrida entre la configuración de silleta y anillo ranurado, se dió origen a la silleta Intalox metálica (Marca Registrada Norton Co.) a finales de la década de 1970, y equivalentes similares como el anillo Nutter (Marca Registrada Nutter Inc.). Estos empaques solo se fabrican en metal.

Los empaques estructurados se hacen principalmente en metal, aunque se pueden hacer de plástico y cerámica. No obstante que hace ya mucho tiempo que fueron ideados, ha sido en la década de 1980 en que han comenzado a incursionar exitosamente en la industria, sobre todo para separaciones muy difíciles y donde los fluidos sean limpios.

Son generalmente más costosos que los empaques al azar, pero sus ventajas técnicas los han promovido. Para un material metálico dado y una torre de dimensiones fijas, tendrán entre 10 y 35% más capacidad; 10 a 20% más eficiencia en cuanto a platos teóricos y 5 a 20% más costo que el mejor empaque aleatorio. Existen tres

modalidades principales de los empaques estructurados modernos:

1.- Rejillas, las cuales tienen pocas aplicaciones, son de gran capacidad pero eficiencia muy pobre (su eficiencia es semejante a la de empaques de 3").

2.- Módulos de lámina corrugada, que es la modalidad de empaque estructurado más exitosa en su aplicación dadas sus ventajas técnicas y costo no excesivo.

3.- Módulos de malla metálica, que es uno de los dispositivos de transferencia de masa más poderosos que existen, al tener alturas de plato teórico equivalente del orden de 8" ⁽²⁶⁾. Su desventaja es el alto costo, ya que éste duplica o hasta triplica el costo del otro empaque estructurado modular de lámina corrugada⁽²⁷⁾.

Los empaques tipo modular se hacen en alturas fijas dependiendo del fabricante, del orden de 300 mm para los de lámina y 150 mm para los de malla. De esta forma cuando se va a especificar una altura empacada con empaque estructurado modular se debe tomar en consideración la cantidad de módulos de altura fija.

Ejemplo.- se requieren 10 etapas teóricas para una separación dada, para la cual el empaque estructurado elegido tiene una altura equivalente de plato teórico de 280 mm (11"). La altura teórica requerida de la cama es de:

$$10 \times 280 \text{ mm} = 2800 \text{ mm}$$

Pero si este empaque es fabricado solamente en una altura fija

de 300mm, se tiene que ajustar la altura para usar 10 módulos con una altura total de 3000 mm. Generalmente se prefiere redondear al valor inmediato superior de módulos.

Para diámetros de torre menores a 600 mm. los empaques estructurados se pueden hacer en una sola pieza del mismo diámetro interno de la torre, no obstante la altura del módulo la fije el fabricante del empaque; la tolerancia en el diámetro es muy pequeña con el fin de evitar la emigración del líquido hacia las paredes del recipiente. Esta fabricación en una pieza de diámetro igual al de la torre está restringida a la existencia de un acceso en forma de brida integral. Para diámetros mayores se fabrican en varias piezas para que puedan pasar por los registros. Hay que recalcar la importancia de que la pared del recipiente sea bastante uniforme para evitar que se dañe el empaque mientras se coloca en la torre.

Si bien la distribución del líquido dentro de una torre empacada es de vital importancia para su buen funcionamiento como se verá posteriormente, la distribución del líquido en la parte superior del empaque estructurado es todavía más crítica dada su configuración.

3.-INTERNOS⁽¹⁴⁾

—

En una torre empacada, además del relleno o empaque, se requiere de aditamentos complementarios conocidos como internos. Estos internos son dispositivos que tienen funciones específicas, entre las cuales se encuentran la distribución del líquido, distribución del vapor, redistribución, soporte de empaque, contenedor-limitador de cama y extracción de corrientes laterales. En la Fig. 8 se muestra un diagrama simplificado de una torre de destilación típica, donde existe una alimentación intermedia, un reflujo en la parte superior, una corriente proveniente del rehervidor y salidas de vapor por el domo y líquido por el fondo.

En este ejemplo de torre empacada típica con dos camas, los internos son: dos soportes, dos limitadores-contenedores de empaque, un distribuidor de líquido de reflujo y un distribuidor-redistribuidor en la alimentación.

PLATO SOPORTE DE EMPAQUE.- La principal función de éste es servir como soporte físico de los empaques, además de cargar con el líquido retenido dinámicamente. A través de este interno deberán pasar tanto el líquido como el vapor sin que sea su objetivo ponerlos en contacto. El más utilizado de los soportes de empaque es el de inyección de gas. Este puede ser una placa perforada ondulada, donde el líquido preferentemente baja por los valles del soporte y el vapor preferentemente sube por las crestas del mismo. Se hace de tal forma que el área de las perforaciones sea mayor que el área transversal de la torre, y el área de cada perforación sea menor que el tamaño del empaque empleado (si éste es al azar); para empaque estructurado se usan soportes tipo rejilla, de tal forma que soportará físicamente y proporcionará una muy baja caída de presión. En la práctica no se estima su caída de presión, ya que ésta es despreciable comparada

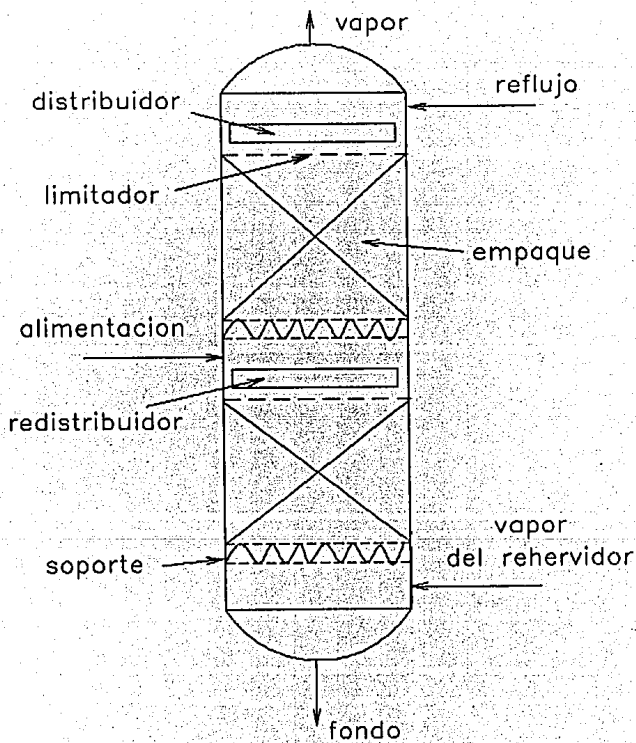


FIGURA 8 TORRE EMPACADA DE DESTILACION TIPICA

con la originada por los empaques del lecho empacado. La caída de presión de un soporte bien diseñado normalmente no excede de 0.1mmHg (Fig.12).

DISTRIBUIDORES DE VAPOR.- Este interno se utiliza en algunas ocasiones para evitar una mala distribución del vapor que se dirige al lecho empacado. El flujo de vapor normalmente se distribuye de manera uniforme dentro del lecho empacado, siempre y cuando haya entrado uniformemente al lecho. Si el vapor entrante posee una energía cinética demasiado alta, entrará al lecho empacado desuniformemente. Esto se puede solucionar con un tubo perforado cubierto con una placa de choque, cuyo objetivo es reducir la energía cinética del vapor. Generalmente se recomienda un distribuidor de vapor si el factor de capacidad del vapor F_s es mayor que $22 \text{ lb}^{0.5} / \text{pie}^{0.5}\text{s}$. Donde F_s se define como ⁽¹⁴⁾:

$$F_s = v \rho_g^{0.5}$$

F_s = Factor de capacidad del vapor ($\text{lb}^{0.5} / \text{pie}^{0.5}\text{s}$)

v = Velocidad superficial del vapor (pie/s) basada en el área transversal de la torre.

ρ_g = Densidad del vapor (lb/pie^3)

LIMITADORES-CONTENEDORES DE EMPAQUE (Fig.13).- La función de este interno es prevenir una expansión del lecho empacado,

así como mantener la parte superior del lecho empacado a nivel. Si el vapor llegase a fluidizar el empaque en la parte superior, la operación en esta zona sería altamente irregular, además de que existe la posibilidad de que algunos empaques sean arrastrados por la corriente vapor ocasionando problemas en las líneas y equipos subsecuentes. Estos limitadores pueden descansar por su propio peso sobre el empaque o sujetarse a la pared del recipiente.

DISTRIBUIDORES Y REDISTRIBUIDORES DE LIQUIDO.- Desde el punto de vista del proceso, los más importantes internos son los distribuidores y redistribuidores de líquido. Un sistema de distribución de líquido es requerido en todas las partes de la torre donde una corriente líquida sea introducida. Además de proporcionar una distribución uniforme del líquido en la parte superior del lecho empacado, el distribuidor también debe proporcionar suficiente área para el paso del vapor y así evitar una alta caída de presión o acarreo de líquido. El distribuidor de líquido debe tener un intervalo de operación alto (flexibilidad) y tener baja tendencia al ensuciamiento.

En la Fig. 9 se observa el efecto que tiene la calidad de distribución sobre la eficiencia del empaque. Por calidad de distribución se entiende que es el porcentaje del área transversal de la torre que es irrigada por el líquido. Como se observa en la figura, la pendiente de las líneas crece conforme aumentan las etapas teóricas. Es decir, cuando se requieren de muchas etapas teóricas en un lecho empacado se requerirá que la altura real de la cama sea grande. Si la distribución inicial es defectuosa, las pérdidas de eficiencia son grandes. Esto se puede solucionar de dos formas; la primera es haciendo lechos empacados cortos, reduciendo así las etapas teóricas generadas por lecho, incrementando la cantidad de lechos empacados, ya que como

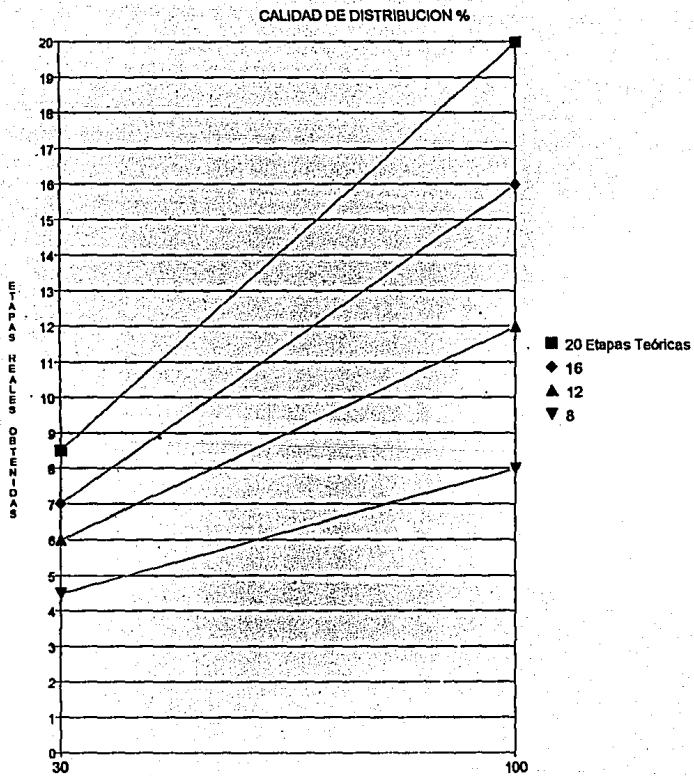


FIGURA 9 CALIDAD DE DISTRIBUCION

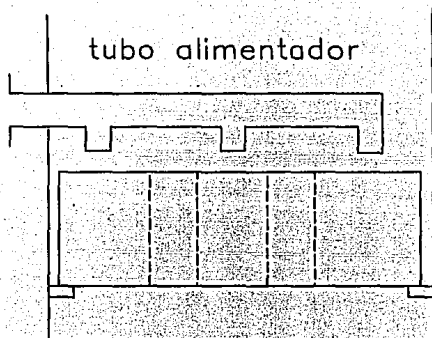
se puede observar, cuando se tienen pocas etapas teóricas, la calidad de distribución no afecta en gran manera a la eficiencia del empaque. Sin embargo, esto aumenta el costo por concepto de internos, ya que para N lechos empacados se requerirán N soportes de empaque, limitadores-contenedores, redistribuidores, anillos soporte, etc. La segunda alternativa es diseñar en forma precisa los distribuidores de líquido, procurando obtener un 90% o más de calidad de distribución. El costo adicional de un distribuidor de mayor calidad sobre los distribuidores convencionales, tales como tubos perforados, un tubo con un par de codos, una regadera o un juego de espreas, se ve justificado si la cama a irrigarse equivale a ocho etapas teóricas o más, debido a que resulta más práctico el tener menor cantidad de camas, y por lo tanto de internos. Distribuidores de alta calidad y empaques modernos permiten alturas para una sola cama empacada de hasta:

12 veces el diámetro interno de la torre,
27 etapas teóricas
u
11 metros, lo que ocurra primero. .

La clave de una buena distribución de líquido, junto con modernas configuraciones de empaque y mejores métodos de predicción del comportamiento de los empaques a escala industrial, han promovido el uso extensivo de las torres empacadas. Es el uso de mejores distribuidores de líquido y modernos empaques lo que ha permitido reducir la cantidad de lechos empacados para una separación dada. Anteriormente cuando la distribución del líquido era pobre, se requería redistribuir al líquido muy frecuentemente, lo cual daba por resultado una gran cantidad de lechos empacados. Se sabe

de torres empacadas con varias camas que generan hasta 128 etapas teóricas, lo cual representa alturas totales de torre de 80 m.

Los redistribuidores se tienen que diseñar con la misma precisión que los distribuidores (figuras 10 y 11), ya que cumplen con la misma función, solo que estos se encuentran generalmente entre dos camas empacadas. En adición a un distribuidor normal requiere de cubiertas en las chimeneas y un recogedor de líquido de la pared, para redistribuirlo. Si se hace ajustable a la pared del recipiente se puede prescindir del recogedor de líquido. Los recogedores no se consideran como redistribuidores propiamente, ya que tan solo regresan al líquido de la pared del recipiente sin redistribuirlo adecuadamente, pueden ir entre dos camas o dentro de una cama empacada.



Distribuidor tipo charola perforada
con chimeneas

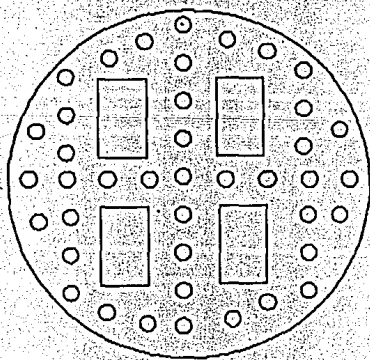
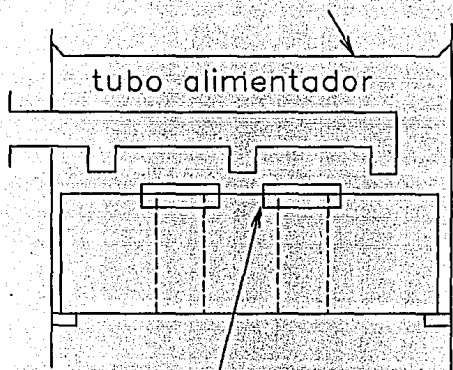


FIGURA 10 DISTRIBUIDORES DE LIQUIDO

recogedor de liquido de la pared



cubierta para las chimeneas

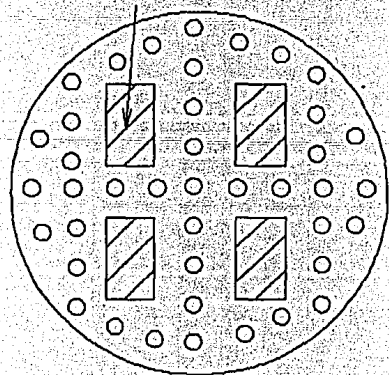
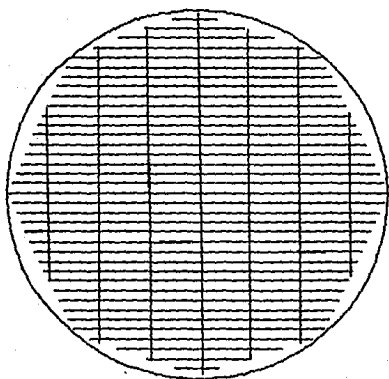


FIGURA 11 REDISTRIBUIDORES DE LIQUIDO



empaques

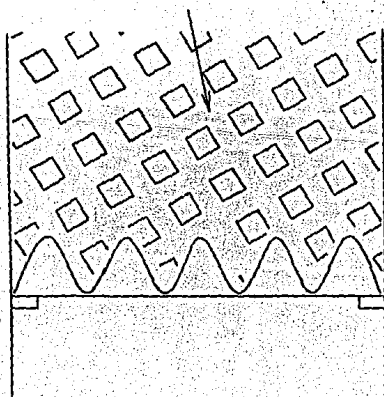
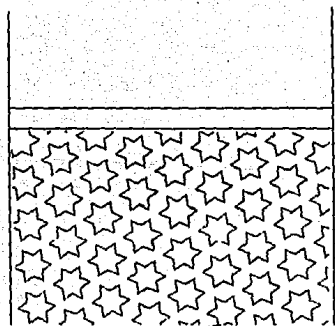
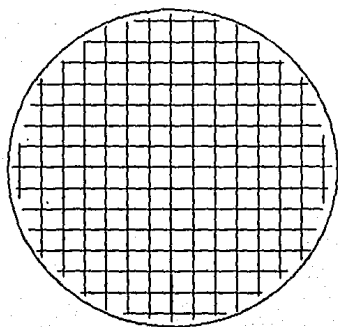


FIGURA 12 PLATOS DE SOPORTE DE EMPAQUE



empaque

FIGURA 13 LIMITADORES-CONTENEDORES DE EMPAQUE

4.- COMPARACION DE PLATOS Y EMPAQUES⁽¹⁵⁾

La selección del dispositivo de transferencia de masa para un equipo de separación depende de varios factores, entre los cuales se pueden enunciar los siguientes:

- * Experiencia previa con un dispositivo determinado a nivel industrial (preferencia del usuario).
- * Costo inicial, costo de herrajes y costo de instalación (factor económico inicial).
- * Capacidad en el manejo de flujos (producción).
- * Eficiencia de separación (calidad).
- * Caída de presión.
- * Intervalo de operación (flexibilidad).
- * Costos de operación, consideraciones de pérdidas por degradación y ahorro de energía.
- * Ensuciamiento.
- * Corrosión.

No existe un dispositivo de transferencia de masa que sea óptimo para todos los servicios de separación. Los dispositivos de transferencia de masa estudiados en este trabajo son los más populares en la industria: platos y empaques.

Antes de la existencia de empaques e internos de alto comportamiento, los platos fueron casi exclusivamente usados en las torres de diámetro mayor a un metro, debido a la incapacidad de los antiguos empaques e internos de competir en funcionamiento con los platos. Estas carencias por parte de los empaques se daban por la inadecuada distribución de los flujos líquido-vapor. Anteriormente se creía que las torres empacadas estaban confinadas a diámetros de columna menores de 1 metro.

Esto no es del todo cierto actualmente. Si bien, el uso frecuente de empaques para torres de diámetros menores a 1 metro, se dá por lo poco práctico de los platos para estos diámetros, sobre todo por la dificultad de instalación, dada la inaccesibilidad de dichos platos en espacios reducidos (en algunos casos los platos se ensamblan fuera de la torre, sujetándose entre sí por medio de varillas, los cuales se denominan platos tipo cartucho y suelen ser más costosos que los empaques); el uso de empaques se ha difundido ampliamente en su aplicación para torres de diámetro mayor.

Además, existen ejemplos típicos de torres empacadas donde la opción empacada es la más atractiva económica y técnicamente, donde el diámetro es bastante grande:

- * Manufactura del ácido sulfúrico
- * Unidades de vacío para petróleo crudo
- * Desmetanizadoras en plantas de gas
- * Absorción de dióxido de carbono y ácido sulfhídrico con carbonato de potasio.

En la producción de ácido sulfurico se utilizan algunos de los mayores diámetros de torres empacadas en plantas químicas. Diámetros de columna de hasta 10 metros han sido utilizados tanto para la torre de secado o deshidratadora y en la absorbidora de óleum. La relativa facilidad de la operación de transferencia de masa, la necesidad de mantener una baja caída de presión en las torres y la dificultad de fabricar platos en un material económico (como la cerámica) que sea adecuado dada la gran corrosión de las sustancias procesadas, han eliminado el uso de platos. Lo más frecuente es encontrar en estas torres empaques de cerámica, ya sea anillos Raschig o silletas Intalox de 50 mm y 70 mm. Es interesante notar que con el advenimiento de internos mejor diseñados, la altura de los lechos empacados se han podido abatir a la mitad. Parte de esta mejoría se ha logrado optimizando parámetros de operación, como la temperatura por ejemplo, pero primordialmente se ha debido a la intervención de mejores distribuidores de líquido. En este caso en particular, el material de fabricación favorece a los empaques; en otros casos el material de fabricación favorece a los platos.

En las unidades de vacío para crudo, las necesidades de mantener una baja caída de presión e incrementar la recuperación de gasóleos del residuo, han conducido al uso de empaques. En las unidades endulzadoras de gas natural con carbonato de potasio y en las desmetanizadoras de la plantas de gas, es el costo de instalación el que ha dado la pauta al uso de empaques.

EXPERIENCIA PREVIA CON UN DISPOSITIVO

DETERMINADO.- Uno de los factores más importantes en la selección del equipo de destilación lo constituye el hecho de qué tanta experiencia y tecnología comprobada haya para el sistema en cuestión.

La experiencia previa con equipos similares y aquello que sea lo más frecuente de encontrarse en la industria con operaciones similares a la que se tiene, muchas veces marca la guía para la selección. Asimismo, cuando triunfa una innovación tecnológica, su uso se generaliza tarde o temprano. Muchos diseñadores recurren en primer término a la averiguación de qué equipo es usado en operaciones semejantes a la suya. Por ejemplo, si se va a diseñar y especificar el equipo de separación para una solución etanol-agua, el diseñador procede a averiguar que tipo de equipo es utilizado en la industria, encontrando que una gran cantidad de torres de destilación para esta separación son torres de platos perforados de acero inoxidable de baja aleación, operando a una presión atmosférica. De esta forma se haría una selección por demás práctica. Esta solución es conservadora y válida, pero no necesariamente la mejor. Si en la industria se usa una alternativa, es por que ésta funciona sin lugar a dudas, pero cabría hacerse el cuestionamiento con mayor profundidad con el objeto de hacer una selección óptima.

En la mayoría de los proyectos de plantas nuevas, el factor tiempo es de vital importancia. Muchas veces los proyectos que llevan cierto avance en su ingeniería, no pueden cambiar las especificaciones de sus equipos no obstante existan beneficios derivados de alguna alternativa. Es la necesidad de adherirse al programa del proyecto el factor primordial en estos casos, o la conservación de las garantías por parte del licenciataria del proceso.

COSTO INICIAL DE EQUIPO INSTALADO.- Las torres empacadas suelen ser más costosas que las de platos para un material metálico dado. Esta diferencia en el costo aumenta con el precio del material. Las torres empacadas son solo ligeramente más caras que

las de platos en acero al carbón, pero en aleaciones de acero inoxidable intermedias, los platos son sustancialmente más baratos. Esto es debido al hecho de que los empaques emplean más material que los platos, ya que los primeros llenan por completo la totalidad del volumen de la torre, mientras que los platos permiten espacios libres mucho mayores.

En este renglón de costo inicial instalado, no se puede considerar a la columna de destilación en forma aislada, sino que deben tomarse en cuenta los equipos periféricos y accesorios tales como los rehervidores, condensadores, bombas, soportería de platos e instalación. Considerando el costo total, los empaques pueden ser más baratos que los platos. Tal efecto se debe a que las dimensiones de la torre (diámetro y altura) se pueden reducir con el uso de empaque, así como las dimensiones de los intercambiadores de calor. Además, cuando se usan empaques, solo se requiere soportería en los internos, mientras que los platos requieren sujetarse en cada uno de ellos. Así una destilación convencional con una alimentación intermedia y una corriente de destilado y una de fondos, si la torre es empacada requiere normalmente de cuatro sujeciones, dos para los distribuidores de líquido y dos para los soportes de empaque; mientras que para una torre de platos se requiere de una sujeción por cada plato, sean 10, 20 ó 30, dependiendo de la separación a realizar.

En el caso de que la torre sea completamente nueva, el costo puede favorecer a los platos o empaques. En general:

* Una torre de platos es mucho más económica si es pequeña y de grande sección transversal.

* Una torre empacada es más económica si es alta y de pequeño diámetro.

Tabla 4.- Factores que Infuyen en el costo Inicial de platos y empaques

	Factores favorables	
	<u>Platos</u>	<u>Empaques</u>
Flujo de líquido	Bajo	Alto
Tendencia a espuma	Baja	Alta
Viscosidad del líquido	Baja	Alta
Material de fabricación	Costoso	Económico
Cantidad de corrientes de entrada y salida	Muchas	Pocas
Presión de operación	Atmosférica	Vacío y alta presión
Diámetro de la torre	Mayor de 1 m	Menor de 1 m

Tomando ahora el ejemplo de una columna existente con dimensiones fijas (diámetro y altura). Muchos equipos existentes son susceptibles de ser mejorados en cuanto a capacidad, eficiencia y caída de presión. Si se obtiene una mejoría cambiando platos de diseño antiguo, como los platos con borboteadores, por platos de diseño reciente, como los platos de válvulas, generalmente el cambio de platos por platos será más económico que el cambio de platos por empaque. Si las necesidades de incremento de la capacidad y eficiencia sobrepasan los límites operacionales de los modernos platos de válvulas, entonces el cambio de platos por empaques es más satisfactorio y económico que la fabricación de una torre nueva con todos sus equipos periféricos correspondientes. Para torres nuevas que reemplazarán equipos existentes se tienen varias alternativas:

- * Una torre nueva para la capacidad y eficiencia deseadas.

- * Una torre nueva en paralelo a la existente para aumentar la capacidad.

- * Una torre nueva en serie para aumentar la eficiencia y mejorar la separación y calidad de los productos.

En caso de que se puedan reemplazar los platos existentes por empaques e internos, se tiene la ventaja de aprovechar los equipos periféricos existentes y si existe la limitación de espacio para construir equipos nuevos, el cambio por empaques suele ser muy benéfico. Si las necesidades previstas sobrepasan la capacidad y eficiencia de los empaques utilizando la torre existente, deberá recurrirse al empleo de equipos nuevos.

Para ilustrar lo expuesto se ponen los siguientes ejemplos:

Ejemplo 1.- Una torre de destilación tiene platos con borboteadores y su separación es satisfactoria. Sin embargo se desea aumentar su capacidad en un 10%, y los platos actuales operan a 85% de la inundación.

Recomendación.- Comenzar el cálculo considerando el cambio de los platos actuales por platos de válvulas.

Ejemplo 2.- En una torre de destilación con platos perforados se desea aumentar su capacidad en un 30% y actualmente trabaja a 75% de la inundación. El cálculo de platos de válvulas predice que al flujo futuro se estará al 95% de la inundación.

Recomendación.- Considerar el cambio a empaques. Seleccionando el tamaño y tipo adecuados se puede estar al 70% de la inundación, aprovechando el mismo recipiente.

Ejemplo 3.- En un equipo existente con platos perforados se desea obtener 50% mayor capacidad y se encuentra trabajando actualmente al 80% de la inundación. El cálculo de empaques da por resultado inundación de 100%.

Recomendación.- Construir una torre nueva.

Los ejemplos anteriores aplican para incrementos de eficiencia deseados.

CAPACIDAD EN EL MANEJO DE FLUJOS.- Las torres empacadas tienen una ventaja inherente en cuanto a la capacidad y eficiencia se refiere, sobre las torres de platos. Dado que los platos convencionales requieren una área de bajantes para el líquido, su capacidad y eficiencia son menores a las de los empaques. Un plato generalmente consta de dos partes básicas, el plato en sí y la bajante. El propósito primordial del plato es efectuar el contacto entre las fases líquida y vapor. Las bajantes tienen el principal propósito de conducir físicamente al líquido hacia abajo, plato por plato. Es casi despreciable la transferencia de masa realizada en las bajantes. En las torres empacadas se da el hecho de que el área transversal de la torre es a la vez área activa y área de bajantes. Entre mayor sea el área de bajantes requerida por los platos, mayores serán los beneficios en capacidad y eficiencia de los empaques. Existen varios métodos para determinar el área requerida para la bajante de un plato. Todos estos métodos se basan en la estimación del tiempo de residencia requerido en la bajante para que el vapor o gas que haya quedado atrapado en el líquido que abandona el plato, pueda desprenderse y seguir su camino ascendente.

En la tabla 5 se señalan factores que influyen en el incremento del área de las bajantes requeridas en los platos y se citan algunos ejemplos.

Las ventajas de los empaques sobre los platos en cuanto a su capacidad, permite en torres nuevas reducir su diámetro; si se trata de torres existentes con platos, donde el diámetro está fijo, se pueden aumentar los flujos manejados en la torre. En este caso, si los platos se hallan en el límite de su operación satisfactoria, dependiendo del tipo, tamaño y material del empaque (metálico de preferencia donde

Tabla 5.- Factores que incrementan el área de bajantes:

EJEMPLOS	
FLUJOS LIQUIDOS ALTOS	<ul style="list-style-type: none">* Absorbedores y agotadores de carbonato de potasio* Desaeradoras de agua de mar* Desmetanizadoras* Destilación extractiva (butadieno)
TENDENCIA ESPUMOSA	<ul style="list-style-type: none">* Agotadoras de agua pesada* Agotadoras de efluentes* Absorbedores de etileno
BAJA TENSION SUPERFICIAL	<ul style="list-style-type: none">* Desmetanizadoras

esto sea posible), y dependiendo del tipo de plato, se pueden eliminar estos cuellos de botella por capacidad desde un 20-50%, dependiendo también del tipo de empaque. Por ejemplo, si una torre con modernos platos de válvulas procesa 10,000 Kg/h de carga a su máxima capacidad hidráulica; eligiendo el empaque adecuado podrían procesarse hasta 13,500 Kg/h. Este incremento se encuentra dentro de valores muy típicos en plantas petroquímicas y refinerías. Obviamente un aumento en la producción estará siempre subordinado a la necesidad real del mercado por el producto. Si este es el caso, los principales cuellos de botella suelen ser los reactores y las torres de destilación. Otros equipos como intercambiadores de calor y bombas, frecuentemente poseen factores de seguridad en su diseño mayores a

40%, precisamente previendo posibles aumentos a la capacidad a la que fueron especificados, aunque cabe señalar que esto no es regla general y antes de empezar cualquier reacondicionamiento o compra de equipo, habrá de recalcularse los equipos existentes. Asimismo aumentos justificados en la producción, y por lo tanto en la capacidad, hacen que el tiempo del retorno de inversión de la adquisición de los empaques e internos sea bastante corto. Varias torres de destilación de plantas petroquímicas y refinerías requieren del aumento de su capacidad, y tienen platos susceptibles de cambiarse. A continuación se muestra una tabla con la capacidad relativa de distintos platos y empaques para un diámetro de torre dado. Para efectos de comparación, el valor de 1.0 representa la capacidad relativa de los platos de válvulas a su máxima capacidad de operación (es decir, al 85% de la inundación)

Tabla 6.- Capacidad relativa de platos y empaques

DISPOSITIVO	CAPACIDAD RELATIVA
Empaques estructurados	1.4
Empaques metálicos	1.3
Platos de válvulas	1.0
Platos perforados	0.9
Empaques de plástico y cerámica	0.8
Platos con borboteadores	0.8

EFICIENCIA DE SEPARACION.- Las ventajas inherentes de los empaques sobre los platos en cuanto a eficiencia se basan en las mismas razones mencionadas en cuanto a la capacidad. El área activa de los platos se ve restringida por el área de las bajantes, y en dichas

bajantes la transferencia de masa es casi despreciable. Los parámetros del sistema que incrementan el área de las bajantes, aumentan el diámetro de la columna y reducen la eficiencia del plato, debido a la menor área activa. Las torres empacadas no requieren de una área inactiva para conducir al líquido hacia abajo de la torre. Otro factor que reduce considerablemente la eficiencia de los platos es cuando se manejan líquidos con alta viscosidad. También la eficiencia de las torres empacadas disminuye con una alta viscosidad de líquido, pero no en la manera tan notoria como baja la eficiencia de los platos, debido a que la torre empacada dispersa más a la fase líquida. Este factor es muy importante cuando la viscosidad del líquido es mayor que 1 cps. También en el caso de transferencia de calor por contacto directo (torres de "Quench"), la eficiencia de las torres empacadas sobrepasan a la de las torres de platos por un factor de cuatro veces.

En resumen, las torres empacadas tienen ventajas sustanciales de eficiencia sobre las torres de platos cuando se encuentran las siguientes condiciones:

- *Flujos líquidos altos
- *Sistemas con tendencia al espumamiento
- *Sistemas con baja tensión superficial
- *Sistemas con alta viscosidad de líquido
- *Contacto directo para transferencia de calor (torres de "Quench")

El objetivo de tener una mejor eficiencia de separación es deseable si se requiere mejorar la calidad de los productos. Hoy en día, dada la diversificación de mercados y la competencia internacional, los productos petroquímicos y refinados del petróleo

deben cumplir cada vez con mayores exigencias de calidad (mayor pureza) para ser competitivos, y de este factor pueden depender las políticas y utilidades de una industria dada. Por citar un ejemplo, un aumento en la calidad (mayor pureza) de monómeros comunes como el estireno, cloruro de vinilo, acetato de vinilo, ácido acrílico y metil metacrilato, de 99.5% a 99.9% (por ciento en peso), además de aumentar considerablemente las ganancias por el producto de mejor calidad (más de 20% de mayor ganancia para algunos de éstos), asegurará la permanencia en el mercado de la industria en cuestión.

En este punto es muy importante la parte de la reacción química, así como las torres de destilación. Las etapas teóricas requeridas en una destilación dada se puede aumentar cambiando platos por empaques en más del 15%.

CAIDA DE PRESION.- Tanto la fase líquida como la gaseosa sufren una caída de presión a través de la torre de destilación. Dado que la fase líquida desciende en la columna por la acción gravitatoria, la caída de presión de esta fase no es tan vital como la de la fase vapor, que asciende a través del equipo. Gran parte de la energía cinética del vapor le es transmitida en el rehervidor. Una alta caída de presión referida a la fase vapor, refleja la necesidad de una alta carga térmica en el rehervidor, y por lo tanto en el condensador también. Típicamente la caída de presión referida a la fase vapor en torres empacadas es menor a la desarrollada en torres de platos por un factor de cinco veces. Es decir, la caída de presión de las torres empacadas es tan solo 20% de la caída de presión en las torres de platos. La caída de presión del vapor se dá por las restricciones a su flujo, como lo son los empaques y los platos, así como por el efecto de la colisión contra el líquido descendente. La mayor caída de presión de los platos

se debe a que las perforaciones, válvulas o cachuchas significan fuertes restricciones al flujo del vapor, además de que en cada plato se halla el líquido fluyendo en forma horizontal, formando un sello de líquido que también le significa una fuerte restricción al flujo del vapor. Las restricciones al flujo del vapor de los empaques y el líquido descendente a contracorriente no son tan drásticas como con los platos. Los internos de las torres empacadas se diseñan de tal manera que ofrezcan la mínima resistencia al flujo del vapor y su caída de presión es por lo tanto muy baja.

La caída de presión puede impactar en numerosos aspectos a la unidad de destilación y sus equipos periféricos.

La separación se dificulta al aumentar la temperatura en términos de razón de reflujo y/o etapas teóricas requeridas. La temperatura de operación del sistema puede aumentar debido al incremento de la caída de presión conferida por el dispositivo de transferencia de masa. Como se mencionó, una de las claves para la determinación de la presión de operación de la columna consiste en determinar los requerimientos de carga térmica en el rehevador y condensador.

En la selección de la presión de operación, el ingeniero normalmente comienza por el domo de la columna. La primera consideración que se hace es evitar el uso de un sistema de refrigeración para el condensador. Para algunas sustancias, su temperatura normal de condensación es baja, pero es posible aumentarla si se incrementa la presión de operación. Si la refrigeración puede ser evitada, es que la temperatura de condensación es superior a 40 grados C, que es la temperatura límite para usar condensadores a base de agua de enfriamiento o aire. Si la naturaleza de las sustancias

es tal que pese al haber aumentado la presión de operación, un sistema de refrigeración es indispensable, entonces se busca el menor grado de refrigeración posible para reducir los costos de operación del sistema refrigerante. Entonces, una mayor presión en el domo permitirá una condensación menos costosa dada la menor carga térmica requerida en el condensador.

Por otra parte, en el fondo de la columna, en el rehervidor, el ingeniero busca una presión de operación baja para:

*Minimizar posible degradación o polimerización térmica en sistemas sensibles al calor.

*Disponer del uso de energía de calidad menor en el rehervidor. El uso de energía de mayor calidad es mediante vapor de servicio de mayor presión, temperatura y/o flujo, o mediante el uso de un sistema de calentamiento por aceite térmico o alguna otra fuente energética, lo cual es más costoso.

*Reducir las dimensiones del rehervidor debido a una menor temperatura de fondos de la corriente de proceso.

De esta forma, los factores a considerar en la determinación de la presión de operación de la columna son:

*Sustancias a ser destiladas.

*Temperaturas y costos disponibles para los medios de calentamiento y enfriamiento.

*Costos de rehervidores y condensadores.

Las presiones de operación altas favorecen a los condensadores mientras que las presiones de operación bajas favorecen a los rehervidores.

Entre el condensador y el rehervidor se encuentran los dispositivos de transferencia de masa. El efecto causado por la caída de presión en estos dispositivos, puede influenciar la selección de un dispositivo dado, debido a su impacto en el condensador y rehervidor, y por ende en los costos de capital y operacionales del condensador y rehervidor. En general, reducciones en la caída de presión de los dispositivos de transferencia de masa vienen a ser más importantes en aquellos casos donde la presión de operación es menor a dos atmósferas. Presiones de operación mayores no son influenciadas en forma importante por la caída de presión en los dispositivos de transferencia de masa, y las presiones elevadas de operación pueden favorecer principalmente a los platos, o en algunos casos como cuando se requieren áreas de bajantes grandes, a los empaques, como en el caso de las torres desmetanizadoras.

Para una sustancia dada, su presión de vapor aumenta con la temperatura. También la pendiente de la presión de vapor como función de la temperatura aumenta al incrementarse la temperatura. Cuando la presión de operación es aumentada debido a una alta caída de presión dentro de la torre, necesariamente deberá aumentar la temperatura de operación. Este fenómeno es aprovechado cuando se procesan sustancias de bajo punto de ebullición, como el metano, ya que al aumentar la presión de operación se requiere quitar menos carga térmica en el condensador. Por ejemplo, si se quisiera destilar

una mezcla de aire en sus principales componentes, oxígeno y nitrógeno, a presión atmosférica, se requerirían temperaturas de operación entre -183 y -196 grados C. Dada la imposibilidad práctica de implantar sistemas de refrigeración económicos para operar a temperaturas tan bajas, se hace necesario aumentar la presión de operación con el propósito de incrementar la temperatura de operación.

Por otra parte, sustancias orgánicas que son susceptibles de degradarse o polimerizarse por efectos térmicos, obligan a operar las columnas de destilación a presiones de vacío (menor a la atmosférica), con el objeto de reducir la temperatura de operación. Así, sustancias cuya temperatura normal de ebullición sea mayor que su temperatura de descomposición o polimerización, tienen que destilarse al vacío. En estos casos los empaques son muy favorables por su baja caída de presión.

La volatilidad relativa es un parámetro que indica la facilidad de separación de una mezcla dada. En intervalos bajos de temperatura (del orden de $5-15$ grados C), la volatilidad relativa varía poco. En intervalos mayores de temperatura, la volatilidad relativa es inversamente proporcional a la temperatura.

A modo de ejemplo se compara la destilación de etilbenceno/estireno que se realiza a presiones de vacío dada la sensibilidad térmica del estireno y la separación de n-butano/isobutano, que debido a su temperatura normal de condensación, requiere una presión de operación alta para usar agua de enfriamiento en el condensador. En ambos ejemplos los productos de domo y fondo se requieren con una pureza relativamente alta. Ambas unidades trabajan con una temperatura de la corriente de proceso en el condensador de

40 grados C, donde los platos empleados generan una caída de presión de 160 mmHg y los empaques una caída de presión de 40mmHg. En la tabla 7 se comparan la temperatura y presión de domo y fondo para los dos casos, para el caso de una torre de platos y una torre empacada.

Tabla 7.- Condiciones de operación para la separación de etilbenceno/estireno y n-butano/isobutano

<u>Etilbenceno/estireno</u>	Domo	Fondo
Platos	40C/40.6mmHg	102C/200.6mmHg
Empaques	40C/40.6mmHg	76C/80.6mmHg
 <u>n-butano/isobutano</u>		
Platos	40C/3950mmHg	54C/4110mmHg
Empaques	40C/3950mmHg	53C/3990mmHg

Como se puede observar, el uso de empaques en lugar de platos en el sistema de presión baja etilbenceno/estireno, dá una diferencia de 26 grados C en la temperatura del fondo, mientras que en el sistema de presión alta n-butano/isobutano, la diferencia de temperatura en el fondo es de 1 grado C. En el sistema etilbenceno/estireno, el uso de empaques que necesitarán una temperatura del rehervidor inferior en 26 grados C, permitirá las siguientes alternativas:

*Reducción del tamaño del rehervidor por un factor de 3:1⁽¹⁵⁾, lo cual resulta un significativo ahorro en el costo de capital en caso de que este fuera un equipo nuevo.

*Incremento en la capacidad del rehervidor en un factor de 3:1, en caso de un equipo existente y de que esto fuera necesario.

*Reducción de la energía requerida en el rehervidor, manteniendo el mismo tamaño y capacidad del rehervidor si este ya existe.

En resumen, de la importancia de la caída de presión en la selección entre platos y empaques, se tiene los siguiente:

1.- Una menor caída de presión no representa una ventaja para los empaques comparada con la de los platos en operaciones de destilación cuya presión de trabajo sea mayor a dos atmósferas.

2.- Una menor caída de presión favorece el uso de empaques contra el de platos si la presión de operación de la torre es menor o igual a dos atmósferas, sobre todo si las sustancias manejadas son susceptibles de descomponerse o polimerizarse, debido a un incremento en la temperatura de operación.

3.- Los beneficios de la menor caída de presión de las torres empacadas son mayores entre menor sea la presión absoluta de operación de la torre.

4.- Los beneficios de la menor caída de presión de las torres empacadas son:

-Con la presión del domo fija en destilación:

*Menores rehervidores en cuanto a su tamaño y/o

***Mayor capacidad en los rehervidores y/o**

***Uso de energía de menor calidad en los rehervidores.**

***Reducción de la pérdida de productos debido a degradación o polimerización térmica.**

***Incremento en la volatilidad relativa o facilidad de separación.**

-Con la presión del fondo fija en destilación:

***Menores condensadores en cuanto a su tamaño y/o**

***Mayor capacidad de los condensadores y/o**

***Menor carga térmica en el condensador.**

En absorbedores e intercambiadores de calor por contacto directo, la menor caída de presión de las torres empacadas ofrece apreciables ahorros en los costos de capital y de operación de los compresores o sopladores que manejan a la fase gaseosa, principalmente si la presión de operación es menor o igual a dos atmósferas.

INTERVALO DE OPERACION.- Como se mencionó con anterioridad, el intervalo de operación o flexibilidad operacional depende del tipo de plato o empaque empleado. El mayor intervalo de operación lo tienen los platos con borboteadores. El menor intervalo de operación lo tienen los platos perforados sin bajantes (platos a contracorriente). El factor limitante de la flexibilidad en las torres empacadas no lo es el

relleno en sí, sino los distribuidores de líquido.

En muchos casos un intervalo de operación eficiente de 2:1 es suficiente. Por ejemplo, si 100% son los flujos normales, es frecuente el especificar flujos máximos de 120% y mínimos de 60%, de acuerdo a la costumbre entre varias firmas de ingeniería, sin ser esto una regla general.

En la tabla 8 se muestran los intervalos de operación típicos para diversos platos y empaques.

COSTOS DE OPERACION.- A los ahorros en los costos de operación y por lo tanto de energéticos, deberían dárseles mayor importancia de la que normalmente se les dá, particularmente en

Tabla 8.- Flexibilidad típica de platos y empaques⁽¹⁸⁾

<u>DISPOSITIVO</u>	<u>INTERVALO DE OPERACION</u>
Platos con borboteadores	10 : 1
Platos de válvulas	5 : 1
Empaques metálicos modernos (al azar o estructurados)	4 : 1
Empaques plásticos	3 : 1
Empaques cerámicos	2 : 1
Platos perforados	1.5 : 1
Platos perforados sin bajantes	1.25 : 1

México. En países con abundancia de petróleo y gas, como el nuestro, pareciera no importar mucho el ahorro de energía. Sin embargo, este es un factor vital en países desarrollados donde la industria mantiene a su tecnología competitiva gracias a la optimización de sus procesos, donde los costos de operación se reducen a un mínimo por unidad de producto procesado. Aunado al abatimiento en el costo directo de producción, está el ahorro a largo plazo del aumento en la productividad mediante equipos de control automático.

La mayor cantidad de energía requerida en una torre de destilación está en el rehedidor del fondo de la torre de destilación. Optimizando las condiciones de operación y usando mejores dispositivos de transferencia de masa, podrán mejorarse la capacidad y la eficiencia y reducirse la caída de presión, como se vió. La reducción en la caída de presión es proporcional a los ahorros de energía en una torre de destilación, sobre todo si se está trabajando a una presión igual o menor a dos atmósferas.

ENSUCIAMIENTO.- Si un sistema dado tiende apreciablemente al ensuciamiento, se pueden utilizar platos perforados con agujeros grandes (1") o platos tipo mampara. La suciedad severa descarta el uso de platos de válvulas, platos con borboteadores y empaques por la posibilidad de taponamiento. Como regla general, si en una cierta aplicación moderadamente sucia, es posible utilizar platos de válvulas, entonces también será posible utilizar empaques.

El ensuciamiento de las corrientes manejadas en una torre de destilación, suele presentarse por algunas de las siguientes causas:

- a) Materiales sólidos presentes en la alimentación.

b) Polimerización o degradación de productos en la torre.

c) Otras reacciones químicas en la torre.

Si el caso es de materiales sólidos presentes en la alimentación, habría de analizarse la factibilidad de si el ensuciamiento puede ser eliminado mediante alguna de las siguientes opciones:

*Por filtración.

*Tratamiento de la corriente de alimentación, por ejemplo, un tanque de lavado y sedimentación o cambios en el proceso.

Como ejemplos de la eliminación de ensuciamiento se tienen la torre absorbidora de óxido de etileno y la torre de recirculación de etilbeneceno/estireno, en los cuales se han hecho modificaciones al proceso y tratamientos previos. El agua utilizada en la torre absorbidora de óxido de etileno, se separa de éste en una torre agotadora. Esta agua se recircula al proceso, pero al salir caliente de la agotadora, es necesario un paso de enfriamiento para hacer posible la absorción en forma conveniente. En un principio se utilizaron torres de enfriamiento abiertas. Sin embargo al contacto con el aire, el óxido de etileno residual en el agua sirve de nutriente para el crecimiento de algas, las cuales dada su naturaleza pastosa dificulta una filtración adecuada. Se tendría que recurrir al uso de un filtro automático especial para eliminar el alga o cambiar a un intercambiador de calor de tubos y coraza para enfriar el agua indirectamente. El uso de algicidas se descarta porque existe el riesgo de contaminación del producto. En la separación de etilbeneceno/estireno, diminutas partículas poliméricas entran en la alimentación a la torre, siendo demasiado pequeñas para

poder ser filtradas adecuadamente en forma económica, aglomerándose en el interior de la torre debido a la presencia de hidrocarburos y agua. En este caso, como el agua no está presente en la alimentación, el pre-secado de la unidad reduce sustancialmente el problema.

En cuanto a la polimerización, degradación térmica y otras reacciones químicas indeseables, dos factores inciden principalmente: el tiempo de residencia y la temperatura. Como se mencionó anteriormente, una reducción en la caída de presión resultante del cambio de platos por empaques, también provocará un descenso en la temperatura, con lo cual se reducirán las posibilidades de reacciones químicas indeseables, polimerización y degradación térmica. Un tiempo de residencia alto también favorece reacciones químicas indeseables. Típicamente, el tiempo de residencia de las torres empacadas es de tan solo un 25% del tiempo de residencia de las torres de platos en promedio, esto debido a que el recorrido de la fase líquida en una torre de platos es mucho mayor al descender verticalmente por las bajantes y atravesar horizontalmente a cada uno de los platos, mientras que en las torres empacadas el flujo líquido desciende más o menos en forma vertical. Además, dada la configuración de los platos, existen áreas de alto tiempo de residencia, ya que el flujo de la fase líquida en el plato solo es lineal en el centro del plato, coincidiendo este patrón de flujo con la cuerda formada por el vertedero de la bajante, formándose ciclos de flujo en la periferia del plato que colinda con la pared del recipiente.

CORROSION.- Los platos están prácticamente limitados a su fabricación en metales maleables. Los platos de carbón, plástico, cerámica y fierro colado son imprácticos.

En los platos existe la opción de elegir un material con una cierta corrosión permisible, es decir, haciéndolos de un espesor grande (1/4" por ejemplo), o bien especificar un material de mayor aleación. Esto mismo aplica para los internos de las torres empacadas.

Sin embargo, dado el pequeño espesor de los empaques metálicos, estos no permiten tolerancias grandes a la corrosión, por lo que se debe elegir un material que no sea atacado químicamente por las sustancias manejadas.

En el caso de que el uso de metales no sea económico debido a la corrosión, y se requieran materiales plásticos, cerámicos o carbón, se usan los empaques ya que estos sí se fabrican en estos materiales.

5.-CASOS DE ESTUDIO

CASO 1.- SEPARACION DE DICLOROBENCENO

Este ejemplo ha sido tomado del manual de cálculos de Ingeniería Química ⁽¹⁷⁾.

En este ejemplo, el autor seleccionó platos perforados y compara con platos de válvulas para la separación del diclorobenceno de un producto de reacción de elevado punto de ebullición. Al tratarse de productos sensibles a la temperatura, con el fin de evitar reacciones térmicas indeseables que se podrían dar si la destilación se llevara a cabo a presión atmosférica, se determinó que si la presión en el fondo era de 100 mmHg absolutos, se evitaría dicho problema. También determinó que la separación para efectuarse requiere de 20 platos reales.

Los siguientes datos también son proporcionados por el autor:

Condiciones de la columna en la sección superior.-

Gasto de vapor = 31300 Kg/h

Gasto de líquido = 9120 Kg/h

Viscosidad del líquido = 0.35 cps

Densidad del líquido = 1230 Kg/m³

Tensión superficial del DCB líquido = 16.5 din/cm

Temperatura promedio para la sección superior = 366 K

Peso molecular del DCB = 147

Volatilidad relativa = 3.6

Se hace notar que la caída de presión se supone igual a 3mmHg/plato, y la presión del domo se fija en 40 mmHg para que en el

fondo no rebase los 100 mmHg.

El espaciamiento entre platos calculado fué de 24 pulgadas, el diámetro interno de la columna de 3.4 m y la inundación del plato diseñado fué de 60%, de acuerdo al autor esta inundación es la máxima para una destilación al vacío. La eficiencia de plato estimada fué de 60%. El recálculo de la caída de presión esperada fué de 3.5 mmHg/plato perforado y 2.9 mmHg/plato de válvulas.

Para el alcance de este trabajo, los demás detalles del diseño no son de importancia, tales como diámetro de las perforaciones, altura de derramadero y área de bajante, aunque en la referencia citada se pueden encontrar estos resultados y el procedimiento del autor.

Lo que se pretende demostrar es la ventaja de la selección de empaque en lugar de los platos. Supóngase que la torre fué diseñada y construida de acuerdo al ejemplo. Entonces es posible mejorarla con el reacondicionamiento de cambiar los platos existentes por empaques, en el siguiente orden de ideas:

- 1.- Incremento en la capacidad.
- 2.- Mejoramiento de la calidad de los productos (eficiencia).
- 3.- Ahorro de los consumos de energía. Este punto solo se va a comentar, no se va a demostrar por falta de datos del componente pesado.

La torre de platos se encuentra a su máxima capacidad, ya que 60% de inundación para operaciones al vacío es un valor límite en los platos. Un aumento en la capacidad de la torre ya no es posible mediante el uso de los platos existentes, por lo que se analiza hasta

donde se puede aumentar la capacidad de ésta sin perder eficiencia, es decir, que la separación tenga por lo menos los platos teóricos actuales.

Los platos teóricos actuales son:

20 platos reales * 0.6 eficiencia = 12 platos teóricos

La altura disponible para empacarse es:

20 platos reales * 24" de espaciamiento = 480" (12192 mm),

Digamos 12 metros aproximadamente.

Seleccionando en principio un empaque comercial, el Intalox(R) Metal Tower Packing de Norton Co. (Se puede elegir cualquier otro empaque comercial equivalente), de acuerdo al fabricante, se tienen las siguientes estimaciones para la altura equivalente de plato teórico HETP⁽¹⁸⁾:

$$\text{HETP} = A (\sigma/20)^{-0.16} (1.78)^\mu \quad \text{para } \mu \leq 0.4 \text{ cps}$$

$$\text{HETP} = B (\sigma/20)^{-0.19} (\mu / 0.2)^{0.21} \quad \text{para } \mu > 0.4 \text{ cps}$$

Donde:

HETP = altura equivalente de un plato teórico (mm)

A = constante dependiendo del tamaño del empaque (mm)

B = constante dependiendo del tamaño del empaque (mm)

σ = tensión superficial (dina/cm)

μ = viscosidad (cps)

Los valores para las constantes son:

TABLA 9.- Valores de A y B⁽¹⁸⁾:

TAMAÑO DEL EMPAQUE(mm)	15	25	40	50	70
A (mm)	272	351	412	550	758
B(mm)	296	383	452	599	827

Usando la primera ecuación del HETP ya que la viscosidad es menor de 0.4 cps, se calculan los platos teóricos para cada tamaño del empaque:

$$\text{HETP} = A (\sigma/20)^{-0.16} (1.78)^{\mu}$$

La viscosidad es de 0.35 cps y la tensión superficial de 16.5 dinas/cm. Los platos teóricos están relacionados con el HETP y la altura de la torre mediante la expresión:

$$Z = N \cdot \text{HETP}$$

Donde:

Z = altura empacable, en nuestro ejemplo = 12000 mm

N = platos teóricos, en nuestro ejemplo = 12

Haciendo los cálculos se prepara la siguiente tabla:

Tabla 10.- Platos teóricos esperados para el empaque IMTP en el caso de estudio 1:

Tamaño de empaque(mm)	HETP(mm)	Platos teóricos
15	343	35
25	443	27
40	520	23
50	694	17
70	957	13

Todos los empaques considerados darán una eficiencia superior a la de los platos existentes, de acuerdo a las correlaciones de HETP que reporta el fabricante.

Hay que subrayar que los valores de eficiencia de empaque reportados por el fabricante consideran que el diseño de los distribuidores y redistribuidores de líquido es de 90% o más de calidad de distribución (ver página 29 de este trabajo para la definición de calidad de distribución). Otro tipo de distribuidores de líquido repercutirán notablemente en la eficiencia de la torre empacada.

La máxima capacidad que se puede obtener con este tipo de empaque será la que proporcionen los empaques más grandes.

De acuerdo a Otto Frank⁽¹⁰⁾, la máxima caída de presión recomendada para los empaques de acuerdo a la presión de operación es:

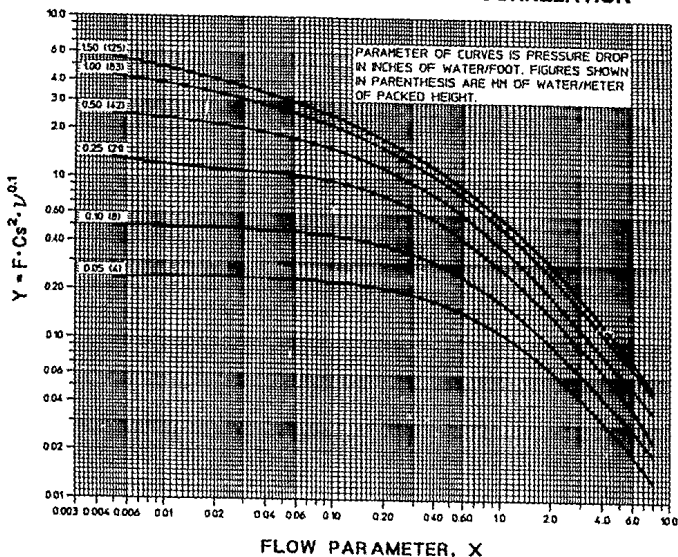
Tabla 11.- Caída de presión recomendada para empaques de acuerdo a la presión de operación:

<u>Presión de operación</u>	<u>Caída de presión</u> (plg H ₂ O/pie de cama empacada)
Presión atmosférica	0.4 - 0.75
Alta Presión	0.4 - 0.75
Destilación al vacío	0.1 - 0.2
Absorción	0.2 - 0.6

$$\begin{aligned} 1 \text{ plg H}_2\text{O/pie de cama empacada} &= 83 \text{ mm H}_2\text{O/m de cama empacada} \\ &= 6.15 \text{ mm Hg/m} \end{aligned}$$

De tal forma se procede a la utilización de las correlaciones generalizadas para la predicción de la caída de presión. En casi todos los textos de transferencia de masa donde se hable de empaques, se publican las correlaciones de caída de presión. Las correlaciones de caída de presión han sido modificadas con el tiempo, primeramente fueron propuestas por Sherwood, posteriormente modificadas por Leva y Lobo, hasta la actualmente muy difundida versión de Eckert⁽²⁰⁾.

En este trabajo se utiliza una versión más reciente del laboratorio Chamberlain⁽²¹⁾ de Norton Company (Fig. 14). Dicha correlación se encuentra programada en un disco para computadora personal.

HORTONChemical Process Products
Engineering and Development**ENGINEERING DESIGN DATA****GENERALIZED PRESSURE DROP CORRELATION****NOMENCLATURE**

PROPERTY	SYMBOL	BRITISH UNITS	METRIC UNITS	DEFINITIONS
Gas Rate	G	Lbs/ft ² sec	KG/M ² sec	$X = \frac{L}{G} \frac{\sqrt{\rho_a}}{\sqrt{\rho_L}}$
Liquid Rate	L	Lbs/ft ² sec	KG/M ² sec	
Gas Density	ρ_a	Lbs/ft ³	KG/M ³	$Cs = \frac{G}{\sqrt{\rho_a} \sqrt{\rho_L - \rho_a}} = \frac{F_s}{\sqrt{\rho_L - \rho_a}}$
Liquid Density	ρ_L	Lbs/ft ³	KG/M ³	
Liquid Viscosity	ν	Centistokes	Centistokes	$F_s = \frac{G}{\sqrt{\rho_a}}$
Coefficient F	F	----	----	

FIGURA 14

En la correlación utilizada, la abscisa viene dada por el parámetro de flujo X:

$$X = L/G (\rho_o / \rho_l)^{0.5}$$

Donde:

X = Parámetro de flujo

ρ_o = Densidad del vapor (Kg/m³)

ρ_l = Densidad del líquido (Kg/m³)

L y G = Flujo del líquido y vapor respectivamente (Kg/h)

La densidad del vapor se puede estimar como la de un gas ideal ya que la presión de operación es baja.

$$P\underline{V} = RT$$

$$\underline{V} = (82.05 \text{ atm cm}^3 / \text{gmol K})(366 \text{ K}) / (100 \text{ mmHg})(760 \text{ mmHg} / 1 \text{ atm})$$

$$\underline{V} = 228230.28 \text{ cm}^3 / \text{gmol}$$

$$\rho_o = (1 \text{ gmol} / 228230.28 \text{ cm}^3)(147 \text{ g/gmol})(1 \text{ Kg} / 1000 \text{ g})(100 \text{ cm} / 1 \text{ m})^3$$

$$\rho_o = 0.644 \text{ Kg/m}^3$$

La ordenada viene dada por:

ESTA TESIS NO DEBE
79 SALIR DE LA BIBLIOTECA

$$CsF^{0.5}v^{0.05}$$

$$Cs = G^*/(\rho_a(\rho_t - \rho_a))^{0.5}$$

$$v = \mu / (\rho_t / \rho_{t20})$$

Donde

Cs = factor de capacidad

G* = velocidad másica del vapor (lb/pie² s)

F = factor de empaque

v = viscosidad cinemática (centistokes)

Entonces se procede a alimentar los datos del problema al programa utilizado y se interpretan los resultados. En el apéndice se muestra la hoja de resultados del programa.

Primero se procede al fijar la caída de presión máxima que se espera. De acuerdo a la tabla 11, se escoge un valor conservador de 0.1 plg H₂O/pie de cama empacada (8.3 mm H₂O/m de cama empacada).

Entonces se corre el programa para los flujos actuales, y de acuerdo a la hoja de resultados del apéndice, se tiene que el empaque de 15 mm tendrá una caída de presión de 9.4 mm H₂O/m de cama empacada, lo cual es mayor a la caída de presión que se está dando

como límite. Los demás empaques, a los flujos actuales tendrán una caída de presión menor a la límite.

Posteriormente se procede a realizar las iteraciones necesarias para que los empaques alcancen la caída de presión límite. De esta forma se tiene que la caída de presión límite es alcanzada por el empaque de 25 mm si los flujos aumentan tan solo 5%, el empaque de 40 mm lo hace si los flujos aumentan en 37%, el de 50 mm al aumentar 59% y el de 70 mm con flujos 94% mayores que los actuales.

También se puede observar que el programa empleado calcula los valores de HETP y un parámetro llamado Capacidad Eficiente, mismo que el fabricante recomienda no sobrepase 90%.

Como la caída de presión se fijó al aumentar la capacidad, la caída de presión total esperada con los empaques (excepto el de 15 mm) es:

$$8.3 \text{ mm H}_2\text{O/m (12 m) (6.15 mm Hg)/(83 mm H}_2\text{O) = 7.38 mm Hg}$$

Lo cual difiere notablemente de los 60 mm Hg de caída de presión de los platos.

Si se desea aumentar la capacidad de la torre sin modificar la eficiencia se puede elegir el empaque de 70 mm. A eficiencia similar dará hasta 90% mayor capacidad. Por el contrario, si se requiere una eficiencia mayor sin un aumento a la capacidad, se puede elegir el empaque de 25 mm que dará una capacidad similar pero el doble de platos teóricos. O bien, quizás una solución de aumento en capacidad y eficiencia en forma simultánea será bienvenida, con lo que se pueden

elegir los empaques de 40 o 50 mm.

La capacidad y eficiencia de las torres empacadas son inversamente proporcionales. El costo de los empaques es proporcional a la eficiencia. Es decir, los empaques pequeños son más costosos por unidad de volumen.

En este punto se va a demostrar que la selección del empaque al azar lejos de ser arbitraria por una determinada marca comercial, debe ser optimizada. Es decir, se prefirió especificar empaque metálico porque la cerámica o el carbón no tienen razón de ser en este ejemplo (ver página 21 de este trabajo). Materiales plásticos estándares no se recomiendan por la temperatura de operación. Se tienen 366 K (93 C) en promedio en la sección de rectificación, y de acuerdo a la tabla 3 de la página 20, solo el Kynar^(R) sería aplicable. El Kynar^(R) es 3 veces más caro que el acero inoxidable. Entre los empaques metálicos se procede a hacer una corrida en la computadora con el programa empleado para comparar al empaque IMTP con los anillos Pall bajo las mismas circunstancias. Las hojas de resultados están en el apéndice.

También es posible analizar la factibilidad del uso de empaques estructurados. Los datos de empaques estructurados son relativamente recientes, y son publicados por los fabricantes respectivos, Sulzer en Europa, Glitsch y Norton en Estados Unidos entre otros. También en forma independiente se pueden adquirir datos del funcionamiento de los empaques estructurados en la Universidad de Texas en Austin, cuya investigación encabezan J.R. Fair y J.L. Bravo.

En este ejemplo se utiliza el programa de Norton en forma similar

a como se procedió en la evaluación del empaque al azar. Este fabricante tiene cuatro tipos diferentes de empaques estructurados, los modelos 1T, 2T, 3T y 5T. Estos empaques estructurados son del tipo lámina corrugada. Los empaques estructurados tipo malla son 3 veces más costosos que los empaques al azar para un material metálico dado.

De esta forma se elaboró la siguiente tabla comparativa de los empaques IMTP, anillos Pall y estructurado serie T donde se resumen los beneficios de capacidad, eficiencia y caída de presión que se obtendrían en la torre de platos si esta es reacondicionada con empaques:

Tabla 12.- Mejoras factibles de la torre de platos al reconvertirla en torre empacada en el caso de estudio 1:

<u>Tipo de empaque</u>	<u>Tamaño de empaque(mm)</u>	<u>Aumento en Capacidad %</u>	<u>Aumento en Platos teóricos %*</u>
IMTP	15	-	192
	25	5	125
	40	37	92
	50	59	42
	70	94	8
ANILLO	15	-	No calculado
PALL	25	-	No calculado
	40	6.5	No calculado
	50	29.5	No calculado
	70	59	No calculado

**Tabla 12.- Mejoras factibles de la torre de platos al reconvertirla en torre empacada en el caso de estudio 1:
(continuación)**

Tipo de empaque	Tamaño de empaque(mm)	Aumento en Capacidad %	Aumento en Platos teóricos %*
ESTRUC-	1 T	39	223
TURADO	2 T	70.5	159
	3 T	94	77
	5 T	125	29

* Basados en los 12 platos teóricos de la torre de platos. El programa no da los valores de HETP para el anillo Pall. En el caso del estructurado si se dan estos valores, y calculando los platos teóricos esperados para estos en forma similar a como se hizo con el empaque IMTP, se tiene que el 1T dará 39 platos teóricos, 31 el 2T, 21 el 3T y 15 el 5T.

En cuanto a la capacidad, comparando los empaques IMTP y anillos Pall del mismo tamaño nominal, el primero es superior al anillo Pall en todos los casos. Si bien el programa de cálculo no nos dá los valores de HETP de los anillos Pall, de acuerdo al fabricante el IMTP tiene eficiencias similares o ligeramente superiores al anillo Pall. Entonces, elegir anillos Pall en lugar de un empaque al azar de configuración moderna representaría una desventaja, sobretodo en el ranglón de capacidad. Además, el costo de los anillos Pall es mayor al del empaque IMTP para un tamaño y material dados.

Por el otro lado, los empaques estructurados parecen superiores en capacidad y eficiencia a los empaques al azar de acuerdo a la tabla:

Si se está buscando la máxima capacidad posible sin perder la eficiencia original, de acuerdo a la tabla la recomendación sería:

- 1.- Empaque 5T
- 2.- Empaque 3T ó IMTP de 70 mm
- 3.- Empaque 2 T
- 4.- Empaque IMTP de 50 mm o anillo Pall de 70 mm

Si lo que se requiere es aumentar al máximo los platos teóricos sin aumentar la capacidad:

- 1.- Empaque 1T
- 2.- Empaque 2 T
- 3.- Empaque IMTP de 25 mm anillo Pall de 25 mm

No se toman en cuenta los empaques de 15 mm ni el anillo Pall de 25 mm porque su capacidad es menor a la requerida.

Un aumento tanto de capacidad y eficiencia vendría dado por el uso de empaque IMTP ó anillos de 40 ó 50 mm y también con los cuatro empaques estructurados.

Una comparación de costos tendría que hacerse actualizando los precios de estos empaques y considerando el aumento de capacidad, eficiencia o ambos. Al tiempo que se elabora este trabajo, los empaques estructurados tipo lámina corrugada son 10 a 40% más costosos que los empaques al azar para un material dado.

El análisis de costo-beneficio del reacondicionamiento deberá incluir el costo total instalado de los empaques y sus internos, y por el lado del retorno de inversión el beneficio real por aumento en la producción y disminución del costo por Kg de producto procesado, mejora de la calidad de los productos derivados del aumento de las etapas teóricas en la separación y ahorro de energía, evaluando los ahorros provenientes de la disminución de la caída de presión, que en nuestro caso es de 60 a 7.4 mmHg. De estos puntos se habló en el capítulo de "Comparación de platos y empaques".

Tal parecería que los empaques estructurados tienen un futuro promisorio, ya que sus ventajas técnicas en cuanto a capacidad, eficiencia y baja caída de presión son muy considerables en comparación con otros dispositivos de transferencia de masa como empaques al azar y platos. Es entonces importante recordar las desventajas de los empaques estructurados:

- * Manejo de fluidos limpios
- * Cuidado en el diseño de los distribuidores y redistribuidores de líquido.
- * Los empaques estructurados se fabrican en módulos de altura fija, por lo que hay que especificar la altura de la cama de tal modo que coincida con una cantidad entera de módulos de empaque estructurado. Esto es importante en la ingeniería de detalle del recipiente.
- * La orientación del empaque estructurado es importante, por lo que hay que seguir la recomendación de los fabricantes cuando se

procede a su instalación. Algunos fabricantes recomiendan que los módulos conforme se van instalando, se vayan rotando, desde 30 grados de acuerdo a unos fabricantes hasta 60 grados de acuerdo a otros, módulo por módulo.

*El factor más crítico en el caso de una torre que se va a reacondicionar cambiando platos por empaques, es que el empaque estructurado requiere que la superficie de la pared del recipiente sea bastante regular, ya que las tolerancias de estos empaques respecto a la pared del recipiente son muy estrictas, del orden de unos cuantos milímetros, con el propósito de que el líquido no tienda a ir hacia la pared. Una torre usada de la cual se han removido los platos, contiene una gran cantidad de herrajes como los anillos soportes de los platos. Estos anillos soporte están generalmente sujetos a la torre mediante soldadura, y es sumamente laborioso y costoso el remover todos estos herrajes y soldaduras para que el empaque estructurado pueda ser introducido al recipiente. Si vale la pena la elección del empaque estructurado para reacondicionar una torre de platos, en el renglón del costo instalado se debe tomar en cuenta este inconveniente del empaque estructurado. Si el espesor del recipiente es muy pequeño, podría descartarse el uso del empaque estructurado ya que se puede dañar la torre al intentar remover soldaduras.

De acuerdo a lo expuesto en la página 30, la máxima altura de lecho empacado vendrá dada por:

12 veces el diámetro de la torre = $12 * 3.4 \text{ m} = 40.8 \text{ m}$
27 etapas teóricas u
11 metros

Entonces se tienen varias alternativas, dependiendo de la selección del empaque:

Si se usan los empaques 1T ó 2T, se deberían hacer dos lechos con un redistribuidor intermedio, ya que en una sola cama generaría 39 y 31 platos teóricos respectivamente.

Para los demás empaques la limitante es la altura total. Si lo que se pretende es aumentar la capacidad en la torre, es posible hacer una sola cama si en lugar de empacar toda la altura disponible se empacaran 10.5 metros, por ejemplo. Esto aprovechando que se tiene un gran excedente de etapas teóricas para los empaques estructurados y los empaques IMTP de 25 mm y 40 mm. Pero en el caso de los empaques IMTP y anillos Pall de 50 mm y 70 mm la recomendación sería definitivamente hacer dos lechos empacados. Para algunos diseñadores conservadores, tener dos camas de 6 m cada una sería una elección más reconfortante.

Para determinar la altura final de las camas en el caso de que se eligieran dos, se deberán diseñar el distribuidor y redistribuidor, así como especificar las elevaciones en la torre. La altura final de cada cama será de 6 m, centímetros más o menos.

Se verifica si es necesario el uso de un distribuidor de vapor de acuerdo a lo expuesto en la página 28:

$$F_s = v p_o^{0.5}$$

En las hojas de resultados se encuentran los valores de F_s para todas las corridas hechas. En el caso de los flujos actuales este valor

es de $1.193 \text{ Kg}^{0.5}/\text{m}^{0.5} \text{ s}$, y $2.685 \text{ Kg}^{0.5}/\text{m}^{0.5} \text{ s}$ para el caso de mayor aumento en los flujos, 125% para el empaque 5T. Como estos valores están por debajo de $26.85 \text{ Kg}^{0.5}/\text{m}^{0.5} \text{ s}$ ($22 \text{ lb}^{0.5}/\text{pie}^{0.5} \text{ s}$), el uso de un distribuidor de gas no es indispensable en este caso.

CASO 2.- SEPARACION DE HIDROCARBUROS

Este ejemplo fué tomado de la referencia 22. El autor a diseñado una torre de platos perforados para separar una mezcla de hidrocarburos. Las condiciones de operación del fondo son 132 grados C y 1690 mmHg. Esto con el propósito de demostrar la factibilidad del uso de empaques en un operación a aproximadamente dos atmósferas. Los otros datos son:

Flujo del líquido	=	100,130 Kg/h
Flujo del vapor	=	163,440 Kg/h
Densidad del líquido	=	655 Kg/m ³
Densidad del vapor	=	6.41 Kg/m ³
Viscosidad del líquido	=	0.24 cps
Tensión superficial	=	12.5 dinas/cm

El diámetro interno de la columna es de 4.72 m. Para este diámetro, el autor estima que los platos estan a 50% de la inundación. Si se desea aumentar al máximo la capacidad de la columna, con la torre de platos se puede lograr hasta un 25% más de capacidad. Se propone evaluar el aumento de la capacidad que vendrá del uso de empaques e internos en lugar de los platos originales.

Se descarta el uso de cerámicas, carbón o plástico, ya que no tienen aplicación estos materiales en el ejemplo (ver páginas 20 y 21 de este trabajo)

De manera similar al ejemplo anterior, se corre el programa para los empaques anillos Pall, IMTP y estructurados. Se fija la caída de presión de acuerdo a la tabla 11 en 0.5plgH₂O/pie de empaque (41.5

mmH₂O/m = 3.075 mmHg/m). Se anexan las hojas de resultados del programa en el apéndice para este ejemplo.

De esta manera se construye la siguiente tabla:

Tabla 13.- Mejoras factibles de la torre de platos al reconvertirla en torre empacada en el caso de estudio 2:

Tipo de empaque	Tamaño de empaque(mm)	Aumento en Capacidad %	HETP (mm)
IMTP	15	48	335.8
	25	65	434.5
	40	115.7	509.6
	50	149.1	680
ANILLO PALL	15	17.4	No calculado
	25	41.2	No calculado
	40	67.1	No calculado
	50	103.4	No calculado
ESTRUC- TURADO	1 T	99.6	303.2
	2 T	136.3	378.7
	3 T	182.3	555
	5 T	200	759.4

Si se supone que la eficiencia del IMTP y los anillos Pall para un tamaño y material dados son equivalentes, nuevamente se comprueba que la capacidad de los anillos Pall es inferior a la del IMTP.

Con el uso de empaques estructurados los aumentos parecen espectaculares, aunque la torre de platos está sobrada en su diseño original. Aumentos en la capacidad de las torres existentes de platos de esta índole no están tan lejos de la realidad. Hay que recordar que en México, los diseñadores de las torres de destilación hace muchos años especificaron platos con borboteadores y perforados, y dichos diseños tenían factores de seguridad reconfortantes como el utilizado por el autor en el ejemplo tomado. Pero al paso de los años, al aumentar la demanda de los refinados del petróleo y productos petroquímicos, se debe tratar de incrementar la capacidad de las refinerías y complejos, optimizando los equipos existentes, en lugar de construir equipos, plantas o refinerías nuevos. Ese es uno de los objetivos de este trabajo, ya que de tener suficiente capacidad de procesamiento, en lugar de exportar crudo, se podría exportar productos de mayor valor agregado.

Entonces se procede a verificar cuales serían los objetivos primordiales de aumentos en capacidad, eficiencia o ambos.

No se tienen datos de los platos teóricos actuales, pero con el propósito de hacer didáctico el problema, puede suponerse que los platos actuales están espaciados 14" con una eficiencia global de plato de 70%. El HETP de estos platos sería entonces:

$$\text{HETP} = 14 \text{ plg} (25.4 \text{ mm/plg})/0.7 = 508 \text{ mm}$$

Los empaques que darán la mayor capacidad sin perder eficiencia, es decir, con un HETP máximo de 508 mm son:

- 1.- Empaque 2T
- 2.- Empaque 1T
- 3.- Empaque IMTP de 25 mm
- 4.- Empaque IMTP de 15 mm

Si lo que se pretende es tener la mayor cantidad de platos teóricos sin aumentar considerablemente la capacidad, la recomendación sería de los empaques de menor HETP:

- 1.- Empaque 1 T
- 2.- Empaque IMTP de 15 mm
- 3.- Empaque 2T
- 4.- Empaque IMTP de 25 mm ó anillo Pall de 25 mm

Si se tuvieran la cantidad de los platos reales se podrían verificar la altura disponible para el empaque y cuantos lechos empacados hay que hacer.

Lo que si es posible estimar es que no es necesario un distribuidor de gas ya que de acuerdo a las hojas de resultados anexas, en ningún caso el factor F_s llega a $26.85 \text{ Kg}^{0.5}/\text{m}^{0.5} \text{ s}$.

CASO 3.- SEPARACION DE AROMATICOS

Este ejemplo es tomado de la referencia 23. Se tiene una torre de destilación para aromáticos de 6.5 pies de diámetro interno. El domo de la columna se opera a 21.4 psia. La alimentación de la columna consta desde benceno hasta aromáticos con diez carbonos. Se separa el tolueno y los demás compuestos ligeros de los xilenos y demás compuestos pesados. La columna actual tiene 60 platos de válvulas espaciados 20 pulgadas, y desarrollan 42 etapas teóricas. Los datos del fondo de la zona de agotamiento que es la parte más crítica en cuanto a su carga son:

Flujo del líquido:	133,362.8 lb/h
Flujo del vapor:	90,191.6 lb/h
Densidad del líquido:	46.2 lb/pie ³
Densidad del vapor:	0.245 lb/pie ³
Viscosidad:	0.25 cps
Tensión superficial:	12.5 dina/cm

Si se toma como criterio de máxima capacidad de los platos de válvulas ⁽²⁴⁾ que el factor Fgt no sobrepase el valor de 1.5 (pie/s)(lb/pie³)^{0.5} :

$$Fgt = Ut pg^{0.5}$$

Donde:

Fgt = factor de correlación basado en la fase gaseosa

Ut = velocidad superficial del gas (pie/s)

En este caso U_t es:

$$U_t = 90191.6 \text{ lb/h} (1\text{h}/3600 \text{ s}) (1 \text{ pie}^3/0.245 \text{ lb})/(33.18 \text{ pie}^2)$$

$$U_t = 3.08 \text{ pie/s}$$

Entonces

$$F_{gt} = (3.08)(0.245)^{0.5} = 1.5$$

De tal forma que los platos de válvulas se hallan en su límite máximo en cuanto a capacidad eficiente se refiere. Como no es posible pedirle más a estos platos, si se requiere mejorar la capacidad y eficiencia de la destilación, el camino a seguir sería mediante el uso de empaques.

De esta forma se procede a alimentar el programa de computadora de Norton empleado, calculando primeramente la caída de presión que darían los empaques a los flujos actuales y posteriormente, fijando la máxima caída de presión permisible en $0.5 \text{ plgH}_2\text{O}/\text{pie}$ de lecho empacado (de acuerdo a la tabla 11 de este trabajo), se hacen las iteraciones necesarias para averiguar hasta dónde pueden aumentar la capacidad los empaques. Se sugiere que se realicen las corridas con los empaques IMTP y estructurados serie T, ya que los anillos Pall no darán una mejoría comparados con el IMTP. La limitante por el lado de eficiencia de los empaques es que tengan a lo más el HETP actual de los platos. El HETP actual de los platos es:

$$\text{HETP} = 59 \text{ espacios} (20 \text{ plg})/42 \text{ platos teóricos} = 28 \text{ plg}$$

Se anexan en el apéndice las hojas de resultados de estas corridas y se hace un resumen en la siguiente tabla:

Tabla 14.- Resumen de resultados del cambio de platos por empaques en el caso de estudio 3:

Tipo de empaque	Tamaño de empaque(mm)	Aumento en Capacidad %	HETP (plg)	Platos Teóricos
IMTP	15	-		No calculado
	25	-	17.2	68
	40	17.2	20.2	58
	50	35.3	26.9	44
	70	No calculado	37.1	32
ESTRUC- TURADO	1 T	8.5	12	98
	2 T	28.4	15	79
	3 T	53.5	22	54
	5 T	69.2	30.1	39

De esta forma se descarta el uso de empaques al azar de 15 y 25 mm, ya que a los flujos actuales la caída de presión del empaque de 25 mm es igual a 0.794 plg H₂O/pie, lo cual es superior a la límite establecido, y obviamente la caída de presión del empaque de 15 mm será también mayor que la límite. También se descartan los empaques IMTP de 70 mm y estructurado 5T, ya que su HETP es mayor al límite, y los platos teóricos esperados serían menores a los actuales.

Las mejores alternativas si se desea aumentar al máximo la

capacidad y mantener por lo menos la eficiencia actual es:

- 1.- Empaque estructurado 3T
- 2.- Empaque IMTP de 50 mm
- 3.- Empaque estructurado 2T

Si lo que se desea es aumentar la eficiencia sin incrementar mucho la capacidad, las alternativas son:

- 1.- Empaque estructurado 1 T
- 2.- Empaque estructurado 2 T
- 3.- Empaque IMTP de 40 mm

Aquí no es indispensable un distribuidor de gas ya que el factor F_s no rebasa ni siquiera el valor de $2.6 \text{ lb}^{0.5}/\text{pie}^{0.5} \text{ s}$.

Para saber cuantos lechos empacados se tendrán, de acuerdo a lo expuesto en la página 30, la máxima altura de lecho empacado vendrá dada por:

12 veces el diámetro de la torre = $12 * 6.5 \text{ pie} = 78 \text{ pies}$
27 etapas teóricas u
11 metros

Como la altura empacable total es de aproximadamente 30 metros, y suponiendo que la alimentación esta cerca de la mitad de la torre, un arreglo conservador nos daría 4 camas en total, dos en la zona de rectificación y dos en la zona de agotamiento de aproximadamente 7.5 m cada una.

CASO DE ESTUDIO 4.- TORRE DESPROPANIZADORA

Este ejemplo es tomado de la referencia 25. Se desea separar los componentes de 3 carbonos (propano y propileno) de otros hidrocarburos de 4 a 7 carbonos (isobutano, butileno, isopentano, hexano y heptano). La torre de platos tiene un diámetro interno de 5 pies y contiene 22 platos espaciados a 24 plg. La altura empacable disponible es de 43 pies. La columna opera a 220 psia y 98 grados F en el condensador. La simulación de la destilación indica que se requieren 7 platos teóricos en rectificación y 7 platos teóricos en agotamiento para satisfacer las concentraciones de destilado y fondos, a una razón de reflujo de 1.7. De acuerdo a la simulación, la zona de mayor carga es el domo de la columna, donde la densidad del vapor es 2.02 lb/pie³ y la del líquido es 30 lb/pie³, la viscosidad del líquido es 0.2cps y la tensión superficial de 10 dinas/cm.

De acuerdo a lo expuesto en el ejemplo anterior, la máxima capacidad de los platos estará limitada por el factor F_{gt} no sobrepase el valor de $1.5 (\text{pie/s})(\text{lb/pie}^3)^{0.5}$:

$$F_{gt} = U_t \rho_g^{0.5} = 1.5 (\text{pie/s})(\text{lb/pie}^3)^{0.5}$$

$$U_t = 1.5/2.02^{0.5} = 1 \text{ pie/s}$$

Entonces la máxima carga de vapor aceptable en el domo es de:

$$G = 1 \text{ pie/s} (2.02 \text{ lb/pie}^3) (19.6 \text{ pie}^2)(3600 \text{ s/1h}) = 142531 \text{ lb/h}$$

Como la razón de reflujo externo es $R = L/D$ y por balance se tiene que $D = G - L$, entonces:

$$L = R G / (1+R)$$

$$L = 1.7 (142531)/2.7 = 89,742 \text{ lb/h}$$

El valor limitante de HETP es de:

$$\begin{aligned} \text{HETP máximo aceptable} &= 43 \text{ pies}(12 \text{ plg}/1 \text{ pie})/14 \text{ platos teóricos} \\ &= 36.9 \text{ plg} \end{aligned}$$

Si de acuerdo a la tabla 11 se toma una máxima caída de presión permisible de 0.5 plg H₂O/pie, se procede a evaluar los empaques IMTP y estructurado con el programa de computadora de Norton, cuyas hojas de resultados se anexan en el apéndice y se resumen en la siguiente tabla:

Tabla 15.- Resumen de resultados del cambio de platos por empaques en el caso de estudio 4:

Tipo de empaque	Tamaño de empaque(mm)	Aumento en Capacidad %	HETP (plg)	Platos Teóricos
IMTP	40	-	20.3	25.4
	50	-	27.1	19
	70	-	37.4	13.8
ESTRUC- TURADO	1 T	-	No calculado	
	2 T	-	15.1	34
	3 T	17.8	22.1	23.3
	5 T	30	30.3	17

Cabe señalar que de los cuatro ejemplos expuestos en esta tesis, este es el reacondicionamiento más difícil de efectuar. De acuerdo a la corrida con los empaques IMTP, se descartan los empaques de 40 mm y menores porque sus caídas de presión serían mayores a la límite. Tampoco se puede usar el empaque de 70 mm ya que su HETP de 37.4 plg es ligeramente mayor al establecido de 36.9 plg. Pero tampoco sería recomendable el uso del empaque de 50 mm, ya que si bien tanto su caída de presión de 0.439 plg H₂O/pie y su HETP de 27.1 plg están dentro de los límites establecidos, el programa nos advierte de que la capacidad eficiente de este empaque a los flujos actuales sería 96.23%. Este fabricante recomienda un máximo de 90% en este parámetro, por lo que el uso del empaque de 50 mm dará una eficiencia menor a la estimada, lo cual implicaría ciertos riesgos. De la misma forma los empaques estructurados 1T y 2T darán caídas de presión mayores a la límite. Por consiguiente, las alternativas de los empaques en este caso se reducen a dos:

Aumento máximo de capacidad a eficiencia similar:

1.- Empaque estructurado 5T

Aumento simultáneo de eficiencia y capacidad:

1.- Empaque estructurado 3T

Como las alternativas en este caso serían los empaques estructurados, se debe considerar la remoción de soldaduras y herrajes del interior del recipiente para su reacondicionamiento satisfactorio con empaque estructurado.

Esta torre tiene una alimentación intermedia, por lo que la máxima altura de lechos empacado sería:

12 veces el diámetro de la torre = $12 * 5 \text{ pie} = 60 \text{ pies}$
27 etapas teóricas, que en nuestro caso no se alcanzan u 11 metros. En nuestro caso la altura empacable es de 13 metros, pero como la alimentación se encuentra cerca de la mitad de la torre, no hay problema aparente para hacer dos lechos de aproximadamente 6.5 m de altura cada uno.

Tampoco sería necesario un distribuidor de gas, ya que el factor F_s no llega a $1.9 \text{ lb}^{0.5}/\text{pie}^{0.5} \text{ s}$.

CONCLUSIONES

De acuerdo al objetivo de este trabajo de analizar las ventajas obtenidas de un cambio en una torre original de platos por empaques e internos, se puede concluir lo siguiente:

1.- Las alternativas de empaques al azar o estructurados modernos e internos bien diseñados que existen hoy en día, pueden dar como resultado un aumento en la capacidad de la torre al reemplazarse los platos originales de dicha torre. Un trabajo reciente demostró⁽²⁸⁾ que los empaques estructurados tienen 30-40% mayor capacidad que platos de diseño óptimo con un espaciamiento de 24 plg para un parámetro de flujo X (ver el caso de estudio 1 para la definición de X) de 0.02-0.1 aproximadamente. Para valores de X mayores de 0.1 la capacidad de platos, empaques al azar y estructurados son semejantes.

2.- El cambio de los platos originales en una torre puede dar como resultado un aumento en los platos teóricos, conservando la misma altura total de la torre. Esta mejora en la eficiencia puede llevar consigo a una mayor pureza de los productos separados o bien a una reducción en el reflujo. En la referencia 28 se muestra que para valores de X de 0.02-0.1 la eficiencia de los empaques estructurados es 50% mayor que platos de diseño óptimo con un espaciamiento de 24 plg. Para valores de X de 0.1-0.3 la eficiencia continua del empaque estructurado continua siendo mayor, pero solo en un 20%. Para valores de X mayores de 0.3 la eficiencia de platos, empaques al azar y estructurados son semejantes.

3.- En los casos de estudio y ejemplos de este trabajo se mencionan los ahorros de energía derivados del cambio de platos por empaques, dada la menor caída de presión de los empaques. Esto

solo es significativo en operaciones al vacío. Sin embargo no se demuestran ni cuantifican dichos ahorros de energía. En este punto y para dar por concluido este trabajo se plantea el balance de energía para una torre de destilación de acuerdo a la figura 15:

Entradas		Salidas	
$Q_R + m_F c_p t_F$	=	$Q_C + m_D c_p t_D + m_B c_p t_B$	

donde:

- Q_R energía que entra al rehedidor
- Q_C energía que sale en el condensador
- m es el flujo
- c_p capacidad calorífica
- t temperatura (se toma como temperatura de referencia 0)

y los subíndices F, D y B indican la alimentación, el destilado y el fondo, respectivamente.

Al disminuir la caída de presión de la torre, la temperatura del fondo disminuye si se mantiene fija la presión del domo (ver tabla 7). Si se mantiene constante la alimentación y el reflujo para ver el efecto de la menor caída de presión, Q_C , $m_F c_p t_F$ y $m_D c_p t_D$ se mantienen constantes, entonces:

$$Q_R + m_F c_p t_F = Q_C + m_D c_p t_D + m_B c_p t_B$$

$$Q_R = K + m_B c_p t_B$$

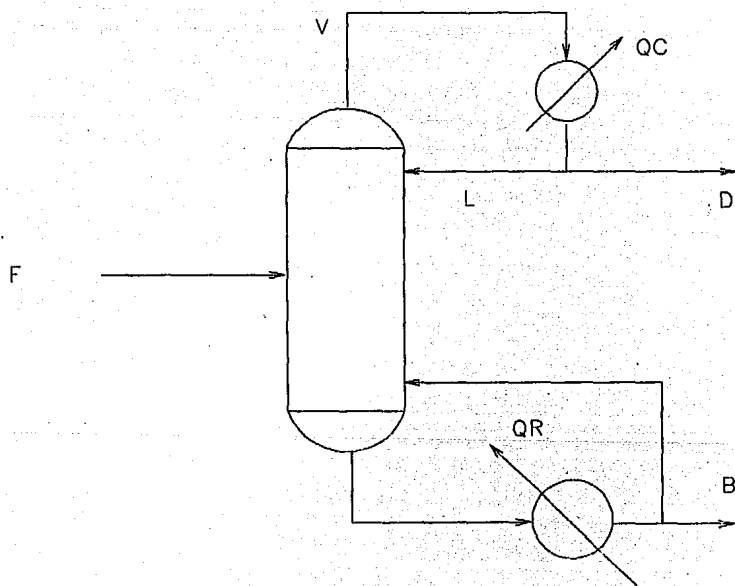


FIGURA 15

Por lo cual QR es proporcional a $mcp\Delta t$. Al aumentar la temperatura del fondo, también aumenta su c_p y por lo tanto se aumenta la cantidad de energía que se le debe proporcionar al rehedidor. Entonces, al tener una menor caída de presión en la torre una vez empacada, se observará una disminución de la energía que se le proporciona al rehedidor.

APENDICE

PACKED TOWER CALCULATION ANALYSIS PROGRAM (VER. 905)
 NORTON CO - CHEMICAL PROCESS PRODUCTS
 P.O. BOX 350, AKRON OHIO 44309 216-673-5860

CASO DE ESTUDIO 1. SEPARACION DE DCB

12-9-93

LIQUID LOADINGS

(KGS/HR).....	9120.0	9120.0	9120.0	9120.0
(KGS/HR/M2).....	1004.5	1004.5	1004.5	1001.5
(M3/HR/M2).....	.82	.82	.82	.82
(KGS/M3).....	1230.00	1230.00	1230.00	1230.00
(CENTIPOISE).....	.350	.350	.350	.350
(DYNES/CM).....	16.50	16.50	16.50	16.50

GAS LOADINGS

(KGS/HR).....	31300.0	31300.0	31300.0	31300.0
(KGS/HR/M2).....	3447.4	3447.4	3447.4	3447.4
(M/SEC).....	1.49	1.49	1.49	1.49
(KGS/M3).....	.644	.644	.644	.644

PACKING.....

	#15 IMTP	#25 IMTP	#40IMTP	#50 IMTP
ABSCISSA VALUE.....	.007	.007	.007	.007
ORDINATE VALUE.....	.561	.451	.264	.198

PRESSURE DROP(HHP1):

(MM H2O/M).....	9.4	7.5	4.5	<4.167
(MM FLUID/M).....	7.6	6.1	3.7	

F(S) METRIC.....	1.193	1.193	1.193	1.193
C(S) M/SEC.....	.0340	.0340	.0340	.0340
EFF CAPACITY(M/SEC).....	.1114	.1256	.1334	.1417
% EFFICIENT CAPACITY	30.54	27.09	25.51	24.01

C_R(EFF) VALUES PERTAIN TO NON-FOAMING SYSTEMS. SEE (1) INFORMATION.

PRESSURE DROP BASED ON DISTILLATION SYSTEM WITH PRESSURE LESS THAN 0.7 Kg/cm².

HETP VALUES APPLY TO NON-AQUEOUS DISTILLATION SYSTEMS W/RELATIVE VOLATILITY < 3.

BASE HETP(MM).....	342.6	443.1	519.8	693.6
HETP(W/13% SF).....	387.1	500.8	587.4	781.8

TOWER AREA-M2.....	9.079	9.079	9.079	9.079
DIA-MM.....	3400.0	3400.0	3400.0	3400.0
DIA-FT.....	11.15	11.15	11.15	11.15

PACKED TOWER CALCULATION ANALYSIS PROGRAM (VER. 905)
 NORTON CO - CHEMICAL PROCESS PRODUCTS
 P.O. BOX 350, AKRON OHIO 44309 216-673-5860

CASO DE ESTUDIO 1. SEPARACION DE DCB				12-9-93
LIQUID LOADINGS				
	105.0%	137.0%	159.0%	194.0%
(KGS/HR).....	9576.0	12494.4	14500.8	17692.8
(KGS/HR/M2).....	1054.7	1376.2	1597.1	1948.7
(M3/HR/M2).....	.86	1.12	1.30	1.58
(KGS/M3).....				
	1230.00	1230.00	1230.00	1230.00
(CENTIPOISE).....	.350	.350	.350	.350
(DYNES/CM).....	16.50	16.50	16.50	16.50
GAS LOADINGS				
	105.0%	137.0%	159.0%	194.0%
(KGS/HR).....	32865.0	42881.0	49767.0	60722.0
(KGS/HR/M2).....	3619.8	4723.0	5481.4	6688.0
(M/SEC).....	1.56	2.04	2.36	2.88
(KGS/M3).....				
	.644	.644	.644	.644
PACKING.....				
	#25 IMTP	#40IMTP	#50 IMTP	#70 IMTP
ABSCISSA VALUE.....	.007	.007	.007	.007
ORDINATE VALUE.....	.497	.495	.500	.497
PRESSURE DROP(IHP1):				
(MM H2O/M).....	8.3	8.3	8.3	8.3
(MM FLUID/M).....	6.7	6.7	6.8	6.7
F(S) METRIC.....				
	1.253	1.635	1.897	2.315
C(S) M/SEC.....	.0357	.0466	.0541	.0660
EFF CAPACITY(M/SEC).....	.1256	.1334	.1417	.1581
% EFFICIENT CAPACITY	28.45	34.95	38.18	41.75
Ca(EFF) VALUES PERTAIN TO NON-FOAMING SYSTEMS. SEE (1)information.				
PRESSURE DROP BASED ON DISTILLATION SYSTEM WITH PRESSURE LESS THAN 0.7 Kg/cm2.				
HETP VALUES APPLY TO NON-AQUEOUS DISTILLATION SYSTEMS W/RELATIVE VOLATILITY < 3				
BASE HETP(MM).....	443.1	519.8	693.6	956.7
HETP(W/13% SF).....	500.8	587.4	783.8	1081.1
TOWER AREA-M2.....				
	9.079	9.079	9.079	9.079
DIA-MM.....	3400.0	3400.0	3400.0	3400.0
DIA-FT.....	11.15	11.15	11.15	11.15

PACKED TOWER CALCULATION ANALYSIS PROGRAM (VER. 905)
 NORTON CO - CHEMICAL PROCESS PRODUCTS
 P.O. BOX 350, AKRON OHIO 44309 216-673-5860

CASO DE ESTUDIO 1. SEPARACION DE DCB

12-9-93

LIQUID LOADINGS

(KGS/HR).....	9120.0	9120.0	9120.0	9120.0
(KGS/HR/M2).....	1004.5	1004.5	1004.5	1004.5
(M3/HR/M2).....	.82	.82	.82	.82
(KGS/M3).....	1230.00	1230.00	1230.00	1230.00
(CENTIPOISE).....	.350	.350	.350	.350
(DYNES/CM).....	16.50	16.50	16.50	16.50

GAS LOADINGS

(KGS/HR).....	31300.0	31300.0	31300.0	31300.0
(KGS/HR/M2).....	3447.4	3447.4	3447.4	3447.4
(M/SEC).....	1.49	1.49	1.49	1.49
(KGS/M3).....	.644	.644	.644	.644

PACKING.....	5/8" MPR	1" MPR	1.5" MPR	2" MPR
ABSCISSA VALUE.....	.007	.007	.007	.007
ORDINATE VALUE.....	.891	.616	.440	.297

PRESSURE DROP(IHP1):

(MM H2O/M).....	15.1	10.3	7.4	5.1
(MM FLUID/M).....	12.3	8.4	6.0	4.1

F(S) METRIC.....	1.193	1.193	1.193	1.193
C(S) M/SEC.....	.0340	.0340	.0340	.0340
EFF CAPACITY(M/SEC).				
% EFFICIENT CAPACITY				

C_a(EFF) VALUES PERTAIN TO NON-FOAMING SYSTEMS. SEE (I)NFORMATION.
 PRESSURE DROP BASED ON DISTILLATION SYSTEM WITH PRESSURE LESS THAN 0.7 Kg/cm².
 HETP VALUES APPLY TO NON-AQUEOUS DISTILLATION SYSTEMS W/RELATIVE VOLATILITY < 3
 BASE HETP(MM).....
 HETP(W/13% SF).....

TOWER AREA-M2.....	9.079	9.079	9.079	9.079
DIA-MM.....	3400.0	3400.0	3400.0	3400.0
DIA-FT.....	11.15	11.15	11.15	11.15

PACKED TOWER CALCULATION ANALYSIS PROGRAM (VER. 905)
 NORTON CO - CHEMICAL PROCESS PRODUCTS
 P.O. BOX 350, AKRON OHIO 44309 216-673-5860

CASO DE ESTUDIO I. SEPARACION DE DCB

12-9-93

LIQUID LOADINGS	106.5%	129.5%	159.0%
(KGS/HR).....	9712.8	11810.4	14500.8
(KGS/HR/M2).....	1069.8	1300.8	1597.1
(M3/HR/M2).....	.87	1.06	1.30
(KGS/M3).....	1230.00	1230.00	1230.00
(CENTIPOISE).....	.350	.350	.350
(DYNES/CM).....	16.50	16.50	16.50
GAS LOADINGS	106.5%	129.5%	159.0%
(KGS/HR).....	33334.5	40533.5	49767.0
(KGS/HR/M2).....	3671.5	4464.4	5481.4
(M/SEC).....	1.58	1.93	2.36
(KGS/M3).....	.644	.644	.644
PACKING.....	1.5" MFR	2" MFR	3.5" MFR
ABSCISSA VALUE.....	.007	.007	.007
ORDINATE VALUE.....	.499	.498	.500
PRESSURE DROP (IHP1):			
(MM H2O/M).....	8.3	8.3	8.3
(MM FLUID/M).....	6.8	6.7	6.8
F(S) METRIC.....	1.271	1.545	1.897
C(S) M/SEC.....	.0362	.0441	.0541
EFF CAPACITY(M/SEC)			
% EFFICIENT CAPACITY			
Cs(EFF) VALUES PERTAIN TO NON-FOAMING SYSTEMS. SEE (I)NFORMATION.			
PRESSURE DROP BASED ON DISTILLATION SYSTEM WITH PRESSURE LESS THAN 0.7 Kg/cm2.			
HETP VALUES APPLY TO NON-AQUEOUS DISTILLATION SYSTEMS W/RELATIVE VOLATILITY < 3			
BASE HETP(MM).....			
HETP(W/13% SF).....			
TOWER AREA-M2.....	9.079	9.079	9.079
DIA-MM.....	3400.0	3400.0	3400.0
DIA-FT.....	11.15	11.15	11.15

PACKED TOWER CALCULATION ANALYSIS PROGRAM (VER. 905)
 NORTON CO - CHEMICAL PROCESS PRODUCTS
 P.O. BOX 350, AKRON OHIO 44309 216-673-5860

CASO DE ESTUDIO 1. SEPARACION DE DCB

12-9-93

LIQUID LOADINGS

(KGS/HR).....	9120.0	9120.0	9120.0	9120.0
(KGS/HR/M2).....	1004.5	1004.5	1004.5	1004.5
(M3/HR/M2).....	.82	.82	.82	.82
(KGS/M3).....	1230.00	1230.00	1230.00	1230.00
(CENTIPOISE).....	.350	.350	.350	.350
(DYNES/CM).....	16.50	16.50	16.50	16.50

GAS LOADINGS

(KGS/HR).....	31300.0	31300.0	31300.0	31300.0
(KGS/HR/M2).....	3447.4	3447.4	3447.4	3447.4
(M/SEC).....	1.49	1.49	1.49	1.49
(KGS/M3).....	.644	.644	.644	.644

PACKING.....	INTALOX 1T	INTALOX 2T	INTALOX 3T	INTALOX 5T
ABSCISSA VALUE.....	.007	.007	.007	.007
ORDINATE VALUE.....	.258	.170	.132	.099

PRESSURE DROP(IHPI):

(MM H2O/M).....	4.4	<4.167	<4.167	<4.167
(MM FLUID/M).....	3.6			

F(S) METRIC.....	1.193	1.193	1.193	1.193
C(S) M/SEC.....	.0340	.0340	.0340	.0340
EFF CAPACITY(M/SEC).....	.1167	.1501	.1451	.1726
% EFFICIENT CAPACITY	29.16	22.68	23.45	19.72

CH(EFF) VALUES PERTAIN TO NON-FOAMING SYSTEMS. SEE (I)information.

PRESSURE DROP BASED ON DISTILLATION SYSTEM WITH PRESSURE LESS THAN 0.7 Kg/cm2.

HETP VALUES APPLY TO NON-AQUEOUS DISTILLATION SYSTEMS W/RELATIVE VOLATILITY < 3

BASE HETP(MM).....	309.3	386.2	566.1	774.6
HETP(W/13% SF).....	349.5	436.4	639.7	875.2

TOWER AREA-M2.....	9.079	9.079	9.079	9.079
DIA-MM.....	3400.0	3400.0	3400.0	3400.0
DIA-FT.....	11.15	11.15	11.15	11.15

PACKED TOWER CALCULATION ANALYSIS PROGRAM (VER. 905)
 NORTON CO - CHEMICAL PROCESS PRODUCTS
 P.O. BOX 350, AKRON OHIO 44309 216-673-5860

CASO DE ESTUDIO 1. SEPARACION DE DCB

12-9-93

LIQUID LOADINGS	139.0%	170.5%	194.0%	225.0%
(KGS/HR).....	12676.8	15549.6	17692.8	20520.0
(KGS/HR/M2).....	1396.2	1712.7	1948.7	2260.1
(M3/HR/M2).....	1.14	1.39	1.58	1.84
(KGS/M3).....	1230.00	1230.00	1230.00	1230.00
(CENTIPOISE).....	.350	.350	.350	.350
(DYNES/CM).....	16.50	16.50	16.50	16.50
GAS LOADINGS	139.0%	170.5%	194.0%	225.0%
(KGS/HR).....	43507.0	53366.5	60722.0	70425.0
(KGS/HR/M2).....	4791.9	5877.9	6688.0	7756.7
(M/SEC).....	2.07	2.54	2.88	3.35
(KGS/M3).....	.644	.644	.644	.644
PACKING.....	INTALOX 1T	INTALOX 2T	INTALOX 3T	INTALOX 5T
ABSCISSA VALUE.....	.007	.007	.007	.007
ORDINATE VALUE.....	.499	.495	.497	.501
PRESSURE DROP (IHP1):				
(MM H2O/M).....	8.3	8.3	8.3	8.3
(MM FLUID/M).....	6.8	6.7	6.7	6.8
F(S) METRIC.....	1.659	2.035	2.315	2.685
C(S) M/SEC.....	.0473	.0580	.0660	.0766
EFF CAPACITY(M/SEC).....	.1167	.1501	.1451	.1726
% EFFICIENT CAPACITY	40.53	38.67	45.50	44.37
Cs(EFF) VALUES PERTAIN TO NON-FOAMING SYSTEMS. SEE (1) INFORMATION.				
PRESSURE DROP BASED ON DISTILLATION SYSTEM WITH PRESSURE LESS THAN 0.7 Kg/cm ² .				
HETP VALUES APPLY TO NON-AQUEOUS DISTILLATION SYSTEMS W/RELATIVE VOLATILITY < 3				
BASE HETP(MM).....	309.3	386.2	566.1	774.6
HETP(W/13% SF).....	349.5	436.4	639.7	875.2
TOWER AREA-M2.....	9.079	9.079	9.079	9.079
DIA-MM.....	3400.0	3400.0	3400.0	3400.0
DIA-FT.....	11.15	11.15	11.15	11.15

PACKED TOWER CALCULATION ANALYSIS PROGRAM (VER. 905)
 NORTON CO - CHEMICAL PROCESS PRODUCTS
 P.O. BOX 350, AKRON OHIO 44309 216-673-5860

CASO DE ESTUDIO 2. SEPARACION DE HIDROCARBUROS

12-9-93

LIQUID LOADINGS

(KGS/HR).....	100130.0	100130.0	100130.0	100130.0
(KGS/HR/M2).....	5722.5	5722.5	5722.5	5722.5
(M3/HR/M2).....	8.74	8.74	8.74	8.74
(KGS/M3).....	655.00	655.00	655.00	655.00
(CENTIPOISE).....	.240	.240	.240	.240
(DYNES/CM).....	12.50	12.50	12.50	12.50

GAS LOADINGS

(KGS/HR).....	163440.0	163440.0	163440.0	163440.0
(KGS/HR/M2).....	9340.8	9340.8	9340.8	9340.8
(M/SEC).....	.40	.40	.40	.40
(KGS/M3).....	6.410	6.410	6.410	6.410

PACKING.....

	#15 IMTP	#25 IMTP	#40IMTP	#50 IMTP
ABSCISSA VALUE.....	.061	.061	.061	.061
ORDINATE VALUE.....	.804	.646	.378	.284

PRESSURE DROP(IHP1):

(MM H2O/M).....	15.5	12.1	6.8	5.0
(MM FLUID/M).....	23.6	18.5	10.3	7.7

F(S) METRIC.....

F(S) METRIC.....	1.025	1.025	1.025	1.025
------------------	-------	-------	-------	-------

C(S) W/SEC.....

C(S) W/SEC.....	.0402	.0402	.0402	.0402
-----------------	-------	-------	-------	-------

EFF CAPACITY(M/SEC).

EFF CAPACITY(M/SEC).	.0822	.0912	.1003	.1095
----------------------	-------	-------	-------	-------

% EFFICIENT CAPACITY

% EFFICIENT CAPACITY	48.98	44.14	40.11	36.75
----------------------	-------	-------	-------	-------

Cs(EFF) VALUES PERTAIN TO NON-FOAMING SYSTEMS. SEE (1)information.

IETP VALUES APPLY TO NON-AQUEOUS DISTILLATION SYSTEMS W/RELATIVE VOLATILITY < 3

BASE IETP(MM).....	335.8	434.5	509.6	680.0
--------------------	-------	-------	-------	-------

IETP(W/13% SF).....

IETP(W/13% SF).....	379.5	490.9	575.9	768.4
---------------------	-------	-------	-------	-------

TOWER AREA-M2.....

TOWER AREA-M2.....	17.497	17.497	17.497	17.497
--------------------	--------	--------	--------	--------

DIA-MM.....

DIA-MM.....	4720.0	4720.0	4720.0	4720.0
-------------	--------	--------	--------	--------

DIA-FT.....

DIA-FT.....	15.49	15.49	15.49	15.49
-------------	-------	-------	-------	-------

PACKED TOWER CALCULATION ANALYSIS PROGRAM (VER. 005)
 NORTON CO - CHEMICAL PROCESS PRODUCTS
 P.O. BOX 350, AKRON OHIO 44309 216-673-5860

CASO DE ESTUDIO 2. SEPARACION DE HIDROCARBUROS

12-9-93

LIQUID LOADINGS	148.0%	165.0%	215.7%	249.1%
(KGS/HR).....	148192.4	165214.5	215980.4	249423.8
(KGS/HR/M2).....	8469.4	9442.2	12343.5	14254.9
(M3/HR/M2).....	12.93	14.42	18.85	21.76
(KGS/M3).....	655.00	655.00	655.00	655.00
(CENTIPOISE).....	.240	.240	.240	.240
(DYNES/CM).....	12.50	12.50	12.50	12.50
GAS LOADINGS	148.0%	165.0%	215.7%	249.1%
(KGS/HR).....	241891.2	269676.0	352540.1	407129.0
(KGS/HR/M2).....	13824.4	15412.3	20148.1	23267.9
(M/SEC).....	.60	.67	.87	1.01
(KGS/M3).....	6.410	6.410	6.410	6.410
PACKING.....	#15 IMTP	#25 IMTP	#40IMTP	#50 IMTP
ABSCISSA VALUE.....	.061	.061	.061	.061
ORDINATE VALUE.....	1.761	1.760	1.760	1.761
PRESSURE DROP(HPI):				
(MM H2O/M).....	41.5	41.5	41.5	41.5
(MM FLUID/M).....	63.4	63.3	63.3	63.1
F(S) METRIC.....	1.517	1.691	2.211	2.553
C(S) M/SEC.....	.0596	.0664	.0868	.1002
EFF CAPACITY(M/SEC).	.0822	.0912	.1003	.1095
% EFFICIENT CAPACITY	72.49	72.83	86.53	91.55
C _s (EFF) VALUES PERTAIN TO NON-FOAMING SYSTEMS. SEE (1)information.				
HETP VALUES APPLY TO NON-AQUEOUS DISTILLATION SYSTEMS W/RELATIVE VOLATILITY < 3				
BASE HETP(MM).....	335.8	434.5	509.6	680.0
HETP(W/13% SF).....	379.5	490.9	575.9	768.4
TOWER AREA-M2.....	17.497	17.497	17.497	17.497
DIA-MM.....	4720.0	4720.0	4720.0	4720.0
DIA-FT.....	15.49	15.49	15.49	15.49

PACKED TOWER CALCULATION ANALYSIS PROGRAM (VER. 905)
 NORTON CO - CHEMICAL PROCESS PRODUCTS
 P.O. BOX 350, AKRON OHIO 44309 216-673-5860

CASO DE ESTUDIO 2. SEPARACION DE HIDROCARBUROS

12-9-93

LIQUID LOADINGS

(KGS/HR).....	100130.0	100130.0	100130.0	100130.0
(KGS/HR/M2).....	5722.5	5722.5	5722.5	5722.5
(M3/HR/M2).....	8.71	8.74	8.74	8.74
(KGS/M3).....	655.00	655.00	655.00	655.00
(CENTIPOISE).....	.240	.240	.240	.240
(DYNES/CM).....	12.50	12.50	12.50	12.50

GAS LOADINGS

(KGS/HR).....	163440.0	163440.0	163440.0	163440.0
(KGS/HR/M2).....	9340.8	9340.8	9340.8	9340.8
(M/SEC).....	.40	.40	.40	.40
(KGS/M3).....	6.410	6.410	6.410	6.410

PACKING.....

.....	5/8" MPR	1" MPR	1.5" MPR	2" MPR
ABSCISSA VALUE.....	.061	.061	.061	.061
ORDINATE VALUE.....	1.277	.883	.631	.426

PRESSURE DROP(IHP1):

(MM H2O/M).....	27.1	17.2	11.8	7.6
(MM FLUID/M).....	41.4	26.2	18.0	11.6

F(S) METRIC.....

.....	1.025	1.025	1.025	1.025
-------	-------	-------	-------	-------

C(S) M/SEC.....

.....	.0402	.0402	.0402	.0402
-------	-------	-------	-------	-------

EFF CAPACITY(M/SEC).

% EFFICIENT CAPACITY

C_h(EFF) VALUES PERTAIN TO NON-FOAMING SYSTEMS. SEE (I)NFORMATION.

HETP VALUES APPLY TO NON-AQUEOUS DISTILLATION SYSTEMS W/RELATIVE VOLATILITY < 3

BASE HETP(MM).....

.....	17.497	17.497	17.497	17.497
-------	--------	--------	--------	--------

HETP(W/13% SF).....

.....	4720.0	4720.0	4720.0	4720.0
-------	--------	--------	--------	--------

.....	15.19	15.49	15.19	15.19
-------	-------	-------	-------	-------

TOWER AREA-M2.....	17.497	17.497	17.497	17.497
--------------------	--------	--------	--------	--------

DIA-MM.....	4720.0	4720.0	4720.0	4720.0
-------------	--------	--------	--------	--------

DIA-FT.....	15.19	15.49	15.19	15.19
-------------	-------	-------	-------	-------

PACKED TOWER CALCULATION ANALYSIS PROGRAM (VER. 905)
 NORTON CO - CHEMICAL PROCESS PRODUCTS
 P.O. BOX 350, AKRON OHIO 44309 216-673-5860

CASO DE ESTUDIO 2. SEPARACION DE HIDROCARBUROS		12-9-93		
LIQUID LOADINGS				
	117.4%	141.2%	167.1%	203.4%
(KGS/HR).....	117552.6	141383.5	167317.2	203664.4
(KGS/HR/M2).....	6718.3	8080.2	9562.4	11639.7
(M3/HR/M2).....	10.26	12.34	14.60	17.77
(KGS/M3).....	655.00	655.00	655.00	655.00
(CENTIPOISE).....	.240	.240	.240	.240
(DYNES/CM).....	12.50	12.50	12.50	12.50
GAS LOADINGS				
	117.4%	141.2%	167.1%	203.4%
(KGS/HR).....	191878.6	230777.3	273108.3	332436.9
(KGS/HR/M2).....	10966.1	13189.2	15608.5	18999.2
(M/SEC).....	.48	.57	.68	.82
(KGS/M3).....	6.410	6.410	6.410	6.410
PACKING.....				
	5/8" MFR	1" MFR	1.5" MFR	2" MFR
ABSCISSA VALUE.....	.061	.061	.061	.061
ORDINATE VALUE.....	1.760	1.760	1.761	1.761
PRESSURE DROP (HPI):				
(MM H2O/M).....	41.5	41.5	41.5	41.5
(MM FLUID/M).....	63.3	63.3	63.4	63.4
F(S) METRIC.....				
	1.203	1.447	1.712	2.084
C(S) M/SEC.....	0472	.0568	.0672	.0818
EFF CAPACITY (M/SEC).				
% EFFICIENT CAPACITY				
C _n (EFF) VALUES PERTAIN TO NON-FOAMING SYSTEMS. SEE (I)NFORMATION.				
HETP VALUES APPLY TO NON-AQUEOUS DISTILLATION SYSTEMS W/RELATIVE VOLATILITY < 3				
BASE HETP(MM).....				
HETP(W/13% SP).....				
TOWER AREA-M2.....				
	17.497	17.497	17.497	17.497
DIA-MM.....	4720.0	4720.0	4720.0	4720.0
DIA-FT.....	15.49	15.49	15.49	15.49

PACKED TOWER CALCULATION ANALYSIS PROGRAM (VER. 905)
 NORTON CO - CHEMICAL PROCESS PRODUCTS
 P.O. BOX 350, AKRON OHIO 44309 216-673-5860

CASO DE ESTUDIO 2. SEPARACION DE HIDROCARBUROS

12-9-93

LIQUID LOADINGS

(KGS/HR).....	100130.0	100130.0	100130.0	100130.0
(KGS/HR/M2).....	5722.5	5722.5	5722.5	5722.5
(M3/HR/M2).....	8.74	8.74	8.74	8.74
(KGS/M3).....	655.00	655.00	655.00	655.00
(CENTIPOISE).....	.240	.240	.240	.240
(DYNES/CM).....	12.50	12.50	12.50	12.50

GAS LOADINGS

(KGS/HR).....	163440.0	163440.0	163440.0	163440.0
(KGS/HR/M2).....	9340.8	9340.8	9340.8	9340.8
(M/SEC).....	.40	.40	.40	.40
(KGS/M3).....	6.410	6.410	6.410	6.410

PACKING.....	INTALOX 1T	INTALOX 2T	INTALOX 3T	INTALOX 5T
ABSCISSA VALUE.....	.061	.061	.061	.061
ORDINATE VALUE.....	.441	.315	.221	.181

PRESSURE DROP(IHP1):

(MM H2O/M).....	7.9	5.6	<4.167	<4.167
(MM FLUID/M).....	12.1	8.6		

F(S) METRIC.....	1.025	1.025	1.025	1.025
C(S) M/SEC.....	.0402	.0402	.0402	.0402
EFF CAPACITY(M/SEC).....	.0904	.1191	.1263	.1370
% EFFICIENT CAPACITY	44.52	33.79	31.86	29.38

CS(EFF) VALUES PERTAIN TO NON-FOAMING SYSTEMS. SEE (I)NFORMATION.

HETP VALUES APPLY TO NON-AQUEOUS DISTILLATION SYSTEMS W/RELATIVE VOLATILITY < 3				
BASE HETP(MM).....	303.2	378.7	555.0	759.4
HETP(W/13% SF).....	342.7	427.9	627.1	858.1

TOWER AREA-M2.....	17.497	17.497	17.497	17.497
DIA-MM.....	4720.0	4720.0	4720.0	4720.0
DIA-FT.....	15.49	15.49	15.49	15.49

PACKED TOWER CALCULATION ANALYSIS PROGRAM (VER. 905)
 NORTON CO - CHEMICAL PROCESS PRODUCTS
 P.O. BOX 350, AKRON OHIO 44309 216-673-5860

CASO DE ESTUDIO 2. SEPARACION DE HIDROCARBUROS

12-9-93

LIQUID LOADINGS	199.6%	236.3%	282.3%	300.0%
(KGS/HR).....	199859.5	236607.2	282667.0	300390.0
(KGS/HR/M2).....	11422.2	13522.4	16154.7	17167.6
(M3/HR/M2).....	17.44	20.64	24.66	26.21
(KGS/M3).....	655.00	655.00	655.00	655.00
(CENTIPOISE).....	.240	.240	.240	.240
(DYNES/CM).....	12.50	12.50	12.50	12.50
GAS LOADINGS	199.6%	236.3%	282.3%	300.0%
(KGS/HR).....	326226.3	386208.7	461391.1	490320.0
(KGS/HR/M2).....	18644.2	22072.3	26369.0	28022.1
(M/SEC).....	.81	.96	1.14	1.21
(KGS/M3).....	6.410	6.410	6.410	6.410
PACKING.....	INTALOX 1T	INTALOX 2T	INTALOX 3T	INTALOX 5T
ABSCISSA VALUE.....	.061	.061	.061	.061
ORDINATE VALUE.....	1.759	1.761	1.759	1.632
PRESSURE DROP(HIP1):				
(MM H2O/M).....	41.5	41.5	41.5	37.5
(MM FLUID/M).....	63.3	63.4	63.3	57.3
F(S) METRIC.....	2.046	2.422	2.893	3.074
C(S) M/SEC.....	.0803	.0951	.1136	.1207
EFF CAPACITY(M/SEC).	.0904	.1191	.1263	.1370
% EFFICIENT CAPACITY	88.86	79.84	89.94	88.14
Cs(EFF) VALUES PERTAIN TO NON-FOAMING SYSTEMS. SEE (1)information.				
HETP VALUES APPLY TO NON-AQUEOUS DISTILLATION SYSTEMS W/RELATIVE VOLATILITY < 3				
BASE HETP(MM).....	303.2	378.7	555.0	759.1
HETP(W/13% SF).....	342.7	427.9	627.1	858.1
TOWER AREA-M2.....	17.497	17.497	17.497	17.497
DIA-MM.....	4720.0	4720.0	4720.0	4720.0
DIA-FT.....	15.49	15.49	15.49	15.49

PACKED TOWER CALCULATION ANALYSIS PROGRAM (VER. 905)
 NORTON CO - CHEMICAL PROCESS PRODUCTS
 P.O. BOX 350, AKRON OHIO 44309 216-673-5860

CASO DE ESTUDIO 3. SEPARACION DE AROMATICOS

14-9-93

LIQUID LOADINGS

(LBS/HR).....	133362.8	133362.8	133362.8	133362.8
(LBS/HR/FT2).....	4019.0	4019.0	4019.0	4019.0
(GAL/MIN/FT2).....	10.85	10.85	10.85	10.85
(LBS/FT3).....	46.20	46.20	46.20	46.20
(CENTIPOISE).....	.250	.250	.250	.250
(DYNES/CM).....	12.50	12.50	12.50	12.50

GAS LOADINGS

(LBS/HR).....	90191.6	90191.6	90191.6	90191.6
(LBS/HR/FT2).....	2718.0	2718.0	2718.0	2718.0
(FT/SEC).....	3.08	3.08	3.08	3.08
(LBS/FT3).....	.2450	.2450	.2450	.2450

PACKING.....	#25 IMTP	#40IMTP	#50 IMTP	#70 IMTP
ABSCISSA VALUE.....	.108	.108	.108	.108
ORDINATE VALUE.....	1.862	1.090	.818	.545

PRESSURE DROP (IHP1):

(IN.H2O/FT).....	.794	.307	.209	.129
(IN.FLUID/FT).....	1.073	.415	.282	.175

F(S) ENGLISH.....	1.525	1.525	1.525	1.525
C(S) FT/SEC.....	.225	.225	.225	.225
EFF CAPACITY(FT/SEC)	.248	.280	.313	.365
% EFFICIENT CAPACITY	90.62	80.24	71.93	61.60

Cs(EFF) VALUES PERTAIN TO NON-FOAMING SYSTEMS. SEE (I)nformation.

HETP VALUES APPLY TO NON-AQUEOUS DISTILLATION SYSTEMS W/RELATIVE VOLATILITY < 3				
BASE HETP(INCHES)..	17.2	20.2	26.9	37.1
HETP(W/13% SF).....	19.4	22.8	30.4	42.0

TOWER AREA-FT2.....	33.18	33.18	33.18	33.18
DIA-FT.....	6.50	6.50	6.50	6.50
DIA-IN.....	78.00	78.00	78.00	78.00

PACKED TOWER CALCULATION ANALYSIS PROGRAM (VER. 905)
 NORTON CO - CHEMICAL PROCESS PRODUCTS
 P.O. BOX 350, AKRON OHIO 44309 216-673-5860

CASO DE ESTUDIO 3. SEPARACION DE AROMATICOS

14-9-93

LIQUID LOADINGS	117.2%	135.3%
(LBS/HR).....	156301.2	180439.9
(LBS/HR/FT2).....	4710.3	5437.7
(GAL/MIN/FT2).....	12.71	14.67
(LBS/FT3).....	46.20	46.20
(CENTIPOISE).....	.250	.250
(DYNES/CM).....	12.50	12.50

GAS LOADINGS	117.2%	135.3%
(LBS/HR).....	105704.6	122029.2
(LBS/HR/FT2).....	3185.5	3677.4
(FT/SEC).....	3.61	4.17
(LBS/FT3).....	.2450	.2450

PACKING.....	#40IMTP	#50 IMTP
ABSCISSA VALUE.....	.108	.108
ORDINATE VALUE.....	1.497	1.497

PRESSURE DROP(IHP1):		
(IN.H2O/FT).....	.501	.500
(IN.FLUID/FT).....	.676	.676

F(S) ENGLISH.....	1.788	2.064
C(S) FT/SEC.....	.264	.304
EFF CAPACITY(FT/SEC)	.280	.313
% EFFICIENT CAPACITY	94.04	97.32

Ca(EFF) VALUES PERTAIN TO NON-FOAMING SYSTEMS. SEE (I)nformation.

HETP VALUES APPLY TO NON-AQUEOUS DISTILLATION SYSTEMS W/RELATIVE VOLATILITY < 3

BASE HETP(INCHES)..	20.2	26.9
HETP(W/13% SF)....	22.8	30.4

TOWER AREA-FT2....	33.18	33.18
DIA-FT.....	6.50	6.50
DIA-IN.....	78.00	78.00

PACKED TOWER CALCULATION ANALYSIS PROGRAM (VER. 905)

NORTON CO - CHEMICAL PROCESS PRODUCTS

P.O. BOX 350, AKRON OHIO 44309 216-673-5860

CASO DE ESTUDIO 3. SEPARACION DE AROMATICOS

14-9-93

LIQUID LOADINGS

(LBS/HR).....	133362.8	133362.8	133362.8	133362.8
(LBS/HR/FT2).....	4019.0	4019.0	4019.0	4019.0
(GAL/MIN/FT2).....	10.85	10.85	10.85	10.85
(LBS/FT3).....	46.20	46.20	46.20	46.20
(CENTIPOISE).....	.250	.250	.250	.250
(DYNES/CM).....	12.50	12.50	12.50	12.50

GAS LOADINGS

(LBS/HR).....	90191.6	90191.6	90191.6	90191.6
(LBS/HR/FT2).....	2718.0	2718.0	2718.0	2718.0
(FT/SEC).....	3.08	3.08	3.08	3.08
(LBS/FT3).....	.2450	.2450	.2450	.2450

PACKING.....	INTALOX 1T	INTALOX 2T	INTALOX 3T	INTALOX 5T
ABSCISSA VALUE.....	.108	.108	.108	.108
ORDINATE VALUE.....	1.272	.908	.636	.522

PRESSURE DROP(IHP1):

(IN.H2O/FT).....	.389	.236	.155	.123
(IN.FLUID/FT).....	.526	.319	.210	.166

F(S) ENGLISH.....	1.525	1.525	1.525	1.525
C(S) FT/SEC.....	.225	.225	.225	.225
EFF CAPACITY(FT/SEC)	.258	.343	NA X	NA X
% EFFICIENT CAPACITY	87.17	65.54	NA X	NA X

Ca(ET) VALUES PERTAIN TO NON-FOAMING SYSTEMS. SEE (I)NFORMATION.

HETP VALUES APPLY TO NON-AQUEOUS DISTILLATION SYSTEMS W/RELATIVE VOLATILITY < 3				
BASE HETP(1NCHES)..	12.0	15.0	22.0	30.1
HETP(W/13% SP).....	13.6	16.9	24.8	34.0

TOWER AREA-FT2....	33.18	33.18	33.18	33.18
DIA-FT.....	6.50	6.50	6.50	6.50
DIA-IN.....	78.00	78.00	78.00	78.00

PACKED TOWER CALCULATION ANALYSIS PROGRAM (VER. 905)
 NORTON CO - CHEMICAL PROCESS PRODUCTS
 P.O. BOX 350, AKRON OHIO 44309 216-673-5860

CASO DE ESTUDIO 3. SEPARACION DE AROMATICOS

14-9-93

LIQUID LOADINGS	108.5%	128.4%	153.5%	169.2%
(LBS/HR).....	144698.6	171237.8	204711.9	225649.9
(LBS/HR/FT2).....	4360.6	5160.4	6169.2	6800.1
(GAL./MIN/FT2).....	11.77	13.93	16.65	18.35
(LBS/FT3).....	46.20	46.20	46.20	46.20
(CENTIPOISE).....	.250	.250	.250	.250
(DYNES/CM).....	12.50	12.50	12.50	12.50
GAS LOADINGS	108.5%	128.4%	153.5%	169.2%
(LBS/HR).....	97857.9	115806.0	138444.1	152604.2
(LBS/HR/FT2).....	2949.0	3489.9	4172.1	4598.8
(FT/SEC).....	3.34	3.96	4.73	5.21
(LBS/FT3).....	.2450	.2450	.2450	.2450
PACKING.....	INTALOX 1T	INTALOX 2T	INTALOX 3T	INTALOX 5T
ABSCISSA VALUE.....	.108	.108	.108	.108
ORDINATE VALUE.....	1.497	1.498	1.498	1.495
PRESSURE DROP (IHP1):				
(IN.H2O/FT).....	.501	.501	.501	.500
(IN.FLUID/FT).....	.676	.677	.677	.675
F(S) ENGLISH.....	1.655	1.959	2.341	2.581
C(S) FT/SEC.....	.244	.289	.345	.381
EFF CAPACITY (FT/SEC)	.258	.343	NA X	NA X
% EFFICIENT CAPACITY	94.58	84.16	NA X	NA X
Cs (EFF) VALUES PERTAIN TO NON-FOAMING SYSTEMS. SEE (I)NFORMATION.				
HETP VALUES APPLY TO NON-AQUEOUS DISTILLATION SYSTEMS W/RELATIVE VOLATILITY < 3				
BASE HETP (INCHES)...	12.0	15.0	22.0	30.1
HETP (W/13% SF).....	13.6	16.9	24.8	34.0
TOWER AREA-FT2.....	33.18	33.18	33.18	33.18
DIA-FT.....	6.50	6.50	6.50	6.50
DIA-IN.....	78.00	78.00	78.00	78.00

PACKED TOWER CALCULATION ANALYSIS PROGRAM (VER. 905)
 NORTON CO - CHEMICAL PROCESS PRODUCTS
 P.O. BOX 350, AKRON OHIO 44309 216-673-5860

CASO DE ESTUDIO 4. TORRE DESPROPANIZADORA

14-9-93

LIQUID LOADINGS

(LBS/HR).....	89742.0	89742.0	89742.0
(LBS/HR/FT2).....	4570.5	4570.5	4570.5
(GAL/MIN/FT2).....	18.99	18.99	18.99
(LBS/FT3).....	30.00	30.00	30.00
(CENTIPOISE).....	.200	.200	.200
(DYNES/CM).....	10.00	10.00	10.00

GAS LOADINGS

(LBS/HR).....	142531.0	142531.0	142531.0
(LBS/HR/FT2).....	7259.0	7259.0	7259.0
(FT/SEC).....	1.00	1.00	1.00
(LBS/FT3).....	2.0200	2.0200	2.0200

PACKING.....	#40IMTP	#50 IMTP	#70 INTP
ABSCISSA VALUE.....	.163	.163	.163
ORDINATE VALUE.....	1.582	1.186	.791

PRESSURE DROP(IHP1):

(IN.H2O/FT).....	.811	.439	.228
(IN.FLUID/FT).....	1.686	.913	.474

F(S) ENGLISH.....	1.419	1.419	1.419
C(S) FT/SEC.....	.268	.268	.268
EPF CAPACITY(PT/SEC)	.246	.279	.326
% EFFICIENT CAPACITY	109.19	96.23	82.22

Ca(EFF) VALUES PERTAIN TO NON-FOAMING SYSTEMS. SEE (1)information.

HETP VALUES APPLY TO NON-AQUEOUS DISTILLATION SYSTEMS W/RELATIVE VOLATILITY < 3

BASE HETP(INCHES)..	20.3	27.1	37.4
HETP(W/13% SF).....	22.9	30.6	42.2

TOWER AREA-FT2.....	19.64	19.64	19.64
DIA-FT.....	5.00	5.00	5.00
DIA-IN.....	60.00	60.00	60.00

PACKED TOWER CALCULATION ANALYSIS PROGRAM (VER. 905)
 NORTON CO - CHEMICAL PROCESS PRODUCTS
 P.O. BOX 350, AKRON OHIO 44309 216-673-5860

CASO DE ESTUDIO 4. TORRE DESPROPANIZADORA

14-9-93

LIQUID LOADINGS

(LBS/HR).....	89742.0	89742.0	89742.0
(LBS/HR/FT2).....	4570.5	4570.5	4570.5
(GAL/MIN/FT2).....	18.99	18.99	18.99
(LBS/FT3).....	30.00	30.00	30.00
(CENTIPOISE).....	.200	.200	.200
(DYNES/CM).....	10.00	10.00	10.00

GAS LOADINGS

(LBS/HR).....	142531.0	142531.0	142531.0
(LBS/HR/FT2).....	7259.0	7259.0	7259.0
(FT/SEC).....	1.00	1.00	1.00
(LBS/FT3).....	2.0200	2.0200	2.0200

PACKING..... INTALOX 2T INTALOX 3T INTALOX 5T

ABSCISSA VALUE.....	.163	.163	.163
ORDINATE VALUE.....	1.318	.923	.758

PRESSURE DROP(IHP1):

(IN.H2O/FT).....	.534	.287	.216
(IN.FLUID/FT).....	1.111	.596	.450

F(S) ENGLISH.....	1.419	1.419	1.419
-------------------	-------	-------	-------

C(S) FT/SEC.....	.268	.268	.268
------------------	------	------	------

EFF CAPACITY(FT/SEC)	.308	NA X	NA X
----------------------	------	------	------

% EFFICIENT CAPACITY	86.98	NA X	NA X
----------------------	-------	------	------

Ca(EFF) VALUES PERTAIN TO NON-FOAMING SYSTEMS. SEE (1)information.

HETP VALUES APPLY TO NON-AQUEOUS DISTILLATION SYSTEMS W/RELATIVE VOLATILITY < 3

BASE HETP(INCHES)..	15.1	22.1	30.3
---------------------	------	------	------

HETP(W/13% SP).....	17.0	25.0	34.2
---------------------	------	------	------

TOWER AREA-FT2....	19.64	19.64	19.64
--------------------	-------	-------	-------

DIA-FT.....	5.00	5.00	5.00
-------------	------	------	------

DIA-IN.....	60.00	60.00	60.00
-------------	-------	-------	-------

PACKED TOWER CALCULATION ANALYSIS PROGRAM (VER. 905)
 NORTON CO - CHEMICAL PROCESS PRODUCTS
 P.O. BOX 350, AKRON OHIO 44309 216-673-5860

CASO DE ESTUDIO 4. TORRE DESPROPANIZADORA

14-9-93

LIQUID LOADINGS	117.8%	130.0%
(LBS/HR).....	105716.1	116664.6
(LBS/HR/FT2).....	5384.1	5941.7
(GAL/MIN/FT2).....	22.38	24.69
(LBS/FT3).....	30.00	30.00
(CENTIPOISE).....	.200	.200
(DYNES/CM).....	10.00	10.00

GAS LOADINGS	117.8%	130.0%
(LBS/HR).....	167901.5	185290.3
(LBS/HR/FT2).....	8551.1	9436.7
(FT/SEC).....	1.18	1.30
(LBS/FT3).....	2.0200	2.0200

PACKING.....	INTALOX 3T	INTALOX 5T
ABSCISSA VALUE.....	.163	.163
ORDINATE VALUE.....	1.280	1.281

PRESSURE DROP(1HP1):		
(IN.H2O/FT).....	.500	.500
(IN.FLUID/FT).....	1.039	1.040

F(S) ENGLISH.....	1.671	1.844
C(S) FT/SEC.....	.316	.349
EFF CAPACITY(FT/SEC)	NA X	NA X
% EFFICIENT CAPACITY	NA X	NA X

Ca(EFF) VALUES PERTAIN TO NON-FOAMING SYSTEMS. SEE (1)information.

HETP VALUES APPLY TO NON-AQUEOUS DISTILLATION SYSTEMS W/RELATIVE VOLATILITY < 3

BASE HETP(INCHES)..	22.1	30.3
HETP(W/13% SF).....	25.0	34.2

TOWER AREA-FT2.....	19.64	19.64
DIA-FT.....	5.00	5.00
DIA-IN.....	60.00	60.00

BIBLIOGRAFIA

- Alfaro, M. (2003). *El mundo de los niños*. Madrid: Alianza.
- Alfaro, M. (2004). *El mundo de los niños*. Madrid: Alianza.
- Alfaro, M. (2005). *El mundo de los niños*. Madrid: Alianza.
- Alfaro, M. (2006). *El mundo de los niños*. Madrid: Alianza.
- Alfaro, M. (2007). *El mundo de los niños*. Madrid: Alianza.
- Alfaro, M. (2008). *El mundo de los niños*. Madrid: Alianza.
- Alfaro, M. (2009). *El mundo de los niños*. Madrid: Alianza.
- Alfaro, M. (2010). *El mundo de los niños*. Madrid: Alianza.
- Alfaro, M. (2011). *El mundo de los niños*. Madrid: Alianza.
- Alfaro, M. (2012). *El mundo de los niños*. Madrid: Alianza.
- Alfaro, M. (2013). *El mundo de los niños*. Madrid: Alianza.
- Alfaro, M. (2014). *El mundo de los niños*. Madrid: Alianza.
- Alfaro, M. (2015). *El mundo de los niños*. Madrid: Alianza.
- Alfaro, M. (2016). *El mundo de los niños*. Madrid: Alianza.
- Alfaro, M. (2017). *El mundo de los niños*. Madrid: Alianza.
- Alfaro, M. (2018). *El mundo de los niños*. Madrid: Alianza.
- Alfaro, M. (2019). *El mundo de los niños*. Madrid: Alianza.
- Alfaro, M. (2020). *El mundo de los niños*. Madrid: Alianza.
- Alfaro, M. (2021). *El mundo de los niños*. Madrid: Alianza.
- Alfaro, M. (2022). *El mundo de los niños*. Madrid: Alianza.
- Alfaro, M. (2023). *El mundo de los niños*. Madrid: Alianza.
- Alfaro, M. (2024). *El mundo de los niños*. Madrid: Alianza.
- Alfaro, M. (2025). *El mundo de los niños*. Madrid: Alianza.

- 1.- Stadig W.P., "Trends and developments in distillation", Chemical Processing, Feb. 1991, p. 45-53.
- 2.- Foust A.S. y colaboradores, "Principios de operaciones unitarias", Cia. Editorial Continental S.A., 3a impresión, México, 1990, p.29-30.
- 3.- Stadig W.P., op.cit., p.46.
- 4.- Fair J.R., "Distillation: King in separations", Chemical Processing, Sep. 1990, p. 23.
- 5.- Humphrey J.L. y A.F.Seibert, "Separation technologies: an opportunity for energy savings" Chemical Processing, Mar. 1992, p. 32-41.
- 6.- Frank O., "Shortcuts for distillation design", Chemical Processing, Mar. 1977, p. 30.
- 7.- Henley E.J. y J.D.Seader, "Operaciones de separación por etapas de equilibrio en ingeniería química", Ediciones Repla S.A., 1a edición, México, 1990, p. 69.
- 8.- Sauter J.R., "Trays design basic fundamentals (Process)", Norton Co., International Training Meeting, Akron, Ohio, Sep.1989, p. 1-20.
- 9.- Perry R.H. y D.Green, "Chemical Engineers' Handbook", McGraw-Hill, 6a edición, Nueva York, 1984, Cap. 18, p. 13-19.
- 10.- Henley E.J. y J.D.Seader, op.cit., p.69.
- 11.- Perry R.H. y D.Green, op.cit., Cap. 18, p. 23
- 12.- Norton Co., Plastic tower packing bulletin PTP-1, Akron, Ohio, 1984, p.3

13.- Strigle R.F., "Random packings and packed towers", Gulf Publishing Co., 1a edición, Houston, Texas, 1987, p. 2-10.

14.- Idem. p. 201-222

15.- Dolan M.J., "Process implications involving the selection of trays vs. tower packings", Norton Co., International Training Meeting, Akron, Ohio, Sep.1989, p. 2-20

16.- Rukovena F., "Liquid distributors for packed towers", Norton Co., International Training Meeting, Akron, Ohio, Ago. 1993, p. 1-5.

17.- Chohey N.P. y T.G.Hicks, "Manual de cálculos de ingeniería química," McGraw-Hill, 1a. edición, México, 1988, Cap. 8 p.11-26.

18.- Norton Co., Intalox High-Performance Separation Systems bulletin IHP-1, Akron Ohio, 1987, p.6

19.- Chohey N.P. y T.G.Hicks, op.cit., Cap. 8, p.29.

20.- Strigle R.F., op.cit., p.16.

21.- Idem. p.17-20

22.- Holland C.D., "Fundamentos de destilación de mezclas multicomponentes", Editorial Limusa, 1a edición, México, 1988, p.492-500.

23.- R.F.Strigle, op.cit., p. 161-163

24.- R.H.Perry y D.Green, op.cit., Cap. 18, p. 6

25.- R.F.Strigle, op.cit., p. 198-200

26.- K.Graf, Norton Co., International Training Meeting, Akron, Ohio, Sep.1989, comunicación personal

27.- Norton Co., comunicación personal de lista de precios confidencial.

28.- Kister H.Z., Larson K.F. y Yanagi T., "How do trays and packings stack up?", Chemical Engineering Progress, Feb. 1994, p.23-32

29.- R.H.Perry y D.Green, op.cit., Cap.3