



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO

FACULTAD DE QUÍMICA

**ESTUDIO DE UNA TORRE DE SEPARACIÓN PARA
MEJORAR SU DESEMPEÑO**

TESIS

QUE PARA OBTENER EL TÍTULO DE

INGENIERO QUÍMICO

PRESENTA

ELISEO RAMÍREZ REYES



MÉXICO, D.F. 2014



Universidad Nacional
Autónoma de México



UNAM – Dirección General de Bibliotecas
Tesis Digitales
Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS ©
PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

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

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

JURADO ASIGNADO:

PRESIDENTE: **ING. JORGE TRINIDAD MARTINEZ MONTES**

VOCAL: **ING. MARIA LUISA GALICIA PINEDA**

SECRETARIO: **DRA. MARTHA IMELDA MORENO BRAVO**

1er. SUPLENTE: **DR. MARTIN RIVERA TOLEDO**

2° SUPLENTE: **ING. LETICIA VALLE ARIZMEDI**

SITIO DONDE SE DESARROLLÓ EL TEMA:

FACULTAD DE QUÍMICA

ASESOR DEL TEMA:

DRA. MARTHA MORENO BRAVO

SUSTENTANTE:

ELISEO RAMÍREZ REYES

Índice

Glosario.....	1
1. Introducción.....	3
2. Objetivo	
2.1 Objetivos Particulares.....	5
3. Fundamentos	
3.1. Técnicas de separación.....	6
3.2. Revamp.....	10
3.3. Descripción de internos.....	11
3.4. Selección de internos.....	12
4. Torres de platos	
4.1. Platos	16
4.2. Tipos de platos.....	23
4.3. Hidráulica de platos.....	25
5. Torres empacadas	
5.1. Empaque	31
5.2. Tipos de empaque	37
5.3. Términos y criterios de diseño hidráulico para empaque	40
6. Torre de separación de etilbenceno/estireno	
6.1. Información del proceso	46
6.2. Simulación del proceso	50
7. Cálculo hidráulico	
7.1. Platos.....	57
7.2. Empaque.....	68
8. Selección de internos	
8.1. Comparación de internos.....	77

8.2. Análisis de resultados.....	81
9. Conclusiones.	86
10. Referencias.	88
11. Anexos.....	91

ÍNDICE DE TABLAS

Tabla 1. Algunas técnicas de separación basada en el equilibrio que utilizan la energía como agente separador.

Tabla 2. Algunas técnicas de separación basada en el equilibrio que adicionan un material como agente separador.

Tabla 3. Comparación entre los tipos más comunes de platos

Tabla 4. Comparación entre los tipos de empaque

Tabla 5. Guía de selección de empaque.

Tabla 6. Balance de materia de la torre de separación etilbenceno-estireno.

Tabla 7. Características de la corriente de alimentación.

Tabla 8. Propiedades de las corrientes de salida de la torre de destilación.

Tabla 9. Propiedades de los componentes de la corriente de alimentación.

Tabla 10. Balance de materia después del revamp al 120%.

Tabla 11. Factor del sistema.

Tabla 12. Platos utilizados en cálculo hidráulico.

Tabla 13. Cálculo hidráulico para platos Superfrac.

Tabla 14. Cálculo hidráulico para platos Ultra Frac.

Tabla 15. Valores de HETP de empaques elegidos.

Tabla 16. Cálculo hidráulico para el empaque estructurado 1.6Y HC.

Tabla 17. Cálculo hidráulico para el empaque estructurado 250Y HC.

Tabla 18. Cálculo hidráulico para el empaque estructurado 2Y HC.

Tabla 19. Cálculo hidráulico para el empaque estructurado 2.2Y HC.

Tabla 20. Características hidráulicas de la torre de destilación.

Tabla 21. Resultado del cálculo hidráulico de platos.

Tabla 22. Resultado del cálculo hidráulico de empaque de alta capacidad.

Tabla 23. Resultado del cálculo hidráulico de empaque de alta eficiencia.

Tabla 24. Flujo de gas por etapa.

Tabla 25. Resumen de arreglo general de la torre.

Lista de figuras.

Figura 1. Proceso de separación general.

Figura 2. Tipos de internos para la transferencia de masa.

Figura 3. Formas de flujo en columnas con platos de contacto vapor-líquido

Figura 4. Tipos de bajantes.

Figura 5. Plato de capucha de burbujeo

Figura 6. Plato perforado.

Figura 7. Plato valvulado.

Figura 8. Modelo hidráulico del plato.

Figura 9. Curva de operación típica de platos perforados con bajantes.

Figura 10. Relación entre el NTU y el número de etapas teóricas.

Figura 11. Tipos de empaque aleatorios.

Figura 12. Tipo de empaque estructurado.

Figura 13. Tipo de empaque grid.

Figura 14. Relación del flujo de vapor con la caída de presión y el punto de carga.

Figura 15. Esquema de torre de separación etilbenceno-estireno.

Figura 16. Esquema de simulación de proceso.

Figura 17. Propiedades de la corriente de alimentación.

Figura 18. Composición de la corriente de alimentación.

Figura 19. Especificaciones para simulación del proceso.

Figura 20. Perfil hidráulico de la torre de separación de etilbenceno-estireno.

Figura 21. Gráfica del factor de capacidad de inundación (CAFo).

Figura 22. Perfil del flujo de gas a través de la columna después del revamp.

Figura 23. Arreglo de internos después del revamp

Unidades

Longitud (L)

Masa (M)

Área (L^2)

Glosario

Destilación.

Es un método usado en la separación de una mezcla multicomponente que utiliza la energía como agente de separación. Este método aprovecha la diferencia en los puntos de ebullición de cada componente para realizar la separación.

Torre

Recipiente cilíndrico en posición vertical utilizado en técnicas de separación basadas en el equilibrio.

Etapa o plato teórico

Zona hipotética en la que toman contacto dos o más corrientes y se asume que abandonan la misma en estado de equilibrio.

Eficiencia de etapa

Parámetro que vincula la composición del vapor en equilibrio con la composición que realmente se obtiene.

Platos

Dispositivos de contacto en equilibrio.

Empaque

Piezas que se colocan dentro de la torre y que se utilizan para aumentar el área interfacial.

HETP (L)

Es la altura equivalente de un plato teórico y determina la altura de relleno.

Capacidad

Flujo de líquido y vapor que maneja de forma eficiente una columna.

Inundación

Condición que ocurre cuando las velocidades del vapor y/o el líquido son tan grandes que la caída de presión del gas es superior a la carga neta de gravedad del líquido

Revamp

Rehabilitación de un equipo en el que puede ser considerado el incremento de su capacidad.

Contactora

Dispositivos de transferencia de materia instalados en el interior de una columna

Área total de la torre de la sección transversal, A_t (L^2)

El área de sección transversal de la torre vacía (sin bajantes o platos)

Área neta, A_n (L^2)

El área total de la torre de la sección transversal menos el área de la parte superior de la bajante (conocido a veces como área libre). El área neta representa el área más pequeña disponible para el flujo de vapor en el espacio dentro del plato.

Área activa, A_a (L^2)

El Área total de la torre de la sección transversal menos el área total de la bajante y cualesquiera otras regiones no perforadas. El área activa representa el área disponible para el flujo de vapor cerca de la superficie del plato.

Área del agujero A_h (L^2)

El área total de las perforaciones en el plato. El área del agujero es el área más pequeña por donde pasa el vapor.

Área de la ranura A_s (platos valvulados) (L^2)

Área cuando todas las válvulas están totalmente abiertas.

CAPITULO I

1. Introducción

Los métodos actuales de separación de sustancias químicas han alcanzado un gran desarrollo debido a su constante aplicación en la industria química. Estos se utilizan con el fin de purificar materias primas, productos intermedios y productos finales, en los que se destina la mayor parte del equipo de una planta química.

La industria petroquímica es un claro ejemplo de la aplicación de estos métodos de separación, ya que en la transformación de los derivados del petróleo se requiere necesariamente de los procesos de separación. Por ello es de gran importancia que los equipos existentes puedan cumplir con los requerimientos presentes y futuros de las plantas petroquímicas.

Para este trabajo se eligió específicamente la torre de destilación de etilbenceno y estireno porque las dimensiones del equipo permiten demostrar con mayor claridad la variación resultante en el comportamiento hidráulico de una torre según la selección de sus internos (platos y empaque).

La torre de destilación elegida forma parte de una planta de estireno. La función de este equipo es separar el etilbenceno y estireno que forman parte de una mezcla de compuestos derivados de la reacción de síntesis de estireno.

Se puede incrementar la capacidad de operación de la torre de destilación de etilbenceno y estireno mediante una adecuada selección de sus internos, contemplando algunos parámetros hidráulicos como la caída de presión e inundación en la torre.

Para establecer los fundamentos de los conceptos utilizados en el presente trabajo, se realizará una revisión bibliográfica sobre los términos básicos de los procesos de separación de mezclas de sustancias químicas. Se mencionarán las técnicas de separación generales con un enfoque particular en la destilación. Se definirá el concepto de revamp y se expondrán algunos criterios para la selección de los internos.

Con el fin de fundamentar la mejor elección de los internos se presentarán las características de los tipos de plato y empaque así como sus respectivos parámetros hidráulicos.

Se utilizará un programa de simulación de procesos para determinar el comportamiento de la torre y obtener el perfil de temperaturas y las propiedades termodinámicas de cada una de las etapas en equilibrio dentro de la torre. Mismos que servirán para realizar los cálculos hidráulicos.

El cálculo hidráulico se realizará para cada uno de los internos sugeridos para la torre de destilación a partir de los datos que arroje el simulador. Se elaborará una tabla con los resultados de los cálculos de los internos sugeridos para resumir el trabajo realizado.

El presente trabajo tiene como finalidad demostrar que el comportamiento hidráulico de una torre de destilación depende de la selección de platos y de empaque que utiliza y que se puede mejorar su capacidad de operación con una correcta selección de los mismos

CAPITULO II

2. Objetivo

Evaluar el comportamiento de diferentes tipos de empaque y platos dentro de la torre de destilación de etilbenceno y estireno mediante la realización de pruebas de simulación del proceso para seleccionar los internos que presenten mejores resultados en cuanto al comportamiento hidráulico.

2.1 Objetivos Particulares

Obtener los resultados del balance de materia y el perfil hidráulico de la torre por medio del simulador Aspen Hysys 7.3 para realizar el cálculo hidráulico de los internos y realizar la comparación y selección de otros tipos diferentes de internos que permitan una buena operación de la torre.

CAPITULO III

3. Fundamentos

El proceso de separación general se puede representar mediante un esquema que se muestra en la figura 1. La alimentación consiste en una corriente de materia, o de varias corrientes de composición definida. Hay como mínimo dos corrientes de producto que difieren en composición, debido a la naturaleza fundamental de la separación y es causada por la adición de un agente de separación que toma la forma de otra corriente de materia o energía. [8] [18]

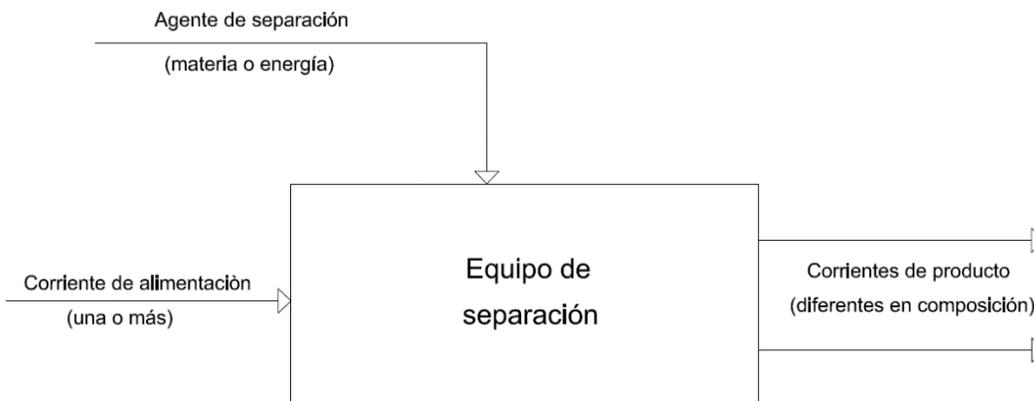


Figura 1. Proceso de separación general.

3.1 Técnicas de separación

Las técnicas de separación se pueden dividir en tres categorías con base en su mecanismo operativo: [14]

- a) Mecánica.
- b) Basada en la velocidad.
- c) Basada en el equilibrio.

En los procesos de separación mecánica, la alimentación contiene dos fases. Para separar una fase de la otra se aprovechan las diferencias de tamaño y densidad. Algunos necesitan mucha energía, como la centrifugación; otros no, como la sedimentación.

Las técnicas de separación basadas en la velocidad dependen de las diferencias en la velocidad de transporte de los componentes que se van a separar a través de un medio.

En los procesos de separación basada en el equilibrio, la alimentación es una mezcla multicomponente, pero hay una sola fase. Durante el proceso se genera una segunda fase. Las composiciones de las dos fases son diferentes. Las dos fases son los dos productos.

El presente trabajo se enfoca en la técnica de separación basada en el equilibrio que pueden ser clasificadas de la siguiente manera:

Tabla 1. Algunas técnicas de separación basada en el equilibrio que utilizan la energía como agente separador. [14]

Técnica	Fase de las alimentaciones /fases de los productos	Diferencia en la propiedad física	Como funciona	Ejemplos
Evaporación	Líquido/líquido y vapor	Presión de vapor (punto de ebullición)	La mezcla líquida se calienta hasta que una parte del material se vaporiza	Separación de butano del asfalto
Condensación	Vapor/líquido y vapor	Presión de vapor(punto de ebullición)	La mezcla de vapor se enfría hasta que una parte del material se condensa	Recuperación de los compuestos orgánicos volátiles del gas de escape en una campana de humos
Destilación	Líquido o vapor/líquido y vapor	Presión de vapor(punto de ebullición)	Se alimenta la mezcla en una columna de múltiples etapas, donde evaporación y condensación se repiten	Separación del petróleo crudo en gasolina, turbosina, diesel, etc.
Cristalización	Líquido/sólido y líquido	Solubilidad a temperaturas bajas (punto de fusión)	Se enfría la solución hasta que se rebasa el límite de solubilidad	Purificación de la aspirina
Secado	Solución o suspensión/sólido y vapor	Presión de vapor	Se calienta la alimentación para volatilizar el disolvente, dejando atrás el sólido no volátil.	Secado de películas fotográficas.

Tabla 2. Algunas técnicas de separación basada en el equilibrio que adicionan un material como agente separador. [14]

Técnica	Fase de las alimentacione s/fases de los productos	Diferencia en la propiedad física	Como funciona	Ejemplos
Absorción	Gas	Solubilidad del gas en el disolvente adicionado	La mezcla gaseosa entra en contacto con el disolvente; uno de los componentes del gas es más soluble en el disolvente.	Separación de CO ₂ del H ₂ por la adición del disolvente etanolamina-agua.
Adsorción	Fluido (gas o líquido)	Afinidad por la superficie sólida	El fluido entra en contacto con un material sólido; uno de los componentes de la mezcla se pega al sólido	Recuperación de cafeína de los granos de café
Lixiviación	Sólido	Solubilidad de los componentes sólidos en el disolvente adicionado	El sólido contiene componentes solubles e insolubles, los componentes solubles se disuelven en el disolvente adicionado.	Recuperación de cafeína de los granos de café
Extracción	Líquido	Distribución entre dos fluidos inmiscibles	Un disolvente inmiscible entra en contacto con la alimentación; el soluto del fluido se reparte de preferencia en el disolvente adicionado.	Purificación de antibióticos provenientes del caldo de cultivo.

3.2 Revamp

El objetivo de este trabajo es realizar un análisis del aumento en la capacidad de producción de una torre de separación, lo cual puede ser resumido en el término REVAMP. Esta palabra de origen anglosajón traducida al español tiene el siguiente significado como verbo:

Revamp: renovar, modernizar, rehabilitar, remodelar.

En operaciones unitarias tales como la destilación y absorción de gases, el término Revamp significa un incremento en la capacidad de procesamiento. Dicho incremento provoca cambios en el proceso donde un equipo es un componente costoso y sustituirlo no es aceptable si se puede mejorar su desempeño mediante la selección de sus internos. El rendimiento del equipo existente debe ser entendido y analizado durante el procedimiento de Revamp. [21]

Un simulador de procesos es una herramienta de gran utilidad para realizar un Revamp con notable facilidad. Los simuladores de procesos son programas de computadora pensados en resolver las ecuaciones de los balances de materia y energía de equipo a equipo, o visto como operación unitaria del proceso.

Un simulador cuenta con una extensa base de datos de modelos termodinámicos y una base de datos de componentes puros para predecir las temperaturas, presiones y composiciones de cada corriente de proceso.

En el presente trabajo se realizará un Revamp usando el simulador de procesos Aspen HYSYS 7.3 como herramienta en una torre de destilación existente, el cual se logrará mediante el cambio de internos.

3.3 Descripción de internos.

Las dos clases de dispositivos de transferencia de materia de verdadera importancia comercial son los contactores por etapas y los contactores continuos. En el presente trabajo a este tipo de dispositivos se les nombrará internos. En el inciso (a) de la figura 2 se presenta un contactor líquido-vapor por etapas, donde cada plato es una etapa diferente y las fases se separan después de cada contacto. La mezcla de líquido y vapor en los platos se promueve dispersando el gas en el líquido, que es la fase continua. Los platos utilizados con mayor frecuencia tienen válvulas de barboteo para mantener el líquido sobre el plato y dirigir el flujo de gas, así como también los platos perforados en los que el gas se dispersa a través de pequeños orificios, manteniendo el líquido sobre el plato exclusivamente a causa de la caída de presión. [6]

En los contactores continuos o empaques (incisos b y c de la figura 2) no hay distinción visual entre las etapas, el contacto es continuo, y la separación de las fases ocurre en los extremos del aparato. Generalmente la fase gaseosa es continua, siendo el objetivo del relleno provocar la turbulencia del flujo de gas a través del líquido, que fluye por el interior y alrededor del relleno. El relleno puede estar formado por anillos o monturas de material cerámico, metálico o plástico, puestos al azar en la torre, o bien de forma estructurada en forma de rejillas o mallas metálicas cuidadosamente colocadas. Los internos del inciso b también son conocidos como empaque aleatorio y los internos del inciso c como empaque estructurado.

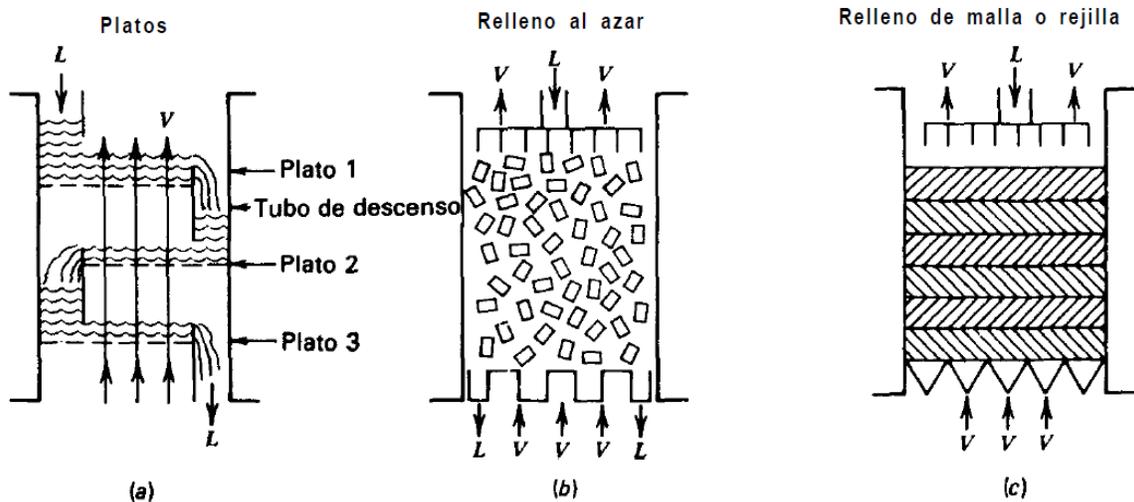


Figura 2. Tipos de internos para la transferencia de masa (a) Platos. (b) Relleno al azar. (c) Relleno de malla.

3.4 Selección de internos.

La selección del empaque se basa en la caída de presión y la eficiencia de transferencia de masa al interior de la torre de separación. Dado que los internos difieren en detalle, se deben de utilizar los datos proporcionados por el fabricante.

En las tablas que a continuación se presentan se comparan los diferentes tipos de platos y empaque.

Tabla 3. Comparación entre los tipos más comunes de platos. [9]

Tipo	Platos perforados	Platos valvulados	Platos con capucha
Capacidad	Alta	Alta, muy alta	Moderadamente alta
Eficiencia	Alta	Alta	Moderadamente alta
Arrastre	Moderado	Moderado	Alto, 3 veces más alto que los platos perforados
Caída de presión	Moderada	Moderado, en los diseños actuales son similares a los platos perforados	Alta
Costo	Bajo	20% mayor que los platos perforados	Alto, 2 o 3 veces mayor del costo de los platos perforados.

En la tabla 4 se muestra una comparación entre el empaque aleatorio y el empaque estructurado. Las condiciones de aplicación se muestran en la tabla 5.

Tabla 4. Comparación entre los tipos de empaque. [11]

	Aleatorio		Estructurado
	Anillos Raschig	“Dinámico”	
Costo relativo	Bajo	Moderado	Alto
Caída de presión	Moderada	Baja	Muy Baja
Eficiencia	Moderada	Alta	Muy Alta
Capacidad de vapor	Muy alta	Alta	Alta

Tabla 5. Guía de selección de empaque. [11]

Condiciones de aplicación	Empaque	
	Aleatorio	Estructurado
Presiones bajas (<100mmHg)	2	3
Presión moderada	2	1
Presiones altas (> 50% de la crítica)	2	0
Bajas Velocidades de líquido	1	2
Sistemas espumantes	3	0
Enfriamiento interno de la torre	1	0
Sólidos presentes	1	0
Ensuciamiento o solución polimerizada	1	0
Múltiples alimentaciones	1	0
Altas velocidades de líquido	3	0
Diámetro pequeño de la columna	3	2
Columnas con diámetro de 3 – 10 pies	2	2
Diámetro grande de la columna	1	2
Fluidos corrosivos	3	1
Fluidos viscosos	3	0
Baja caída de presión	2	2
Expandir la capacidad de la columna	2	3
Bajos costos	2	1
Procedimiento de diseños disponible	2	1
Notas:	0: No usar 2: Generalmente aplicable	1: Evaluar cuidadosamente 3: La mejor selección

La diferencia de costos entre las columnas de platos y empacadas no es muy grande, aunque el relleno es más caro que los platos. La diferencia en la altura de la columna no es generalmente significativa si las velocidades de flujo son tales que las eficacias están próximas a su valor máximo. Como regla aproximada, los platos se utilizan siempre en columnas de gran diámetro y torres con más de 20 ó 30 etapas. [9]

La eficacia de las torres de relleno disminuye con el diámetro, mientras que en las torres de platos ocurre lo contrario. Las columnas de relleno encuentran mayor aplicación en absorción de gases, donde es frecuente la presencia de reacciones químicas corrosivas, así como también en el laboratorio, plantas piloto y operación de alto vacío. [11]

Condiciones que favorecen a las columnas empacadas

- Columnas de pequeño diámetro (menos de 0.6 m)
- Medios corrosivos
- Destilaciones críticas a vacío, donde son imprescindibles bajas caídas de presión.
- Bajas retenciones de líquido (si el material es térmicamente inestable).
- Líquidos que forman espuma (debido a que en columnas de relleno la agitación es menor)

Condiciones que favorecen a las columnas de platos.

- Cargas variables de líquido y/o vapor
- Necesidad de utilizar serpentines de refrigeración en la columna.
- Presiones superiores a la atmosférica
- Bajas velocidades de líquido
- Gran número de etapas y/o diámetro
- Elevados tiempos de residencia del líquido.
- Posible ensuciamiento (las columnas de platos son más fáciles de limpiar)
- Esfuerzos térmicos o mecánicos (que pueden provocar rotura del empaque)

CAPITULO IV

4. Torres de platos

Hasta 1950 los platos con caperuzas de barboteo eran los únicos diseños habituales de platos para el contacto vapor-líquido. A partir de los primeros años después de 1950 comenzaron a surgir numerosos competidores, incluyendo platos perforados, así como platos de válvula. De todos ellos solamente los platos perforados alcanzaron inmediata popularidad y se adueñaron de gran parte del mercado. Sin embargo, la introducción de mejoras en el diseño de platos de válvula, sobre todo en la caída de presión, costo y seguridad de operación de las válvulas, ha ido aumentando su uso hasta que en la actualidad dominan el mercado. Existen otras aplicaciones en las que tanto el goteo de un plato a otro como los tiempos de residencia del líquido son críticos, de forma que son preferibles las caperuzas de barboteo. Los platos perforados se seguirán utilizando porque son baratos, fáciles de fabricar y se comportan bien para muchas aplicaciones. [9]

4.1 Platos

El equipo para separaciones en múltiple etapa consiste frecuentemente en platos horizontales de contacto entre las fases dispuestos en una columna vertical. El grado de separación depende del número de platos, de la separación entre los mismos y su eficacia. El área de la sección transversal de la columna determina la capacidad de los platos para permitir el paso de las corrientes que se ponen en contacto.

Como se indica en la figura 3, en los tres dispositivos (platos de caperuzas de barboteo, platos perforados y platos de válvulas) el vapor, que asciende verticalmente, contacta en cada plato con el líquido que circula con flujo cruzado. En platos adecuadamente diseñados y manejados, el vapor fluye solamente a través de las regiones perforadas de los platos mientras que el líquido desciende de un plato a otro solamente por los tubos de descenso.

El flujo cruzado es preferible a un verdadero flujo en contracorriente, donde ambas fases pasan a través de las mismas aberturas de un plato, debido a que la primera modalidad permite un intervalo de operación mucho más amplio y un mejor funcionamiento. [9]

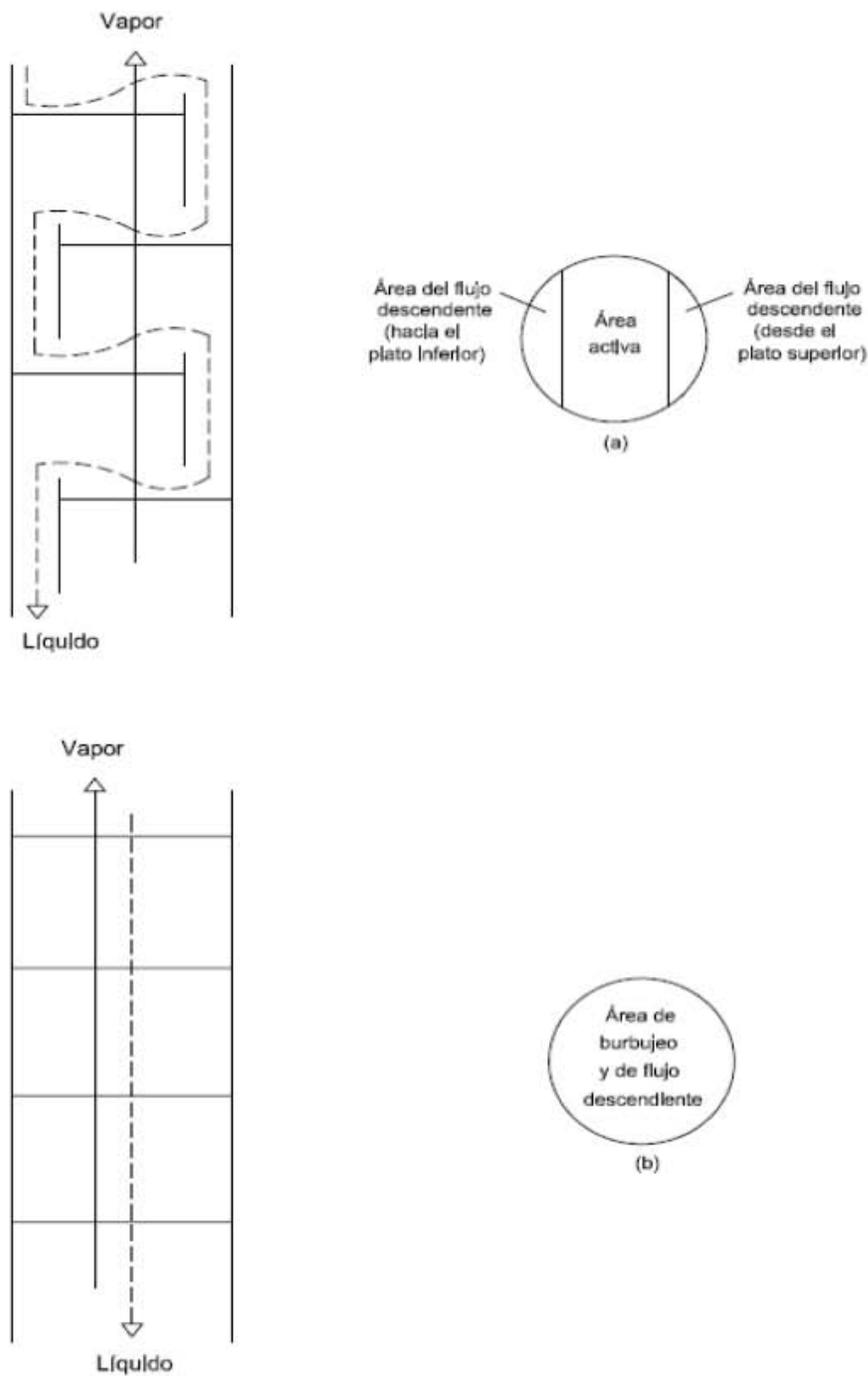


Figura 3. Formas de flujo en columnas con platos de contacto vapor-líquido. (a) Flujo cruzado. (b) Flujo en contracorriente.

4.1.1 Espaciamiento entre platos.

Los rangos para el espaciamiento entre platos va de 8 a 36 pulgadas. Un factor que influye en el espaciamiento es la parte económica entre la altura de la columna y el diámetro. Al incrementar el espaciamiento la altura requerida de la columna adquiere mayor tamaño, pero permitirá que el diámetro de la columna sea menor.

El espaciamiento de 24 pulgadas es el más común para columnas de un diámetro de 4 ft o mayor. Este espacio es lo suficientemente ancho para que un trabajador se desplace sobre los platos. El espaciamiento mayor a 24 pulgadas es deseable cuando se espera que se realice mantenimiento de manera frecuente, en espaciamiento entre platos menores a 18 pulgadas dificulta el acceso para mantenimiento. [9][13]

4.1.2 Diámetro de hoyos en platos perforados.

El diámetro de los hoyos en platos industriales tiene un rango de 1/16 a 1 pulgada. En la selección del diámetro de los hoyos se debe de considerar:

1. La naturaleza del servicio: un tamaño pequeño no es adecuado para servicios de incrustación o corrosión porque bloquean total o parcialmente los hoyos, generando una excesiva caída de presión o una inundación prematura. Si el servicio es corrosivo, un tamaño más grande de agujero tiene dos ventajas: (1) la caída de presión del plato es menor. (2) el espesor del plato es mayor e incrementa el grado de corrosión que puede ser tolerado. En servicios de ensuciamiento o corrosión, se recomienda usar los diámetros de los hoyos mayores a 1/2 pulgada.

2. Hidráulica: un tamaño pequeño mejora la capacidad del plato, pero esta mejora puede ser baja. Los agujeros pequeños reducen de manera apreciable el arrastre además de disminuir la caída de presión.

En general, los agujeros grandes son recomendados para servicios de ensuciamiento y corrosión, en otras aplicaciones, las perforaciones de agujeros pequeños son preferibles, con 3/16 pulgadas de diámetro siendo uno de los favoritos en una elección general. [9][13]

4.1.3 Vertederos.

Los vertederos mantienen un nivel deseado de líquido en el plato, la altura del vertedero establece directamente el nivel del líquido y lo mantiene en el plato. Este nivel de líquido debe ser lo suficientemente alto para proveer el suficiente tiempo de contacto del líquido-vapor y una buena formación de burbujas.

La eficiencia de los platos incrementa con la altura del vertedero en un régimen espumante, pero para vertederos de 1 ½ a 3 pulgadas este aumento a menudo es pequeño. Mientras mayor sea la altura del líquido, mayor será la caída de presión en el plato y la velocidad de arrastre

La altura mínima recomendada para el vertedero es ½ pulgada pero ¾ y 1 pulgada son recomendadas. Vertederos bajos, menores a una pulgada, son usados frecuentemente en columnas a vacío. [9][13]

4.1.4 Número de pasos.

En múltiples pasos de un plato la carga del líquido disminuye por las divisiones del plato en dos o más trayectorias. Por ejemplo el uso de 2 pasos en lugar de uno reduce a la mitad la carga del líquido. El incremento del número de pasos mejora la capacidad del plato y de la bajante y disminuye la caída de presión, pero tiene como desventaja la disminución la longitud de trayectoria de flujo.

Al acortar la trayectoria de flujo se reduce la eficiencia del plato y si es extremadamente corto puede ser inadecuado para acomodar la entrada hombre, se recomienda que no sea menor a 16 pulgadas.

Los platos que contengan dos o más pasos de líquido puede ser sensible a una mala distribución del líquido y vapor, si se mantiene en los platos inferiores puede causar pérdida de eficiencia y capacidad por lo que no es recomendable este tipo de platos. [9][13]

4.1.5 Bajantes.

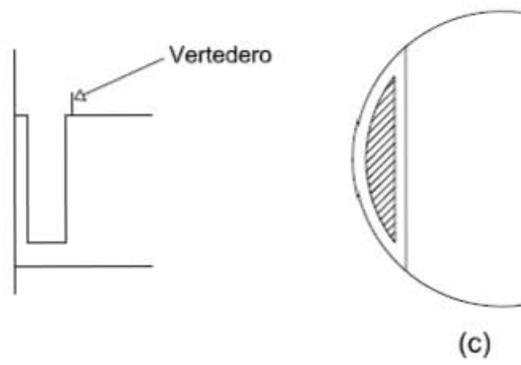
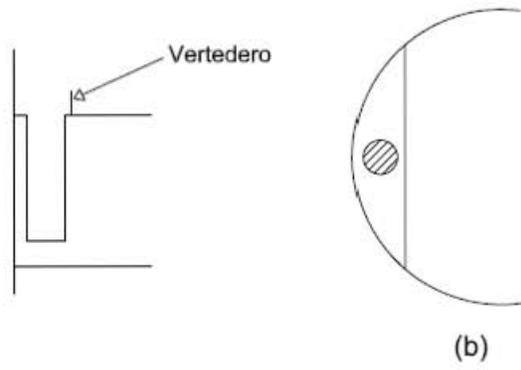
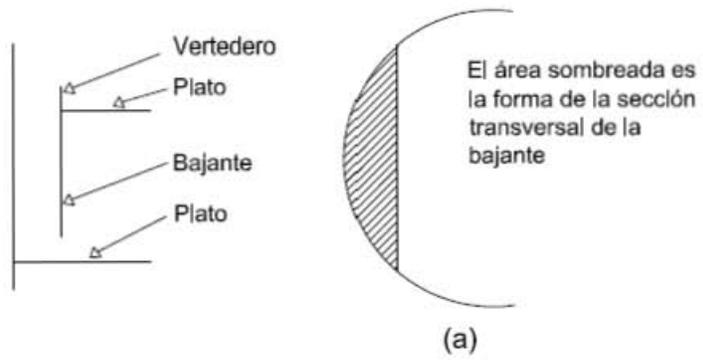
El pasaje del líquido de la parte superior a la parte inferior de las torres de platos ocurre principalmente a través de las bajantes. Las bajantes son conductos que tienen secciones transversales rectangulares que transportan el líquido desde la parte superior a la parte inferior del plato en columnas de destilación. Los diferentes tipos de bajantes se muestran en la figura 4. La mayor diferencia se encuentra en el área seccional y en la lateral de extensión longitudinal. [9]

La bajante lineal vertical es el tipo más común utilizado en columnas de destilación. Este tipo de bajante utiliza de manera adecuada el flujo descendente del área de la columna y tiene ventaja respecto al costo y simplicidad sobre los demás tipos de bajante.

La bajante circular fue ampliamente utilizada en las primeras columnas. Se dejaron de utilizar porque proporcionaban una disminución en área de flujo descendente y el espacio limitado de separación de vapor. Este tipo de bajantes es utilizado cuando las cargas de líquido son extremadamente bajas y donde las bajantes lineales no son adecuadas.

Los tipos de bajante “envolventes” son utilizados cuando la carga de líquido es baja, el ancho de la bajante es mínimo cuando la carga del líquido es moderada. Este tipo de bajantes es raramente utilizado.

La bajante inclinada representa el mejor manejo del área de flujo descendente de la columna. Provee el suficiente volumen para el espaciamiento líquido-vapor en la parte superior e inferior de la bajante sin desperdiciar el área activa de la parte inferior del plato. Este tipo de platos es más caro que las bajantes lineales.



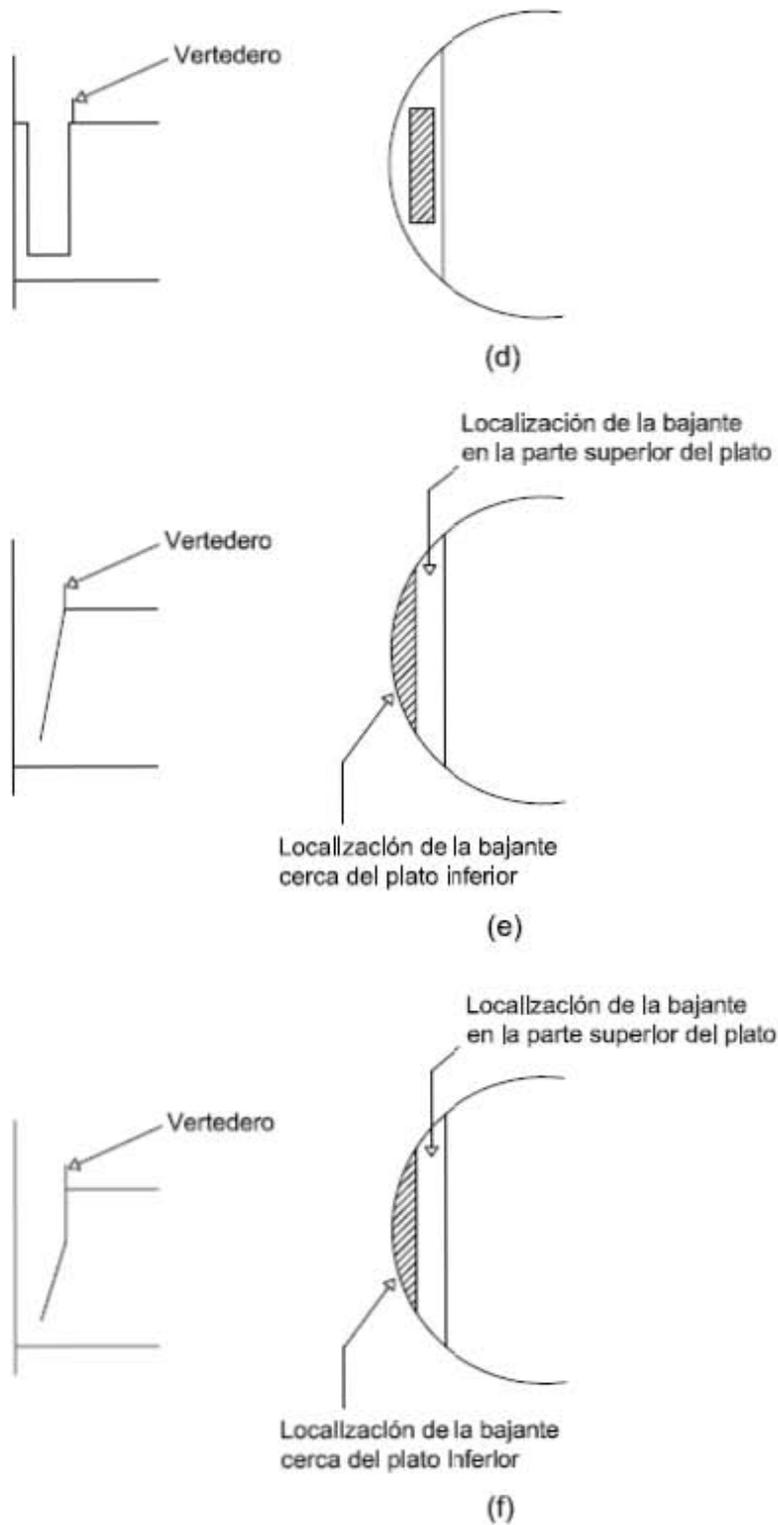


Figura 4. Tipos de bajantes. (a) Bajante lineal, (b) Bajante circular (c) Bajante envolvente segmental (d) Bajante envolvente rectangular (e) Bajante inclinada (f) Bajante inclinada.

4.2 Tipos de platos

4.2.1 Plato de capucha.

El plato de capucha de burbujeo fue utilizado en la destilación antes de 1960. Este tipo de plato fue reemplazado por los platos perforados y platos valvulados. En la actualidad, los platos de capucha se utilizan sólo en aplicaciones especiales, mientras que los platos perforados y valvulados son los tipos más populares. [6]

El plato de capucha es una placa perforada con canalizaciones verticales alrededor de los agujeros, y capuchas en forma de copas invertidas sobre las canalizaciones. Las capuchas son por lo general (pero no siempre) equipadas con ranuras a través de las cuales sale el vapor. El líquido y la espuma son atrapados en el plato hasta una profundidad al menos igual a la altura vertedero, dando el plato de capucha la única capacidad de operar a flujos bajos de vapor y líquido. [9]



Figura 5. Plato de capucha de burbujeo

4.2.2 Platos Perforados.

El plato perforado es un plato de placa perforada. El vapor procedente de los agujeros da un efecto de orificios múltiples. La velocidad del vapor mantiene al líquido que fluye hacia abajo a través de los orificios (lloriqueo). A bajas velocidades, líquido gotea a través de los agujeros, sin pasar por el plato y reduciendo la eficiencia. Los platos perforados son simples y fáciles de fabricar, y son por lo tanto relativamente baratos. [9]



Figura 6. Plato perforado

4.2.3 Platos valvulados.

Un plato valvulado es una placa perforada y cada perforación está equipada con un disco movable. Las perforaciones y discos pueden ser circulares o rectangulares. En flujos de vapor bajos, el disco se asienta sobre la perforación y la cubre para evitar el goteo del líquido. Cuando el flujo de vapor aumenta, el disco se eleva verticalmente. [9]

La elevación vertical del disco es restringida por una jaula o retenida por piernas unidas a la parte inferior del disco. La jaula y las piernas prevén el movimiento horizontal del disco.



Figura 7. Plato valvulado

4.3 Hidráulica de platos

4.3.1 El clásico modelo hidráulico

El líquido entra al plato por la bajante del plato superior. Cuando el líquido entra al plato es aireado con vapor del plato inferior. Luego fluye a través del plato hasta alcanzar la altura del vertedero. El líquido fluye sobre el vertedero hasta la bajante, donde el vapor se separa del líquido. [9]

Este modelo es una simplificación de los procesos que ocurren en una torre de destilación de platos, muchos de los procedimientos modernos de diseño se basan en este modelo y se expresan en términos de este modelo.

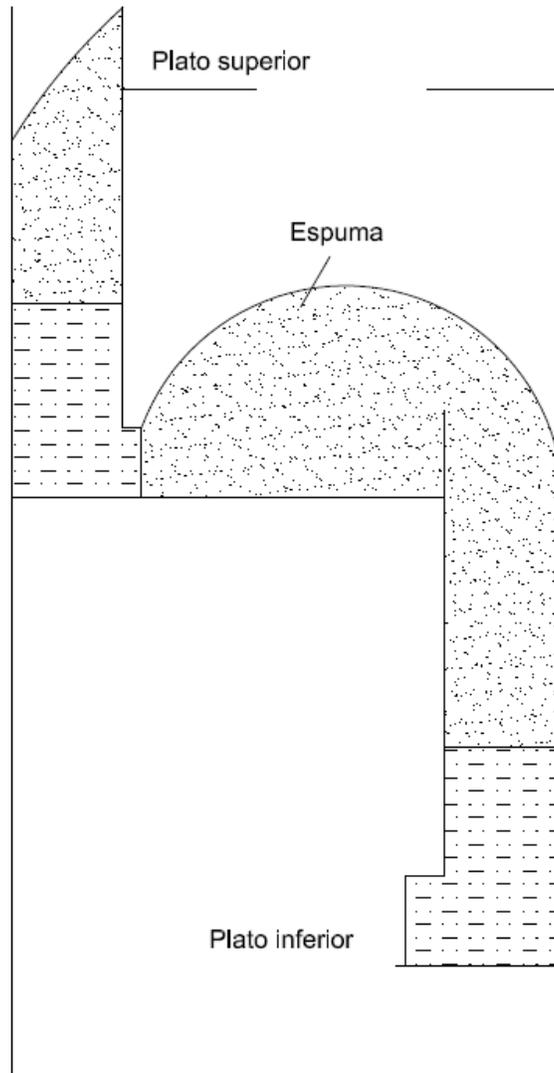


Figura 8. Modelo hidráulico del plato.

4.3.2 Caída de presión.

En las torres de separación se producen caídas de presión en el vapor que son debidas al tipo de plato, causado por el roce con las paredes de la columna y por el flujo del líquido a través de la torre. En general si se grafica la caída de presión contra el caudal del vapor tendremos para un flujo dado de líquido se tiene el siguiente comportamiento en la figura 9. [13]

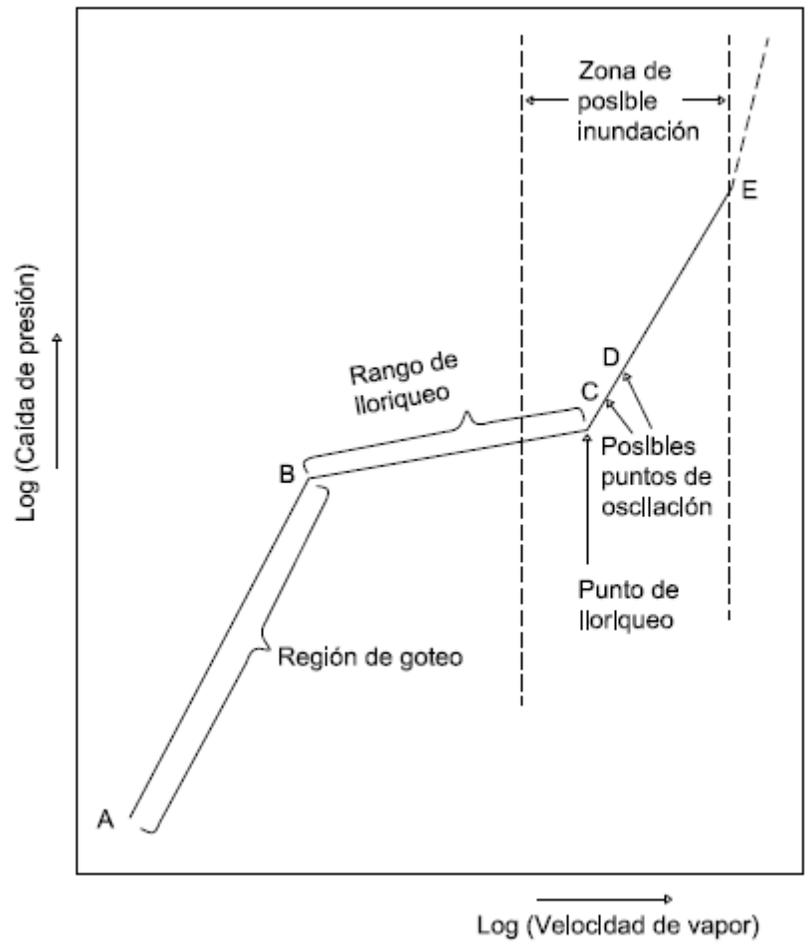


Figura 9. Curva de operación típica de platos perforados con bajantes.

Este modelo aplica para el flujo de líquido con vapor en contracorriente. Del punto A al B las caídas de presión se pueden calcular mediante gráficas. El punto B se conoce como punto de carga. En él, una parte de la energía del gas se usa para frenar el flujo de líquido en la torre, por lo que se reduce la sección efectiva de flujo de vapor. En el punto C se produce el fenómeno llamado de *inundación*, en el cual la torre se vuelve inestable, ya que el líquido es retenido por el vapor y no desciende, inundándose la torre y deteniéndose la transferencia de masa.

4.3.3 Inundación.

La inundación se puede encontrar cuando:

- El espaciamiento entre platos es pequeño: en espaciamiento de platos menores de 18 pulgadas, puede restringir la capacidad del plato, cuando el espaciamiento del plato disminuye y/o la carga del líquido aumenta son factores que propician el inundamiento. [9]
- Condiciones que favorecen el flujo de vapor: estas son las únicas condiciones bajo las cuales el inundamiento es probable y puede ser encontrado cuando el espaciamiento excede 18 pulgadas.

4.3.4 Arrastre.

El arrastre es cuando el líquido es transformado por el vapor del plato inferior. Este líquido contiene más del componente menos volátil que el plato inferior, por lo tanto contrarresta el proceso de transferencia de masa y reduce la eficiencia del plato. Otros efectos indeseables son el arrastre de impurezas no volátiles contaminando el producto de domo. [9]

CAPITULO V

5. Torres empacadas

Las torres empacadas se emplean como equipo de contacto para sistemas liquido-gas, liquido-vapor y líquido-líquido. La unidad básica consiste de:

- Cuerpo

Puede ser de metal (acero, aleación, no férnico), plástico o alguna combinación que requiera la adición de revestimiento o capas internas de goma, plástico o ladrillo. La temperatura y las sustancias corrosivas normalmente dictan el revestimiento interno. [13]

- Empaque (una o más secciones)

Es la parte fundamental del rendimiento de la torre. Su selección apropiada implica una comprensión de las características operativas del empaque y el efecto sobre el funcionamiento entre los diversos tipos. Se han logrado grandes avances en el desarrollo del empaque para aplicaciones de procesos difíciles y de gran alcance. [1]

Reciben el nombre de empaques, las piezas que se colocan dentro del equipo y que se utilizan para aumentar el área interfacial [11]. En general un buen empaque debe cubrir las siguientes especificaciones:

- 1) Debe ser químicamente inerte a los fluidos del proceso.
- 2) Debe tener una resistencia mecánica elevada.
- 3) Debe poseer buenas características de flujo. Esto es, que el empaque debe permitir el paso de grandes volúmenes de flujo a través de pequeñas secciones de la torre, sin provocar grandes caídas de presión en la fase de vapor.

- 4) Proporcionar una gran superficie interfacial entre el líquido y el vapor. La superficie de empaque por unidad de volumen de espacio empacado debe ser grande, pero no en un sentido microscópico.
- 5) Debe ser económico.
- 6) Su estructura debe permitir el fácil manejo e instalación.

- Platos de soporte del empaque.

Son rejas cruzadas con barras espaciadas para evitar la caída del empaque a más unidades especializadas diseñadas para dirigir el flujo de vapor y líquido. Además de soportar el peso del relleno, los platos deben estar diseñados para permitir un flujo relativamente no restringido del líquido y del vapor. El buen funcionamiento de la torre está vinculado con un apropiado soporte del empaque. [13]

- Distribuidor del líquido de alimentación.

Es la parte fundamental en la operación eficiente de una torre empacada. Un buen empaque desde el punto de vista del proceso puede reducir su eficiencia por una mala distribución del líquido a través de su superficie superior o en las secciones de empaque por debajo de cualquier corriente de alimentación o de reflujo [13]. Un distribuidor ideal tendría las siguientes características:

- 1) Distribución ideal del líquido.
- 2) Resistencia al ensuciamiento.
- 3) Elevada flexibilidad de operación.
- 4) Elevada área libre para el flujo de vapor.

5) Adaptabilidad a la fabricación con numerosos materiales de construcción.

6) Construcción modular para una mayor flexibilidad de instalación.

- Redistribuidores.

Son necesarios por cada 3 ó 6 metros de relleno para recoger el líquido que baja por las paredes y redistribuirlo después para establecer un modelo uniforme de irrigación. El redistribuidor debe ser sellado contra la pared para recoger todo el líquido que baja de la sección empacada. [2]

En comparación con las torres de platos, las torres empacadas son adecuadas para pequeños diámetros (24 pulgadas o menos), es recomendable cuando se opera a bajas presiones y cuando se requiera la construcción de plástico y cerámicos.

En las torres de gran diámetro no es conveniente utilizar empaques, especialmente aquellas en las que el flujo de líquido es bajo y el flujo de vapor es muy alto, debido a problemas con la distribución del líquido. [13]

5.1 Empaque

Es la parte fundamental del rendimiento de la torre. Su selección apropiada implica una comprensión de las características operativas del empaque y el efecto sobre el funcionamiento entre los diversos tipos. Se han logrado grandes avances en el desarrollo del empaque para aplicaciones de procesos difíciles y de gran alcance [11][15]. En general un buen empaque debe cubrir las siguientes especificaciones:

- Debe ser químicamente inerte a los fluidos del proceso.
- Debe tener una resistencia mecánica elevada.
- Debe poseer buenas características de flujo. Esto es, que el empaque debe permitir el paso de grandes volúmenes de flujo a través de pequeñas

secciones de la torre, sin provocar grandes caídas de presión en la fase de vapor.

- Proporcionar una gran superficie interfacial entre el líquido y el vapor. La superficie de empaque por unidad de volumen de espacio empacado debe ser grande, pero no en un sentido microscópico.
- Debe ser económico.
- Su estructura debe permitir el fácil manejo e instalación.

5.1.1 Eficiencia en torres empacadas.

Las columnas de relleno se caracterizan por la altura equivalente de un plato teórico, por sus siglas en inglés es nombrado HETP. Dos magnitudes relacionadas son: (a) la altura de la unidad de transferencia, HTU por sus siglas en inglés, que es aproximadamente proporcional a la HETP y, en general, algo más pequeña, y (b) los coeficientes de transferencia de materia K_{Ga} o K_{La} , que son inversamente proporcionales a la HTU. [6]

La eficacia del relleno es inversamente proporcional a la HETP, que puede ser tan baja como 10 cm para relleno de tela metálica de alta eficacia o tan alta como 1 m para anillos de relleno grandes. Para obtener el número de etapas para una determinada separación se divide el número de etapas teóricas calculadas por una eficacia media empírica de los platos.

Los valores de la eficacia de los platos y de la HETP son funciones complejas de propiedades físicas medibles: temperatura, presión, composición, densidad, viscosidad, difusividad y tensión superficial; de factores hidrodinámicos medibles: caída de presión y velocidades de flujo del líquido y el vapor; además de otros factores que no se pueden predecir o que no son fácilmente medibles: tendencia a la formación de espuma, turbulencia del líquido y del vapor, tamaño de las burbujas y de las gotas, oscilaciones del flujo, emulsificación, tiempo de contacto, formación de niebla o espuma sobre el plato, y otros. Los valores para la eficacia de platos, HETP o HTU, especialmente cuando se utilizan con fines comparativos,

se toman en general para un intervalo limitado de concentración y de la relación líquido a vapor. [13]

Cuando los datos específicos del sistema no están disponibles, entonces se pueden buscar las comparaciones cercanas y tabular la eficiencia relativa para otros sistemas y aplicar un juicio para seleccionar un valor.

Las columnas de relleno están continuamente en dispositivos de contacto diferencial que no cuentan con etapas distinguibles físicamente, como se encuentran en las torres de platos. Así, las columnas de relleno se pueden analizar mejor por las consideraciones de transferencia de masa en lugar del concepto de equilibrio de fases como se haría para torres de platos. Sin embargo, en la práctica, el rendimiento de una torre empacada se analiza a menudo sobre la base de etapas de equilibrio equivalentes usando una altura equivalente a un etapa teórica (equilibrio), llamado la HETP y definida por la ecuación:

$$HETP = \frac{\text{Altura del empaque}}{\text{Número equivalente de etapas de equilibrio}} = \frac{l_T}{N_t} \quad (1)$$

El concepto HETP, por desgracia, no tiene algún fundamento teórico. Aunque los valores de HETP pueden estar relacionados con coeficientes de transferencia de masa, tales valores se obtienen con los datos experimentales de las columnas de laboratorio o de tamaño comercial. [13]

En general, los valores más bajos de HETP se consiguen con empaques aleatorios de menor tamaño, en particular en columnas de diámetro pequeño, y con empaques estructurados, en particular aquellos con grandes valores de área de superficie por unidad de volumen de empaque. [20]

5.1.2 Método de Unidad de Transferencia [18].

Un concepto más reciente en el análisis de la columna empacada está centrado en el método de unidades de transferencia. Este método es más apropiado debido a que los cambios en las composiciones de la fase líquida y vapor se producen de manera diferencial en una columna de relleno en lugar de en forma gradual como en la columna de platos.

En este método, la altura de empaques requeridos se puede evaluar sobre la base de la fase de vapor o la fase líquida. Para evitar la necesidad de determinar la composición en la interfase, los coeficientes globales de transferencia de masa volumétrica, se pueden definir en términos de la fuerza impulsora, ya sea para la fase de vapor o la fase líquida. Así, por la fracción molar de las fuerzas impulsoras:

$$r = K_y a (y - y^*) = K_x a (x - x^*) \quad (2)$$

Donde y^* es la fracción molar de vapor que está en equilibrio con la fracción molar x , en el líquido; x^* es la fracción molar de líquido que está en equilibrio con la fracción molar y , en el vapor.

La determinación de la altura de relleno de una columna comúnmente implica el total del coeficiente de la fase gaseosa, $K_y a$, porque el líquido por lo general tiene una fuerte afinidad para el soluto de manera que la resistencia a la transferencia de masa es principalmente en el gas [23]. Esto es análogo a una torre de platos, donde la eficiencia del plato considera la transferencia de masa. Para una columna de absorción en flujo a contracorriente y un sistema diluido, un balance de materia diferencial para un soluto que se absorbe sobre una altura diferencial de empaque (dl) es:

$$-V dy = K_y a (y - y^*) S dl \quad (3)$$

Donde S es el interior de la sección transversal de la torre y V es el flujo de vapor en mol/s. En forma integral, los términos que se consideran constantes son colocados fuera de la integral obteniendo:

$$\frac{K_y a S}{V} \int_0^{l_t} dl = \frac{K_y a S l_t}{V} = \int_{y_{out}}^{y_{in}} \frac{dy}{y-y^*} \quad (4)$$

Despejando la altura de empaque da:

$$l_t = \frac{V}{K_y a S} \int_{y_{out}}^{y_{in}} \frac{dy}{y-y^*} \quad (5)$$

Chilton y Colburn [3] sugieren que el lado derecho de la ecuación 5 se escriba como el producto de dos términos:

$$l_t = H_{OG} N_{OG} \quad (6)$$

Donde:

$$H_{OG} = \frac{V}{K_y a S} \quad (7)$$

Y

$$N_{OG} = \int_{y_{out}}^{y_{in}} \frac{dy}{y-y^*} \quad (8)$$

El término H_{OG} se llama la altura total de una unidad de transferencia HTU basado en la fase de gas. La HTU es una medida de la eficacia de separación de los empaques particulares para un proceso de separación específico, cuanto menor sea la HTU, más eficaz es el contacto.

El término N_{OG} se llama el número total de unidades de transferencia requerido NTU, basado en la fase de gas. El número total de unidades de transferencia requerido NTU es una medida de la dificultad de la separación. La NTU es similar al número de platos teóricos necesarios para la columna de platos. Por lo tanto, se requiere un valor mayor de NTU para un producto de pureza muy elevada.

La ecuación 8 se integró por primera vez por Colburn [4]. Mediante el uso de la condición de equilibrio lineal $y^* = Kx$ para eliminar y^* y utilizando el balance de materia de soluto de la línea de operación se eliminó x obteniendo:

$$\int_{y_{out}}^{y_{in}} \frac{dy}{y-y^*} = \int_{y_{out}}^{y_{in}} \frac{dy}{\left(1-\frac{KV}{L}\right)y + y_{out}\left(\frac{KV}{L}\right) - Kx_{in}} \quad (9)$$

Siendo $L / (KV) = A$, el factor de absorción e integrando la ecuación 5 se obtiene:

$$N_{OG} = \frac{\ln\left\{\left[\frac{A-1}{A}\right]\left[\frac{y_{in}}{y_{out}}\right] + \left(\frac{1}{A}\right)\right\}}{(A-1)/A} \quad (10)$$

Esta ecuación es muy sensible cuando $A < 0.9$.

El factor de absorción A es la relación de la pendiente de la línea de operación y la curva de equilibrio. Para valores de A menores que la unidad, corresponden a la convergencia de la línea de operación y la curva de equilibrio, indicando claramente que la absorción fraccional de soluto está definitivamente limitada. Para valores de A mayor que la unidad, cualquier grado de absorción es posible si se proporcionan suficientes platos

El NTU (por ejemplo, N_{OG}) y la HTU (por ejemplo, H_{OG}) no deben confundirse con el número de etapas de equilibrio (teórico), N_t , y la HETP, respectivamente. Sin embargo, cuando las líneas de operación y de equilibrio son lineales y además paralelas, $NTU = N_t$ y $HTU = HETP$. De lo contrario, el NTU es mayor o menor que N_t . Cuando las líneas de operación y equilibrio son rectas, pero no paralelas, entonces:

$$HETP = H_{OG} \frac{\ln\left(\frac{1}{A}\right)}{(1-A)/A} \quad \text{Para } A \neq 1 \quad (11)$$

$$N_{OG} = N_t \frac{\ln\left(\frac{1}{A}\right)}{(1-A)/A} \quad \text{Para } A \neq 1 \quad (12)$$

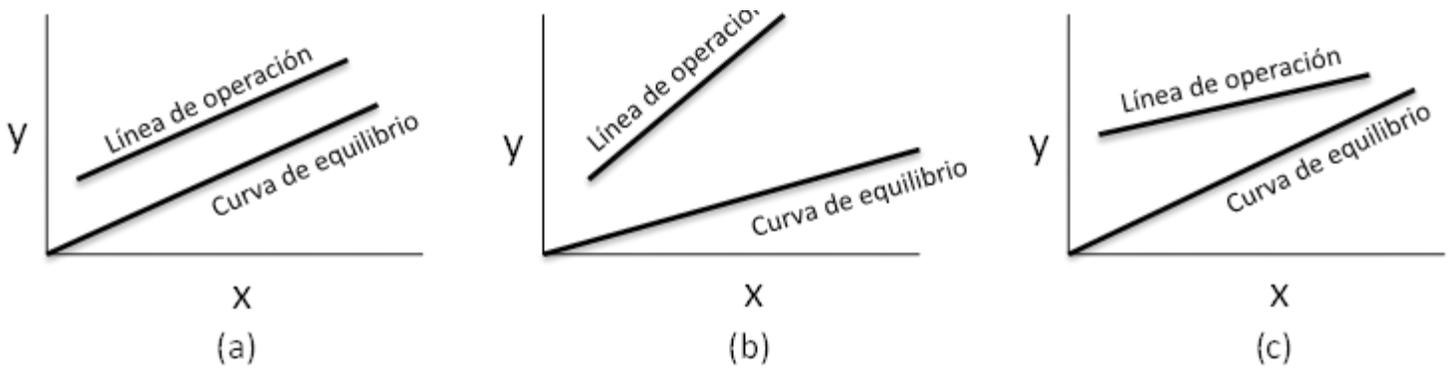


Figura 10. Relación entre el NTU y el número de etapas teóricas N_t : (a) $NTU = N_t$; (b) $NTU > N_t$; (c) $NTU < N_t$.

5.2 Tipos de empaque.

El relleno de torres para ser colocado al azar se fabrica en formas tales que se juntan unos a otros dejando pequeños huecos entre ellos. Antes de 1915 se utilizaron como cuerpos de relleno coque o trozos de vidrio o cerámica rotos con formas al azar, por lo cual nunca dos torres se comportaban de la misma forma. Los anillos de Raschig, fueron desarrollados por Friedrich Raschig en 1915 y con ello se introdujo un cierto grado de normalización en esta industria. [6] [22]

Los anillos de Raschig, juntamente con las monturas de Berl, fueron los cuerpos de relleno más ampliamente utilizados hasta 1965. Sin embargo, desde 1970 estos materiales fueron en gran parte substituidos por anillos Pall y por silletas de formas más elaboradas tales como Norton's Intalox® Saddle, Koch's Flexisaddle®, Glitsch's Ballast Saddle®, etc. [6]

En la actualidad los rellenos más ampliamente utilizados son: (a) anillos Pall modificados que tienen numerosas protuberancias en el interior para promover la turbulencia y proporcionar más puntos para el paso de líquido, y (b) silletas con bordes ondulados, orificios o protuberancias. De estos dos tipos, las silletas son las más ampliamente utilizadas debido a que se encuentran disponibles en materiales cerámicos mientras que los anillos no. [16] [24]

Los diferentes tipos de empaque para contacto líquido-vapor son aleatorio, estructurado y reja.

Empaque aleatorio

Son partículas discretas, en forma individual diseñados para proporcionar superficies de contacto entre el líquido que fluye normalmente hacia abajo y hacia arriba fluye vapor / gas. El grado de eficacia de las diversas formas varía junto con la caída de presión a través de la masa del lecho empacado.

Los anillos Raschig, fueron el primer tipo de empaque aleatorio utilizado, que son cilindros huecos de cerámica, plásticos o metálicos. Eran un reemplazo económico para la piedra triturada a menudo utilizado entonces. Debido a su simplicidad y su introducción temprana, los anillos Raschig se han investigado a fondo. [13]

En la actualidad se han desarrollado empaques dinámicos, estos empaques incluyen: Intalox IMTP, Cascade Mini-Rings, HYPAK elaborados de metal y plástico. Exhiben una menor caída de presión por altura de empaque, incluso una mayor transferencia de masa por unidad de volumen de empaque. En consecuencia, se les llama empaques aleatorios "de alta eficiencia".



Figura 11. Tipos de empaque aleatorios.

Empaque estructurado

Se emplean particularmente en procesos al vacío donde las caídas de presión deben mantenerse bajas. Debido a su estructura abierta y grandes superficies específicas, su eficiencia de transferencia de masa es alta cuando se mantiene la distribución correcta de líquido sobre la sección transversal. [9]

Este tipo de empaque es ofrecido por varios fabricantes, se compone generalmente de paquetes "pads" fabricados por la configuración, prensado, doblado, laminado de hojas de metal de calibre fino o alambre. Algunas "almohadillas" de los paquetes se forman utilizando diferentes tipos de plástico, seleccionados para ser resistente a los servicios de fluidos implicados.

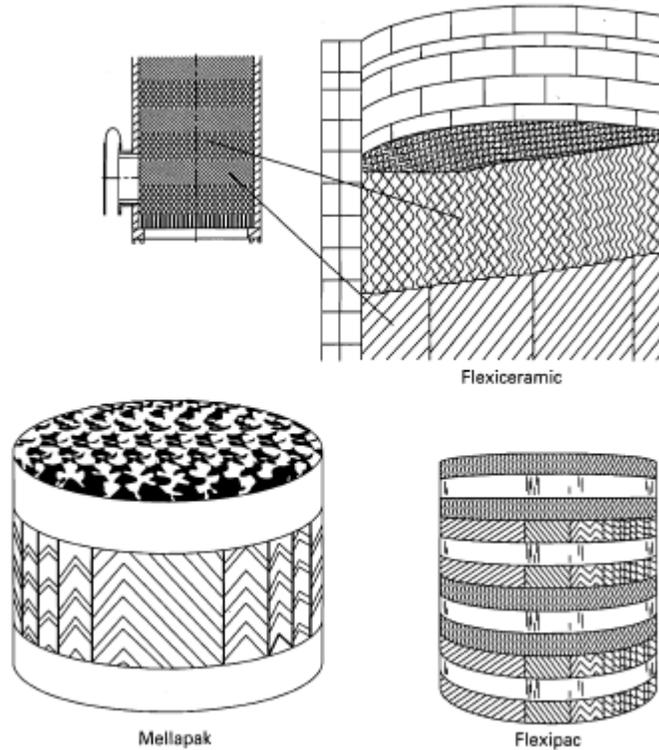


Figura 12. Tipo de empaque estructurado.

Empaque Grid (Reja)

Es probablemente el tipo empaque más nuevo. Presenta la más baja en caída de presión, y tiene una mayor capacidad, y menor eficiencia que los otros tipos de empaque.

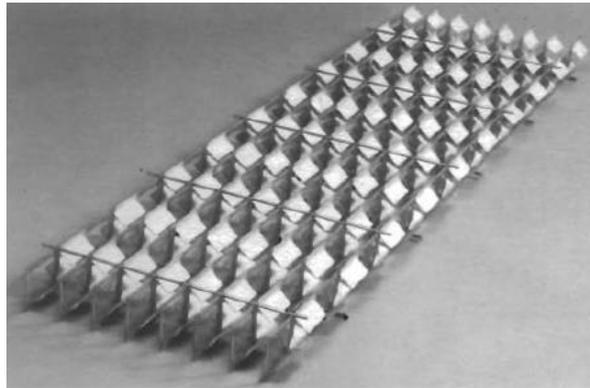


Figura 13. Tipo de empaque grid.

La elección de empaque se basa en la caída de presión y la eficiencia de transferencia de masa. Dado que empaques de los fabricantes individuales difieren en detalle, los datos de presión de los fabricantes de caída deben ser utilizados. [9]

En la tabla 4 se muestra una comparación entre el empaque aleatorio y el empaque estructurado.

5.3. Términos y criterios de diseño hidráulico para empaque

Caída de presión.

Un lecho empacado proporciona un mecanismo para la transferencia de materia y energía, en donde las fases líquido y vapor generalmente fluyen en contracorriente. La presencia de empaque en una torre proporciona una mayor resistencia al flujo de estos fluidos de lo que sería en una columna vacía. La resistencia al líquido que fluye hacia abajo normalmente no es de gran importancia, debido a que el líquido fluye bajo la influencia de la gravedad. [6]

El vapor que fluye hacia arriba, sin embargo, debe superar la resistencia ofrecida por los elementos internos de la torre.

En las torres empacadas se producen caídas de presión en el vapor que son debidas al empaque mismo, al roce contra las paredes del recipiente y al flujo del líquido que pasa por la torre. A medida que aumenta el flujo de vapor e interactúa con el líquido, afecta el régimen de flujo de líquido. En flujos de vapor más altos, la velocidad de cambio de la caída de presión aumenta rápidamente, más que un valor constante. [13]

En general, si graficamos ΔP contra el caudal del vapor (G) tendremos para un gasto dado de líquido el siguiente comportamiento:

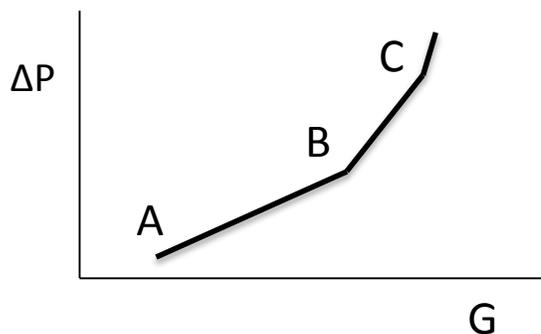


Figura 14. Relación del flujo de vapor con la caída de presión y el punto de carga.

Del punto A al B las caídas de presión se pueden calcular por medio de gráficas o por ecuaciones. Un ejemplo de estas ecuaciones es la correlación generalizada de caída de presión.

El punto B se conoce como el *punto de carga*. En él, una parte de la energía del vapor se usa para frenar el flujo de líquido acumulándose en la torre, por lo que se reduce la sección efectiva de flujo de vapor. A medida que el gasto de vapor aumenta la acumulación o retención del líquido también aumenta.

En el punto C se produce el fenómeno llamado de *inundación*, en el cual la torre se vuelve inestable, ya que el líquido es retenido por el vapor y no desciende, inundándose la torre y deteniéndose la transferencia de masa.

Calcular la caída de presión es de considerable importancia en absorbedores atmosféricos, servicios de transferencia de calor, y destilaciones al vacío. Aunque los gráficos de caída de presión están disponibles para los tipos más comerciales y tamaños de empaque aleatorio, no existe un método adecuado para manejar el efecto de las propiedades de líquidos.

- Correlación generalizada de caída de presión.

A través de los años la correlación universal de inundación de Sherwood, propuesto para empaques aleatorios operados en flujo en contracorriente, se ha modificado para proporcionar una correlación generalizada de caída de presión [19]. Leva fue el primero en modificar esta correlación para incluir parámetros de caída de presión constante [12]. El eje de abscisas de esta correlación se conoce como el parámetro de flujo:

$$X = L/G[\rho_G/\rho_L]^{0.5} \quad (13)$$

La ordenada de esta correlación incluye el flujo de vapor, las densidades de líquido y vapor, la relación a/ϵ^3 (que es característica de la forma particular del embalaje y tamaño), y un término viscosidad del líquido. Eckert adicionalmente modificó esta correlación y calculó los factores de empaque de las caídas de presión determinadas experimentalmente [7].

El método clásico para describir la correlación generalizada de caída de presión utiliza una escala logarítmica tanto para la abscisa como para la ordenada.

Inundación.

Esta condición ocurre cuando las velocidades del vapor y/o el líquido son tan grandes que la caída de presión del vapor es superior a la carga neta de gravedad del líquido, que de esta forma es arrastrado hacia arriba en la columna. [6]

Por encima de esta velocidad del vapor, la columna se acercará a la máxima capacidad hidráulica, o la inundación límite [13]. Algunas de las definiciones de las inundaciones límite que aparecen en la literatura son las siguientes:

- Un cambio en la pendiente de una gráfica de la caída de presión en función de la velocidad del vapor.
- Una acumulación visual de líquido en la superficie superior del lecho empacado.
- Un aumento rápido de la retención del líquido con un incremento en la velocidad del vapor.
- Formación continua de una fase líquida por encima de los platos de soporte del empaque.
- El inicio de la inestabilidad en la operación de la columna .
- Un arrastre considerable de líquido en la salida de vapor.

Canalización.

La función del relleno es promover la turbulencia de los fluidos y la transferencia de materia mediante la dispersión del líquido que, idealmente, fluye formando una película sobre la superficie del relleno y como gotitas entre los cuerpos de relleno y por el interior de los mismos. [13]

Para flujos bajos de líquido y/o vapor, o si la alimentación líquida no es uniformemente distribuida sobre el relleno, tenderá a descender por las paredes mientras que el vapor circula por la parte central. A velocidades de flujo muy bajas puede no haber suficiente líquido para mojar la superficie del relleno.

Formación de espuma.

Este problema, que es muy parecido al que se presenta en destilación extractiva y en absorción, se agrava por la presencia de impurezas (frecuentemente durante la puesta en marcha), bajas presiones y elevadas velocidades de la fase de vapor. En un régimen espumado moderadamente elevado, el líquido es arrastrado por el vapor hasta la etapa siguiente y las eficacias de separación disminuyen, como máximo, en un 50%. Por otra parte, la espuma puede también arrastrar vapor hacia la etapa inferior. En casos extremos, los tubos de bajada (que conducen el flujo de líquido entre las etapas) se pueden llenar totalmente de espuma y provocar inundación de una forma análoga a lo que ocurre en columnas de relleno. Por otra parte, las columnas de platos pueden inundarse aun cuando no se forme espuma si las caídas de presión o las velocidades de flujo del líquido son suficientemente grandes para que el nivel de líquido sobrepase el espaciado entre los platos [4].

CAPITULO VI

6. Torre de separación etilbenceno/estireno.

Los procesos de separación alcanzan sus objetivos mediante la creación de dos o más zonas que coexisten y que tienen diferencias de temperatura, presión, composición o fase. En consecuencia, conforme el sistema se desplaza hacia el equilibrio, cada especie establecerá una concentración diferente de cada zona y esto da como resultado una separación entre las especies.

El presente trabajo se enfoca en el proceso de separación denominado destilación. Este proceso utiliza las fases de vapor y líquido, esencialmente a la misma temperatura y la misma presión, para las zonas coexistentes. La destilación es la operación de separar, mediante evaporización y condensación, los diferentes componentes líquidos, sólidos disueltos en líquidos o gases licuados de una mezcla, aprovechando los diferentes puntos de ebullición de cada una de las sustancias. Se usan varios tipos de dispositivos denominados platos y empaques para poner a las dos fases en contacto íntimo.

La destilación es una operación unitaria antigua. La primera columna de destilación continua fue desarrollada por Cellier-Blumenthal en Francia en 1813. Perrier introdujo una versión de los platos de borbotado de capucha en Inglaterra en 1822. Una vez que la destilación fue reconocida como método efectivo de separación de petróleo crudo se expandió rápidamente hacia varios productos. En la actualidad se han desarrollado diferentes tipos de internos que permiten incrementar la capacidad de las torres de destilación, así como la eficiencia de las mismas. [9]

Desde hace 200 años la industria química ha estado utilizando las torres de destilación como proceso de separación, pero hoy la industria química actual requiere un mayor rendimiento de los equipos.

Se utilizó la torre de destilación para separar etilbenceno y estireno como una forma de ejemplificar el procedimiento de revamp en una torre de separación. En el capítulo 1 se menciona la razón por la cual se eligió este equipo y el proceso del que forma parte.

En este capítulo se mencionaran las características de la torre de destilación, así como la información del proceso de separación de etilbenceno y estireno (sección 6.1). Se tomará como base la información presentada en la sección 6.1 para realizar la simulación del proceso y obtener el balance de materia con un revamp del 120% en la corriente de alimentación y el perfil hidráulico de la torre (sección 6.2). Esta información nos servirá para realizar el cálculo hidráulico de los internos (platos y empaque) y posteriormente su selección.

6.1 Información del proceso.

La información proporcionada en este capítulo proviene de una planta de producción de monómero de estireno.

Características de la torre de destilación.

- Diámetro interno: 5,100 mm
- Altura tangente-tangente: 55,638 mm
- Número de platos: 100
- Tipo de platos: perforados
- Temperatura de operación: 125°C
- Temperatura de diseño: 175 °C
- Presión de operación: 435 mmHg
- Presión de diseño: 1.6 Kg/cm² (y vacío)

Datos del proceso de separación de etilbenceno y estireno.

La torre de destilación tiene tres corrientes de alimentación que entran en los platos 26, 30 y 34, un condensador y un rehervidor y son totales por lo que se consideran como etapas en el proceso de separación de etilbenceno – estireno. A continuación se presenta un esquema de la torre.

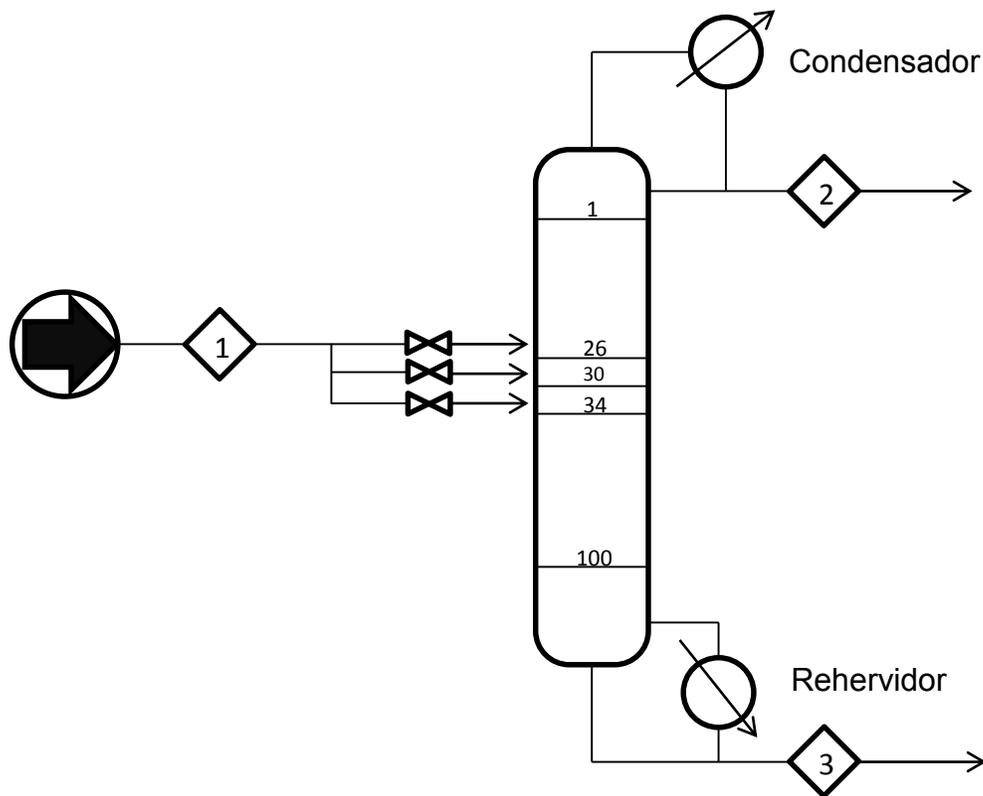


Figura 15. Esquema de torre de destilación etilbenceno/estireno

En el esquema anterior se asigna el número 1 a la corriente de alimentación que llega a la torre de destilación. Esta corriente es una mezcla de compuestos que provienen de la reacción de síntesis de estireno. El proceso de destilación tiene como función principal la separación de etilbenceno y estireno de la mezcla.

Se asigna con el número 2 a la corriente de destilado, compuesta en mayor proporción por etilbenceno y compuestos ligeros. Se asigna con el número 3 a la corriente de fondos, compuesta en mayor proporción por estireno y compuestos de alto punto de ebullición. Las corrientes 2 y 3 serán enviadas cada una a otra torre de destilación para su purificación.

A continuación se presenta el balance de materia de la torre de destilación en la tabla 6, a partir de la información del proceso.

Tabla 6. Balance de materia de la torre de separación etilbenceno-estireno.

No. De corriente	1		2		3	
Nombre de corriente	Alimentación		Destilado		Fondo	
Fase	Líquido/vapor		Líquido		Líquido	
Componentes	Flujo (Kg/h)	%masa	Flujo (Kg/h)	%masa	Flujo (Kg/h)	%masa
Benceno	729	2.36	729	6.17	0	0
Tolueno	F 1076.6	3.48	1076.6	9.11	0	0
Etilbenceno	9776.4	31.59	9766.4	82.66	10	0.5
Estireno	19231	62.14	202	1.71	19,029	99.45
124metilbenceno	82.6	0.27	0	0	82.6	0.43
α -metilbenceno	11	0.04	0	0	11	0.06
No aromáticos	43	0.14	41	0.35	2	0.01
Flujo Total (Kg/h)	30,949.6	100	11,815	100	19,134.6	100

Las condiciones de operación de la torre de destilación se obtuvieron del proceso y se presentan en las tablas 7 y 8.

Tabla 7. Características de la corriente de alimentación.

Corriente	Flujo (Kg/h)	Temperatura (°C)	Presión (mmHg)
1 (Alimentación)	30,949.6	100	258

Tabla 8. Propiedades de las corrientes de salida de la torre de destilación

Corriente	Flujo (Kg/h)	Temperatura (°C)	Presión (mmHg)
2 (Destilado)	11,815	50	115
3 (Fondo)	19,134.6	125.6	435

A continuación se presentan las propiedades de los compuestos presentes en el proceso de separación de etilbenceno y estireno.

Tabla 9. Propiedades de los componentes de la corriente de alimentación.

Componentes	Peso molecular	Temperatura de ebullición	Densidad
		°C	Kg/m ³
Benceno	78.11	80.08	882.19
Tolueno	92.14	110.64	870.04
Etilbenceno	106.16	136.2	870.03
Estireno	104.15	145.15	908.83
124metilbenceno	120.19	169.35	879.69
α-metilbenceno	118.17	165.49	900
Etileno	28.05	-103.75	383.22

6.2 Simulación del proceso.

La simulación del proceso se llevó a cabo con el software Aspen HYSYS V 7.3, un simulador de procesos de fuerte aplicación a nivel industrial. Las aplicaciones más importantes desarrolladas en este simulador corresponden a la industria del crudo, procesamiento de gas y refinería.

6.2.1 Objetivos.

Obtener el balance de materia y energía de la torre de destilación considerando el revamp de la torre al 120% de la corriente de alimentación.

Obtener el perfil hidráulico de la torre a las nuevas condiciones de operación.

6.2.2 Consideraciones

Para la simulación se tomaron en cuenta las 102 etapas con las que cuenta la torre:

- Un condensador total.
- Un rehervidor total.
- 100 platos perforados.

Se consideran tres corrientes de alimentación a la torre que entran a los platos 26, 30 y 34 como se muestra en la figura 16. El flujo de las corrientes de alimentación es un tercio de la corriente 1

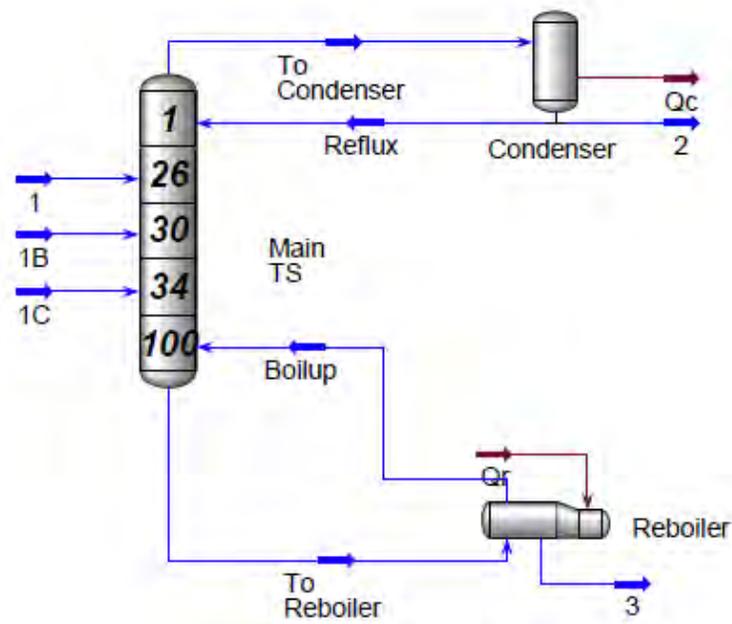


Figura 16. Esquema de simulación de proceso

6.2.3 Bases y criterios de diseño.

La ecuación de estado que se consideró para realizar los cálculos de las propiedades es Peng-Robinson por tratarse de hidrocarburos.

Se toma como referencia la información presentada en la sección 6.1 para ingresarla al simulador y obtener los datos del proceso al incrementar el flujo de alimentación.

6.2.4 Balance de materia.

Del balance de materia mostrado en la tabla 10 se obtuvo el flujo de la corriente de alimentación (37127.52 kg/h) incrementando el flujo a un valor de 120%. Se ingresa la información al simulador, como se muestra en la figura 17.

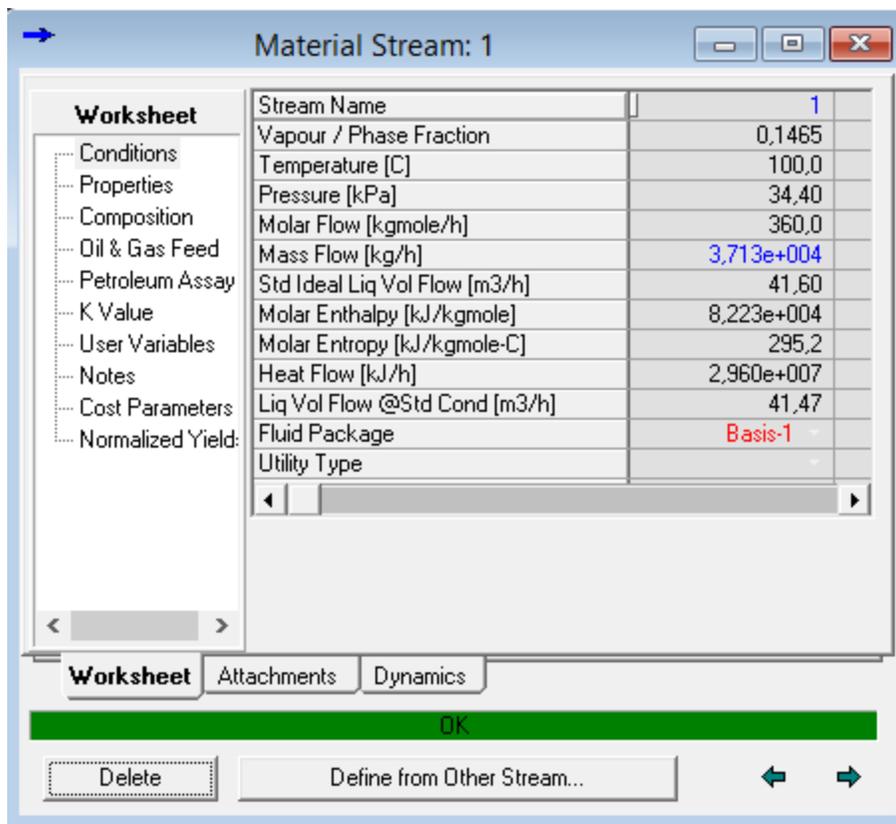


Figura 17. Propiedades de la corriente de alimentación.

Se conserva la composición de la corriente de alimentación mostrada en la sección 6.1, En la figura 18 se muestra la composición de la corriente de alimentación, esta composición se muestra en flujo másico.

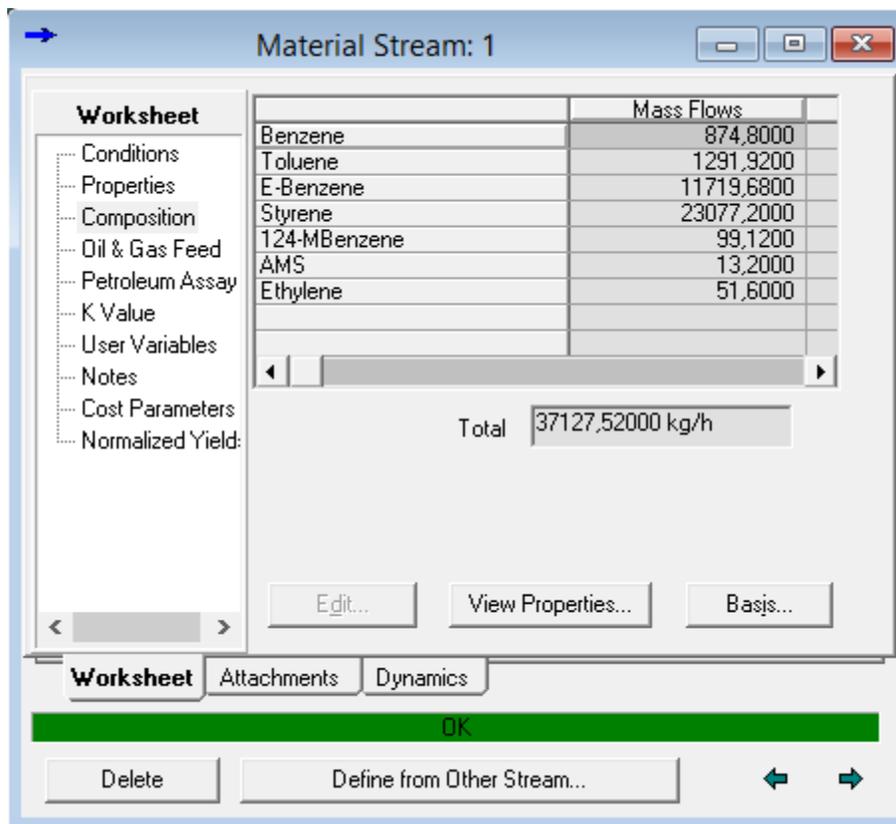


Figura 18. Composición de la corriente de alimentación.

Una vez que se tienen las características de la corriente de alimentación se especifican las condiciones de operación de la torre como se muestra en la figura 19. Los valores de presión y temperatura de domo y fondo se conservan en la simulación del proceso.

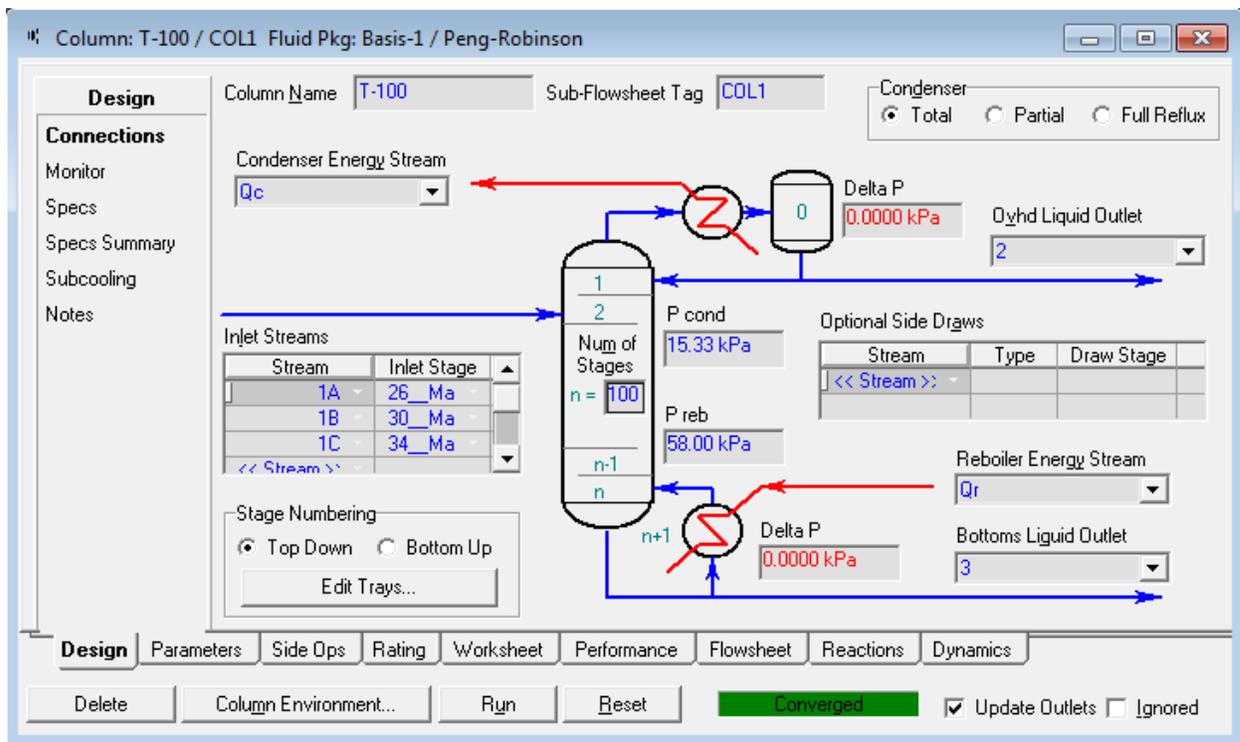


Figura 19. Especificaciones para simulación del proceso.

Una vez realizada la simulación del proceso y tomando los resultados del balance de materia, que aparecen en la tabla 10, se observa que la composición de las corrientes de destilado y fondo son similares a los datos reportados en la tabla 7.

Tabla 10. Balance de materia después del revamp al 120%.

No. De corriente	1		2		3	
Nombre de corriente	Alimentación		Destilado		Fondo	
Fase	Líquido/vapor		Líquido		Líquido	
Componentes	Flujo (Kg/h)	%masa	Flujo (Kg/h)	%masa	Flujo (Kg/h)	%masa
Benceno	874.8	2.4	874.8	6.2	0	0
Tolueno	1,291.92	3.5	1291.92	9.1	0	0
Etilbenceno	11,719.68	31.6	11,717.76	82.6	1.92	0.01
Estireno	23,077.2	62.2	243.01	1.7	22,834.19	99.5
124metilbenceno	99.12	0.3	0	0	99.12	0.43
α-metilbenceno	13.2	0	0	0	13.2	0.06
No aromáticos	51.6	0.1	51.6	0.4	0	0
Flujo Total (Kg/h)	37,127.52	100	14,179.1	100	22,948.42	100

6.2.5 Perfil hidráulico.

Se conoce como perfil hidráulico a los valores de los flujos de vapor y líquido, así como las propiedades físicas de cada fase (vapor y líquido), en las etapas de una torre de separación. Estos valores nos servirán para calcular algunos parámetros hidráulicos como la inundación y la caída de presión para cada tipo de plato o empaque elegido, al cálculo de los parámetros hidráulicos se conocen como cálculo hidráulico.

En este trabajo, mediante la simulación del proceso se obtiene el perfil hidráulico de la torre de destilación. La figura 20 nos muestra el perfil hidráulico calculado para la torre. En el capítulo 11 se muestra el perfil hidráulico de la torre en forma de reporte del programa de simulación de procesos HYSYS 7.3

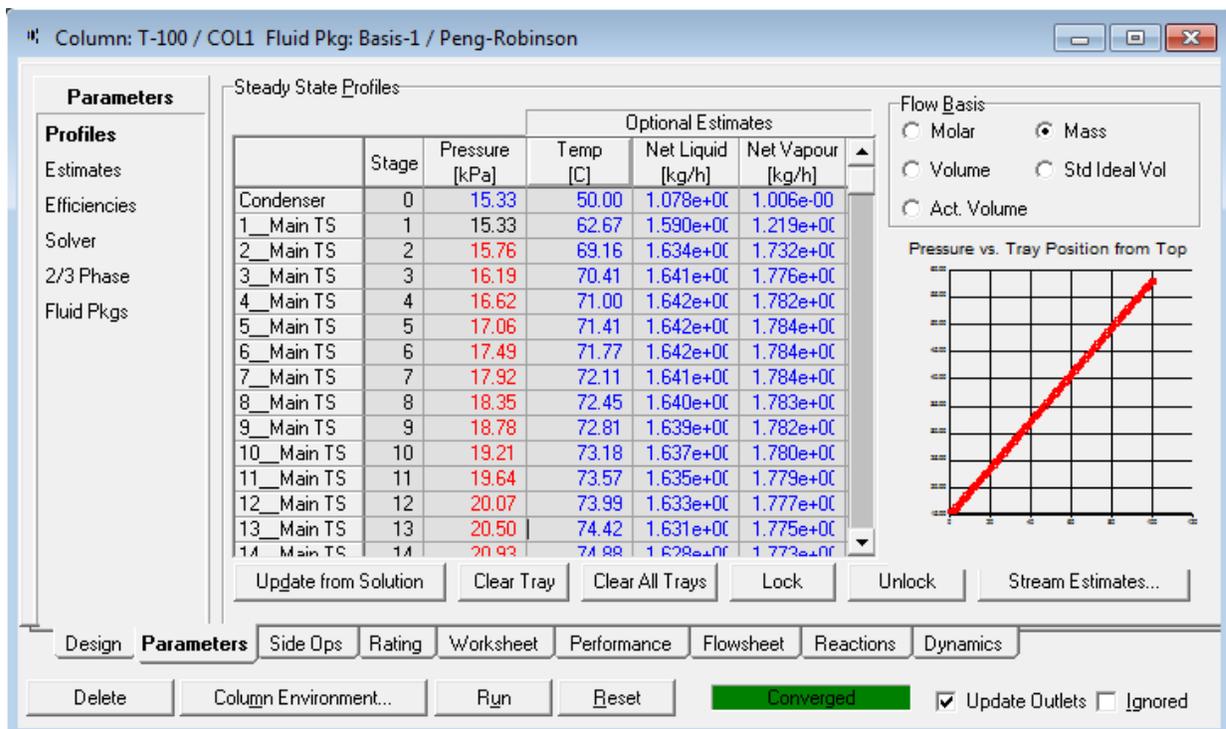


Figura 20. Perfil hidráulico de la torre de destilación de etilbenceno-estireno.

El perfil hidráulico de la torre de destilación se muestra en el anexo 11.

CAPITULO VII

7. Cálculo hidráulico.

En este capítulo se presentan los cálculos hidráulicos realizados tanto para platos como para empaque

7.1 Platos

A continuación se presenta un método para calcular la hidráulica de platos valvulados. Posteriormente se realizará un cálculo más preciso para diferentes tipos de plato.

7.1.1 Diseño de platos tipo válvula Glitsch (V-1).

El siguiente cálculo se realizará con la información obtenida del perfil hidráulico del plato 1, mostrado en la figura 15, de la torre de destilación. Las ecuaciones que se mostrarán a continuación provienen de la compañía Glitch [5].

1. Obtener los valores de espaciamiento entre platos y propiedades de las corrientes de líquido y vapor (perfil hidráulico).

El espaciamiento entre platos se puede tomar del diseño de la torre. En la torre de destilación de etilbenceno estireno el valor para el plato 1 es de 30 pulgadas. El perfil hidráulico se tomó del capítulo 11. La información que se muestra a continuación pertenece al plato 1, los datos se convirtieron al sistema inglés para este ejemplo.

- Flujo de vapor (G_{uv}) en $\text{ft}^3 / \text{s} = 3,797.78$
- Densidad del vapor (ρ_v) en $\text{lb} / \text{ft}^3 = 0.0279$
- Flujo de líquido (GL) en $\text{gpm} = 842.34$
- Densidad de líquido (ρ_L) en $\text{lb} / \text{ft}^3 = 51.89$
- Espaciamiento (TS) = 30 pulgadas.

El factor del sistema es el valor que se toma de acuerdo a la espumación que presenta la torre de destilación, esto depende del servicio que de la torre, se elige a partir de los siguientes criterios establecidos:

Tabla 11. Factor del sistema.

Servicio	Factor del sistema
Sin espumado, sistemas regulares	1.00
Sistemas floculados, v. gr, BF3, Freón	0.90
Espumado moderado, v. gr, absorbedores de aceite, Regeneradores de aminas y glicoles	0.85
Espumado pesado, v. gr, Absorbedores de aminas y glicoles	0.73
Espumado severo, v. gr, Unidades Mec	0.60
Sistemas de espuma estable, v. gr, Regeneradores Cáusticos	0.30

1. Se elige el factor del sistema de 1.0 (F sist. = 1.0) por ser un sistema regular. En la información del proceso se indica que la torre de separación de etilbenceno y estireno no presenta espumado.

2. Se calcula la velocidad de diseño (VDdsg).

Se elige el valor mayor del resultado de las tres ecuaciones siguientes:

$$VDdsg = (250)(F \text{ sist.}) = 250 \cdot 1 = 250 \text{ gpm / ft}^2$$

$$VDdsg = (41)(\rho_L - \rho_v)^{1/2} (F \text{ sist.}) = 41 \cdot (52.89 - 0.0279)^{1/2} \cdot (1.0) = 295.26 \text{ gpm / ft}^2$$

$$VDdsg = (7.5)(TS)^{1/2} (\rho_L - \rho_v)^{1/2} (F \text{ sist.}) = 7.5 \cdot 30^{1/2} \cdot (52.89 - 0.0279)^{1/2} \cdot (1.0) \\ = 295.83 \text{ gpm / ft}^2$$

Se elige el mayor valor (295.83 gpm / ft²)

3. Cálculo del factor de capacidad de inundación (CAFo)

El valor de CAFo se encuentra en la figura 21 que se obtuvo del manual de Koch Glistch [5] y se multiplica por el factor del sistema.

$$\text{CAFo} * F_{\text{sist.}} = 0.488 * 1.0 = 0.488 \text{ ft / s}$$

Para obtener el valor de CAFo de la figura 21 primero se debe localizar la densidad del vapor en el eje del lado derecho, después se identifica el espaciamiento del plato y se traza una línea que una los dos puntos explicados anteriormente, hasta tocar el eje izquierdo. Se observa el valor del eje izquierdo y este corresponderá al valor de CAFo

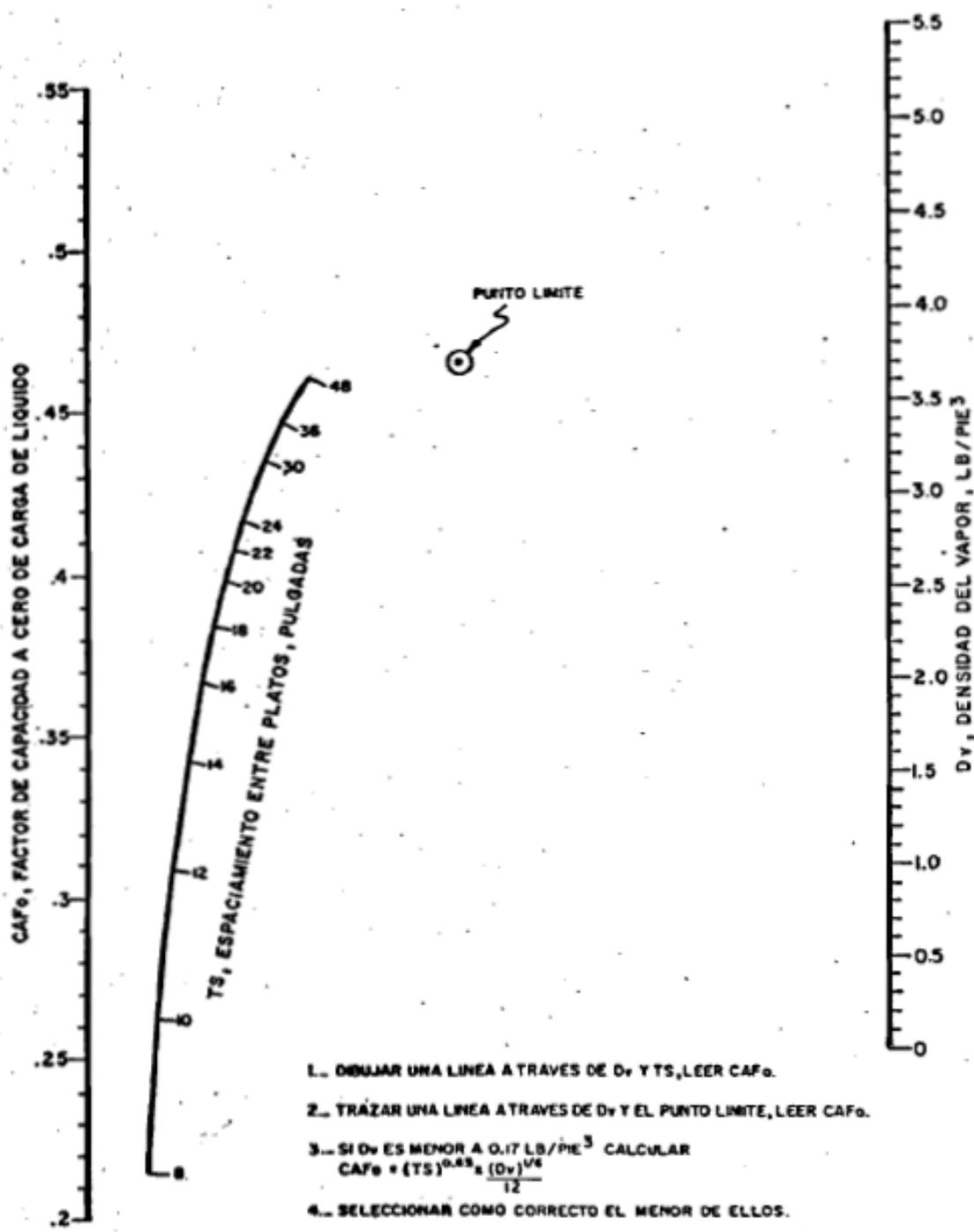


Figura 21. Gráfica del factor de capacidad de inundación (CAFo).

4. Cálculo de la velocidad de carga de vapor (Vload)

El valor de la carga de vapor se calcula mediante la siguiente ecuación:

$$V_{load} = G_{uv} \sqrt{(\rho_v / (\rho_L - \rho_v))} = 88.08$$

5. Calcular la longitud de la trayectoria de flujo (FPL)

Para calcular la longitud de la trayectoria de flujo necesitamos conocer el ancho de la bajante (H).

Mediante cálculos previos se elige el plato de un paso y al ancho de la bajante de 20 pulgadas, como recomendación el valor de FPL debe ser mayor a 16 pulgadas.

El FPL se calcula con la siguiente ecuación:

$$FPL = (\text{Diam. Int} - H) / \text{No. De pasos.}$$

Tanto el diámetro de la torre como el ancho de la bajante deben estar en pulgadas.

$$FPL = (200.787 - 20) / 1 = 160.8 \text{ in}$$

6. Cálculo de área de la bajante (ADi).

Se divide el ancho de la bajante entre el diámetro de la torre para obtener (Hi/DT), para este ejemplo el valor es:

$$H_i/DT = (20/200.787) = 0.09961$$

Se busca este valor en la figura 6 del manual de Koch Glitsch para obtener el valor de ADi/AT.

$$AD_i / DT = 0.0518$$

El valor encontrado de ADi/AD se multiplica por el área total de la sección de la columna (AT)

$$AT = 129.89 \text{ ft}^2$$

$$AD_i = 0.0518 * 129.89 = 11.39 \text{ ft}^2$$

7. Cálculo del área activa (AA)

El área activa es el área disponible para las válvulas entre las orillas de entrada y salida del plato.

$$AA = AT - 2ADi = 219.89 - 2(11.39) = 197.106 \text{ ft}^2$$

8. Cálculo del porcentaje de inundación.

El porcentaje de inundación se calcula mediante la siguiente ecuación:

$$\% \text{ Inundación} = (V_{\text{load}} * GL * FPL / 1300) / AA * CAFo$$

$$\% \text{ Inundación} = 93.77 \%$$

7.1.2 Tipos de platos seleccionados para cálculo hidráulico.

Como se observa en el cálculo anterior para platos valvulados, se observa que el porcentaje de inundación está por encima del valor máximo permisible (86%) por lo tanto, se sugieren tipos de plato especializados para revamp, teniendo como opciones los siguientes platos de Koch Glitsch que se elige como proveedor.

- Supertray
- Ultra Frac tray

Con estos dos tipos de plato se realiza el cálculo hidráulico de la torre. Se tomaron en cuenta nueve platos distribuidos a lo largo de la columna para observar su comportamiento, a continuación se presenta el número de plato seleccionado para el cálculo hidráulico y el espaciamiento que presenta:

Tabla 12. Platos utilizados en cálculo hidráulico.

Sección	No. De plato	Espaciamiento (mm)
Domo	1	762
Domo	14	609.6
Alimentación	26	460
Alimentación	30	460
Alimentación	34	460
Fondo	41	460
Fondo	56	460
Fondo	77	460
Fondo	100	460

Con esta información se realizó el cálculo hidráulico, a continuación se muestran los siguientes resultados:

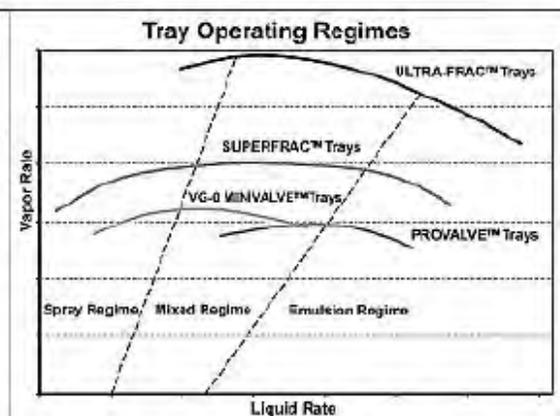
Tabla 13. Cálculo hidráulico para platos Superfrac.

ZONE DESCRIPTION		Tray 1	Tray 14	Tray 26	Tray 30	Tray 34
TRAY NUMBER		Section_1	Section_1	Section_1	Section_1	Section_1
% OF LOADING		100	100	100	100	100
LOADINGS						
Vapor Rate	kg/hr	173210	176997	171212	168043	164966
Vapor Density	kg/m3	0.447	0.494	0.529	0.542	0.556
Vapor Volume	m3/s	107.54	99.53	89.87	86.06	82.48
Vapor Viscosity	cP	0.0066	0.0067	0.0068	0.0068	0.0068
Liquid Rate	kg/hr	159032	162819	169286	178369	187915
Liquid Density	kg/m3	831.25	828.31	838.55	839.91	840.88
Liquid Volume	m3/hr	191.32	196.57	201.88	212.37	223.47
Surface Tension	mN/m	24.29	23.56	23.82	23.81	23.78
Liquid Viscosity	cP	0.381	0.354	0.356	0.355	0.353
Tray Spacing	mm	762.00	609.60	460.00	460.00	460.00
System Factor		1.00	1.00	1.00	1.00	1.00
Expected performance range to be achieved usingSUPERFRAC™ TRAYS:						
Jet Flood Range	%	73 - 77	79 - 83	85 - 89	82 - 86	80 - 84
Minimum Rates	% of Design	Approx. 25-35%, based on the final design rates.				
Total Tray Pressure Drop	mm liq	140.36	134.80	120.23	115.13	110.58
Total Tray Pressure Drop	mm Hg	8.59	8.22	7.42	7.12	6.84
WARNINGS:						
				1.		
Tower Diameter	mm	5100				
Tower Area	m2	20.43				
Number of Passes		1				

Users may expect typical SUPERFRAC™ tray applications to achieve 15% to 25% more capacity than valve trays with the same diameter and tray spacing. Results shown above are based on the Jet Flood model only and may be somewhat conservative compared to the results that are achieved from an optimized design utilizing the various capacity & efficiency enhancement tray features. Please consult a Koch-Glitsch engineer for a more accurate evaluation.

WARNING:

1. Jet flood exceeds design limit.



En el cálculo hidráulico se muestran dos parámetros hidráulicos, la inundación (Jet Flood) y la caída de presión por plato (Total Tray Pressure Drop).

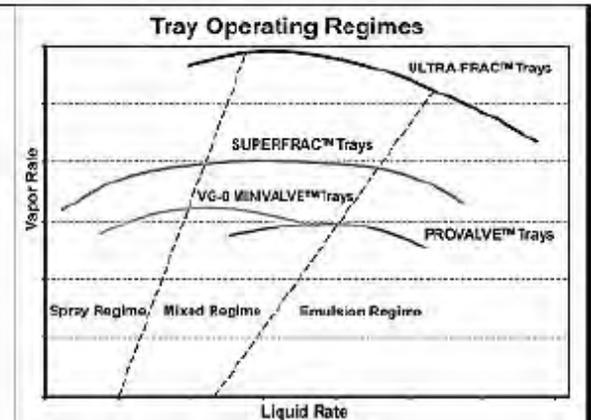
Del plato 1 al plato 14 presenta una buena inundación con valores de 73% al 83% lo que permite una buena transferencia de materia en los platos, mientras que de los platos 26 al 34 muestran valores de inundación del 80 al 89% lo que indica que existe el riesgo de que se inunde la torre en estos platos.

En general, la caída de presión para los platos 1 al 34 es muy alta, con un valor de 7 mmHg. Si tomamos en cuenta de que se tratan de 100 platos la caída de presión de la torre sería de 700 mmHg en promedio, lo que indica que este valor es muy alto.

Tabla 13. Cálculo hidráulico para platos Superfrac (Continuación).

ZONE DESCRIPTION		Tray 41	Tray 56	Tray 77	Tray 100
TRAY NUMBER		Section_1	Section_1	Section_1	Section_1
% OF LOADING		100	100	100	100
LOADINGS					
Vapor Rate	kg/hr	164563	164791	165728	166828
Vapor Density	kg/m3	0.578	0.628	0.701	0.777
Vapor Volume	m3/s	79.13	72.86	65.87	59.64
Vapor Viscosity	cP	0.0069	0.0069	0.0070	0.0071
Liquid Rate	kg/hr	187512	187741	188677	189777
Liquid Density	kg/m3	842.87	842.77	840.05	836.97
Liquid Volume	m3/hr	222.47	222.77	224.60	226.74
Surface Tension	mN/m	23.76	23.57	23.24	22.89
Liquid Viscosity	cP	0.350	0.343	0.332	0.322
Tray Spacing	mm	460.00	460.00	460.00	460.00
System Factor		1.00	1.00	1.00	1.00
Expected performance range to be achieved using SUPERFRAC™ TRAYS:					
Jet Flood Range	%	78 - 82	75 - 79	72 - 76	69 - 73
Minimum Rates	% of Design	Approx. 25-35%, based on the final design rates.			
Total Tray Pressure Drop	mm liq	106.86	100.91	94.69	89.63
Total Tray Pressure Drop	mm Hg	6.83	6.26	5.85	5.52
Tower Diameter	mm	5100			
Tower Area	m2	20.43			
Number of Passes		1			

Users may expect typical SUPERFRAC™ tray applications to achieve 15% to 25% more capacity than valve trays with the same diameter and tray spacing. Results shown above are based on the Jet Flood model only and may be somewhat conservative compared to the results that are achieved from an optimized design utilizing the various capacity & efficiency enhancement tray features. Please consult a Koch-Glitsch engineer for a more accurate evaluation.



En el cálculo hidráulico se muestran dos parámetros hidráulicos, la inundación (Jet Flood) y la caída de presión por plato (Total Tray Pressure Drop).

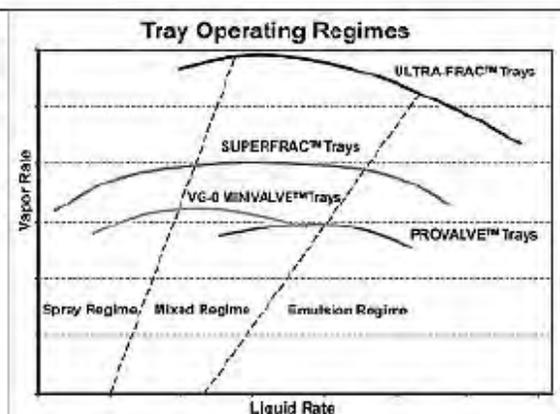
Del plato 41 al plato 100 presenta una buena inundación con valores de 69% al 82% lo que permite una buena transferencia de materia en los platos.

A pesar de que el valor de caída de presión disminuyó a un promedio de 6 mmHg el valor aún es muy alto, si se consideran los 100 platos con los que cuenta la torre.

Tabla 14. Cálculo hidráulico para platos Ultra Frac.

ZONE		Tray 1	Tray 14	Tray 26	Tray 30	Tray 34
DESCRIPTION		Section_1	Section_1	Section_1	Section_1	Section_1
TRAY NUMBER						
% OF LOADING		100	100	100	100	100
LOADINGS						
Vapor Rate	kg/hr	173210	176997	171212	168043	164966
Vapor Density	kg/m3	0.447	0.494	0.529	0.542	0.556
Vapor Volume	m3/s	107.54	99.53	89.87	86.06	82.48
Vapor Viscosity	cP	0.0066	0.0067	0.0068	0.0068	0.0068
Liquid Rate	kg/hr	159032	162819	169286	178369	187915
Liquid Density	kg/m3	831.25	828.31	838.55	839.91	840.88
Liquid Volume	m3/hr	191.32	196.57	201.88	212.37	223.47
Surface Tension	mN/m	24.29	23.56	23.82	23.81	23.78
Liquid Viscosity	cP	0.381	0.354	0.356	0.355	0.353
Tray Spacing	mm	762.00	609.60	460.00	460.00	460.00
System Factor		1.00	1.00	1.00	1.00	1.00
Expected performance range to be achieved usingULTRA-FRAC™ TRAYS:						
Jet Flood Range	%	45 - 59	49 - 64	52 - 68	51 - 66	49 - 65
Minimum Rates	% of Design	Approx. 45-55%, based on the final design rates.				
Total Tray Pressure Drop	mm liq	125.44	119.50	104.07	98.35	93.14
Total Tray Pressure Drop	mm Hg	7.67	7.28	6.42	6.08	5.76
Tower Diameter	mm	5100				
Tower Area	m2	20.43				

For designs at certain diameters and especially small diameters, and for design at certain sets of physical properties, the KG-TOWER™ software designs ULTRA-FRAC™ trays very conservatively. Users may expect typical ULTRA-FRAC™ tray applications to achieve 30% to 60% more capacity than conventional valve trays with the same diameter and tray spacing. The results shown above may be somewhat conservative compared to the results that may be achievable by thorough review of the mechanical features of the trays. Please consult a Koch-Glitsch engineer for a more accurate evaluation.



En el cálculo hidráulico se muestran dos parámetros hidráulicos, la inundación (Jet Flood) y la caída de presión por plato (Total Tray Pressure Drop).

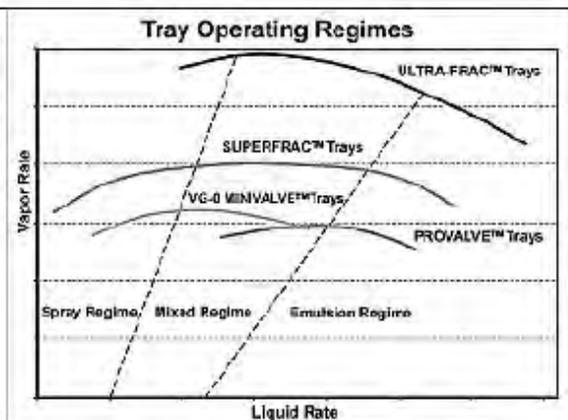
La inundación en los platos es baja con valores de 45% a 68% de inundación pero estos valores son aceptables. La caída de presión en los platos es alta con un valor promedio de 7 mmHg considerando que la torre cuenta con 100 platos.

Tabla 14. Cálculo hidráulico para platos Ultra Frac (continuación).

ZONE DESCRIPTION		Tray 41	Tray 56	Tray 77	Tray 100
TRAY NUMBER		Section_1	Section_1	Section_1	Section_1
% OF LOADING		100	100	100	100
LOADINGS					
Vapor Rate	kg/hr	164563	164791	165728	166828
Vapor Density	kg/m3	0.578	0.628	0.701	0.777
Vapor Volume	m3/s	79.13	72.86	65.67	59.64
Vapor Viscosity	cP	0.0069	0.0069	0.0070	0.0071
Liquid Rate	kg/hr	187512	187741	188677	189777
Liquid Density	kg/m3	842.87	842.77	840.05	836.97
Liquid Volume	m3/hr	222.47	222.77	224.60	226.74
Surface Tension	mN/m	23.76	23.57	23.24	22.89
Liquid Viscosity	cP	0.350	0.343	0.332	0.322
Tray Spacing	mm	460.00	460.00	460.00	460.00
System Factor		1.00	1.00	1.00	1.00
Expected performance range to be achieved usingULTRA-FRAC™ TRAYS:					
Jet Flood Range	%	48 - 63	47 - 61	45 - 58	43 - 56
Minimum Rates	% of Design	Approx. 45-55%, based on the final design rates.			
Total Tray Pressure Drop	mm liq	89.20	82.79	75.95	70.32
Total Tray Pressure Drop	mm Hg	5.53	5.13	4.70	4.33
Tower Diameter	mm	5100			
Tower Area	m2	20.43			

For designs at certain diameters and especially small diameters, and for design at certain sets of physical properties, the KG-TOWER™ software designs ULTRA-FRAC™ trays very conservatively. Users may expect typical ULTRA-FRAC™ tray applications to achieve 30% to 60% more capacity than conventional valve trays with the same diameter and tray spacing. The results shown above may be somewhat conservative compared to the results that may be achievable by thorough review of the mechanical features of the trays. Please consult a Koch-Glitsch engineer for a more accurate evaluation.

WARNING:



En el cálculo hidráulico se muestran dos parámetros hidráulicos, la inundación (Jet Flood) y la caída de presión por plato (Total Tray Pressure Drop).

La inundación en los platos es baja con valores de 43% a 63% de inundación pero estos valores son aceptables. La caída de presión es mediana con un valor de 5mmHg en promedio considerando que la torre cuenta con 100 platos.

7.2 Empaque

El cálculo del Empaque se realizó a través del software del proveedor de empaque y a través de la información del proveedor se obtuvo el valor de HETP para cada modelo de empaque. Se eligió el tipo de empaque estructurado y no el aleatorio por las dimensiones de la columna. El empaque aleatorio no es recomendable para torres mayores de 10 pies (3 metros) de diámetro, la torre de destilación de etilbenceno y estireno cuenta con un diámetro de 5.1 metros. Entre los tipos de empaque estructurado se eligieron los que están diseñados para capacidades de flujo mayor. Los valores de HETP de los empaques elegidos se muestran a continuación.

Tabla 15. Valores de HETP de empaques elegidos.

Nombre del empaque	Valor de HETP (m)
2.2Y HC	520
2Y HC	445
250Y HC	409
1.6Y HC	358

El HETP es la altura equivalente a un plato teórico y este valor representa las etapas teóricas tendrá una sección empacada con base a la altura que presente. Los tipos de empaque presentados se pueden diferenciar por el valor de HETP, siendo el empaque más eficiente el que presente un valor menor de HETP (1.6Y HC).

A continuación se presentan los cálculos hidráulicos de los diferentes tipos de empaque.

Tabla 16. Cálculo hidráulico para el empaque estructurado 1.6Y HC

ZONE		Tray 1	Tray 14	Tray 26	Tray 30	Tray 34
DESCRIPTION		Section_1	Section_1	Section_1	Section_1	Section_1
BED NUMBER						
% OF LOADING		100	100	100	100	100
LOADINGS						
Vapor Rate	kg/hr	173210	176997	171212	168043	164966
Vapor Density	kg/m3	0.447	0.494	0.529	0.542	0.556
Vapor Volume	m3/s	107.54	99.53	89.87	86.06	82.48
Vapor Viscosity	cP	0.0066	0.0067	0.0068	0.0068	0.0068
Liquid Rate	kg/hr	159032	162819	169286	178369	187915
Liquid Density	kg/m3	831.25	828.31	838.55	839.91	840.88
Liquid Volume	m3/hr	191.32	196.57	201.88	212.37	223.47
Surface Tension	mN/m	24.29	23.56	23.82	23.81	23.78
Liquid Viscosity	cP	0.381	0.354	0.356	0.355	0.353
System Factor		1.00	1.00	1.00	1.00	1.00
Packing Type		FLEXIPAC® HC™ 1.6Y structured packing METAL				
Tower Diameter	mm	5100	5100	5100	5100	5100
Tower Area	m2	20.43	20.43	20.43	20.43	20.43
Fs	m/s*(kg/m3) ^{0.5}	3.52	3.42	3.20	3.10	3.01
Cv	m/s	0.12	0.12	0.11	0.11	0.10
Liquid Loading	m3/hr/m2	9.37	9.62	9.88	10.40	10.94
Calculated Capacity Constant L/V	%	94	92	87	86	84
Pressure Drop	mbar/m	6.34	5.77	4.62	4.29	4.01

En el cálculo hidráulico se muestran dos parámetros hidráulicos, la inundación (Calculated Capacity) y la caída de presión por metro de empaque (Pressure Drop).

En general la caída de presión en empaque es menor respecto a los platos. En promedio para este cálculo se presenta una caída de presión de 5 mbar por metro de sección empacada, este valor corresponde a 3.75 mmHg.

Se muestra en el cálculo hidráulico que la torre se inunda al presentar valores de inundación mayores al 84%. Este tipo de empaque no es adecuado para esta sección donde se presenta el cálculo hidráulico.

Tabla 16. Cálculo hidráulico para el empaque estructurado 1.6Y HC (continuación).

ZONE DESCRIPTION BED NUMBER		Tray 41 Section_1	Tray 56 Section_1	Tray 77 Section_1	Tray 100 Section_1
% OF LOADING		100	100	100	100
LOADINGS					
Vapor Rate	kg/hr	164563	164791	165728	166828
Vapor Density	kg/m3	0.578	0.628	0.701	0.777
Vapor Volume	m3/s	79.13	72.86	65.67	59.64
Vapor Viscosity	cP	0.0069	0.0069	0.0070	0.0071
Liquid Rate	kg/hr	187512	187741	188677	189777
Liquid Density	kg/m3	842.87	842.77	840.05	836.97
Liquid Volume	m3/hr	222.47	222.77	224.60	226.74
Surface Tension	mN/m	23.76	23.57	23.24	22.89
Liquid Viscosity	cP	0.350	0.343	0.332	0.322
System Factor		1.00	1.00	1.00	1.00
Packing Type		FLEXIPAC® HC™ 1.6Y structured packing METAL	FLEXIPAC® HC™ 1.6Y structured packing METAL	FLEXIPAC® HC™ 1.6Y structured packing METAL	FLEXIPAC® HC™ 1.6Y structured packing METAL
Tower Diameter	mm	5100	5100	5100	5100
Tower Area	m2	20.43	20.43	20.43	20.43
Fs	m/s*(kg/m3) ^{0.5}	2.94	2.83	2.69	2.57
Cv	m/s	0.10	0.10	0.09	0.09
Liquid Loading	m3/hr/m2	10.89	10.90	10.99	11.10
Calculated Capacity Constant L/V	%	83	80	77	74
Pressure Drop	mbar/m	3.75	3.37	3.00	2.72

En el cálculo hidráulico se muestran dos parámetros hidráulicos, la inundación (Calculated Capacity) y la caída de presión por metro de empaque (Pressure Drop).

La caída de presión en esta sección es baja, con un promedio de 3 mbar por metro de sección empacada, este valor corresponde a 2.25 mmHg. Los valores de inundación presentados se encuentran entre el 74% y 83% de inundación, lo que indica que este tipo de empaque puede ser utilizado en esta sección de la torre.

Tabla 17. Cálculo hidráulico para el empaque estructurado 250Y HC.

ZONE		Tray 1	Tray 14	Tray 26	Tray 30	Tray 34
DESCRIPTION		Section_1	Section_1	Section_1	Section_1	Section_1
BED NUMBER						
% OF LOADING		100	100	100	100	100
LOADINGS						
Vapor Rate	kg/hr	173210	176997	171212	168043	164966
Vapor Density	kg/m3	0.447	0.494	0.529	0.542	0.556
Vapor Volume	m3/s	107.54	99.53	89.87	86.06	82.48
Vapor Viscosity	cP	0.0066	0.0067	0.0068	0.0068	0.0068
Liquid Rate	kg/hr	159032	162819	169286	178369	187915
Liquid Density	kg/m3	831.25	828.31	838.55	839.91	840.88
Liquid Volume	m3/hr	191.32	196.57	201.88	212.37	223.47
Surface Tension	mN/m	24.29	23.56	23.82	23.81	23.78
Liquid Viscosity	cP	0.381	0.354	0.356	0.355	0.353
System Factor		1.00	1.00	1.00	1.00	1.00
Packing Type		FLEXIPAC® HC™ 250Y structured packing METAL				
Tower Diameter	mm	5100	5100	5100	5100	5100
Tower Area	m2	20.43	20.43	20.43	20.43	20.43
Fs	m/s*(kg/m3) ^{0.5}	3.52	3.42	3.20	3.10	3.01
Cv	m/s	0.12	0.12	0.11	0.11	0.10
Liquid Loading	m3/hr/m2	9.37	9.62	9.88	10.40	10.94
Calculated Capacity Constant L/V	%	88	87	82	80	79
Pressure Drop	mbar/m	4.48	4.10	3.26	3.00	2.80

En el cálculo hidráulico se muestran dos parámetros hidráulicos, la inundación (Calculated Capacity) y la caída de presión por metro de empaque (Pressure Drop).

La caída de presión en esta sección es baja, con un promedio de 3 mbar por metro de sección empacada, este valor corresponde a 2.25 mmHg. Los valores de inundación presentados en la sección del plato 1 al 14 se encuentran entre el 87% y 88% de inundación, lo que indica que en esta sección de la torre se presenta inundación. Para la sección que se encuentra en los platos 26 al 34 el valor de inundación de 79% a 82% indica que la torre puede utilizar este tipo de empaque.

Tabla 17. Cálculo hidráulico para el empaque estructurado 250Y HC (continuación).

ZONE		Tray 41	Tray 56	Tray 77	Tray 100
DESCRIPTION		Section_1	Section_1	Section_1	Section_1
BED NUMBER					
% OF LOADING		100	100	100	100
LOADINGS					
Vapor Rate	kg/hr	164563	164791	165728	166828
Vapor Density	kg/m3	0.578	0.628	0.701	0.777
Vapor Volume	m3/s	79.13	72.86	65.67	59.64
Vapor Viscosity	cP	0.0069	0.0069	0.0070	0.0071
Liquid Rate	kg/hr	187512	187741	188677	189777
Liquid Density	kg/m3	842.87	842.77	840.05	836.97
Liquid Volume	m3/hr	222.47	222.77	224.60	226.74
Surface Tension	mN/m	23.76	23.57	23.24	22.89
Liquid Viscosity	cP	0.350	0.343	0.332	0.322
System Factor		1.00	1.00	1.00	1.00
Packing Type		FLEXIPAC® HC™ 250Y structured packing METAL	FLEXIPAC® HC™ 250Y structured packing METAL	FLEXIPAC® HC™ 250Y structured packing METAL	FLEXIPAC® HC™ 250Y structured packing METAL
Tower Diameter	mm	5100	5100	5100	5100
Tower Area	m2	20.43	20.43	20.43	20.43
Fs	m/s*(kg/m3)^0.5	2.94	2.83	2.69	2.57
Cv	m/s	0.10	0.10	0.09	0.09
Liquid Loading	m3/hr/m2	10.89	10.90	10.99	11.10
Calculated Capacity Constant L/V	%	77	75	72	69
Pressure Drop	mbar/m	2.63	2.37	2.10	1.91

En el cálculo hidráulico se muestran dos parámetros hidráulicos, la inundación (Calculated Capacity) y la caída de presión por metro de empaque (Pressure Drop).

La caída de presión en esta sección es baja, con un promedio de 2 mbar por metro de sección empacada, este valor corresponde a 1.5 mmHg. Los valores de inundación presentados se encuentran entre el 69% y 77% de inundación, lo que indica que este tipo de empaque puede ser utilizado en esta sección de la torre.

Tabla 18. Cálculo hidráulico para el empaque estructurado 2Y HC.

ZONE						
DESCRIPTION		Tray 1	Tray 14	Tray 26	Tray 30	Tray 34
BED NUMBER		Section_1	Section_1	Section_1	Section_1	Section_1
% OF LOADING		100	100	100	100	100
LOADINGS						
Vapor Rate	kg/hr	173210	176997	171212	168043	164966
Vapor Density	kg/m3	0.447	0.494	0.529	0.542	0.556
Vapor Volume	m3/s	107.54	99.53	89.87	86.06	82.48
Vapor Viscosity	cP	0.0066	0.0067	0.0068	0.0068	0.0068
Liquid Rate	kg/hr	159032	162819	169286	178369	187915
Liquid Density	kg/m3	831.25	828.31	838.55	839.91	840.88
Liquid Volume	m3/hr	191.32	196.57	201.88	212.37	223.47
Surface Tension	mN/m	24.29	23.56	23.82	23.81	23.78
Liquid Viscosity	cP	0.381	0.354	0.356	0.355	0.353
System Factor		1.00	1.00	1.00	1.00	1.00
Packing Type		FLEXIPAC® HC™ 2Y structured packing METAL				
Tower Diameter	mm	5100	5100	5100	5100	5100
Tower Area	m2	20.43	20.43	20.43	20.43	20.43
Fs	m/s*(kg/m3) ^{0.5}	3.52	3.42	3.20	3.10	3.01
Cv	m/s	0.12	0.12	0.11	0.11	0.10
Liquid Loading	m3/hr/m2	9.37	9.62	9.88	10.40	10.94
Calculated Capacity	%	85	83	78	77	76
Constant L/V						
Pressure Drop	mbar/m	3.33	3.10	2.56	2.39	2.23

En el cálculo hidráulico se muestran dos parámetros hidráulicos, la inundación (Calculated Capacity) y la caída de presión por metro de empaque (Pressure Drop).

La caída de presión en esta sección es baja, con un promedio de 3 mbar por metro de sección empacada, este valor corresponde a 2.25 mmHg. Los valores de inundación presentados se encuentran entre el 76% y 85% de inundación, lo que indica que este tipo de empaque puede ser utilizado en esta sección de la torre.

Tabla 18. Cálculo hidráulico para el empaque estructurado 2Y HC (continuación).

ZONE		Tray 41	Tray 56	Tray 77	Tray 100
DESCRIPTION		Section_1	Section_1	Section_1	Section_1
BED NUMBER					
% OF LOADING		100	100	100	100
LOADINGS					
Vapor Rate	kg/hr	164563	164791	165728	166828
Vapor Density	kg/m3	0.578	0.628	0.701	0.777
Vapor Volume	m3/s	79.13	72.86	65.67	59.64
Vapor Viscosity	cP	0.0069	0.0069	0.0070	0.0071
Liquid Rate	kg/hr	187512	187741	188677	189777
Liquid Density	kg/m3	842.87	842.77	840.05	836.97
Liquid Volume	m3/hr	222.47	222.77	224.60	226.74
Surface Tension	mN/m	23.76	23.57	23.24	22.89
Liquid Viscosity	cP	0.350	0.343	0.332	0.322
System Factor		1.00	1.00	1.00	1.00
Packing Type		FLEXIPAC® HC™ 2Y structured packing METAL	FLEXIPAC® HC™ 2Y structured packing METAL	FLEXIPAC® HC™ 2Y structured packing METAL	FLEXIPAC® HC™ 2Y structured packing METAL
Tower Diameter	mm	5100	5100	5100	5100
Tower Area	m2	20.43	20.43	20.43	20.43
Fs	$m/s \cdot (kg/m^3)^{0.5}$	2.94	2.83	2.69	2.57
Cv	m/s	0.10	0.10	0.09	0.09
Liquid Loading	m3/hr/m2	10.89	10.90	10.99	11.10
Calculated Capacity Constant L/V	%	74	72	69	67
Pressure Drop	mbar/m	2.10	1.89	1.69	1.53

En el cálculo hidráulico se muestran dos parámetros hidráulicos, la inundación (Calculated Capacity) y la caída de presión por metro de empaque (Pressure Drop).

La caída de presión en esta sección es baja, con un promedio de 2 mbar por metro de sección empacada, este valor corresponde a 1.5 mmHg. Los valores de inundación presentados se encuentran entre el 67% y 74% de inundación, lo que indica que este tipo de empaque puede ser utilizado en esta sección de la torre.

Tabla 19. Cálculo hidráulico para el empaque estructurado 2.2Y HC.

ZONE		Tray 1	Tray 14	Tray 26	Tray 30	Tray 34
DESCRIPTION		Section_1	Section_1	Section_1	Section_1	Section_1
BED NUMBER						
% OF LOADING		100	100	100	100	100
LOADINGS						
Vapor Rate	kg/hr	173210	176997	171212	168043	164966
Vapor Density	kg/m3	0.447	0.494	0.529	0.542	0.556
Vapor Volume	m3/s	107.54	99.53	89.87	86.06	82.48
Vapor Viscosity	cP	0.0066	0.0067	0.0068	0.0068	0.0068
Liquid Rate	kg/hr	159032	162819	169286	178369	187915
Liquid Density	kg/m3	831.25	828.31	838.55	839.91	840.88
Liquid Volume	m3/hr	191.32	196.57	201.88	212.37	223.47
Surface Tension	mN/m	24.29	23.56	23.82	23.81	23.78
Liquid Viscosity	cP	0.381	0.354	0.356	0.355	0.353
System Factor		1.00	1.00	1.00	1.00	1.00
Packing Type		FLEXIPAC® HC™ 2.2Y structured packing METAL				
Tower Diameter	mm	5100	5100	5100	5100	5100
Tower Area	m2	20.43	20.43	20.43	20.43	20.43
Fs	m/s*(kg/m3) ^{0.5}	3.52	3.42	3.20	3.10	3.01
Cv	m/s	0.12	0.12	0.11	0.11	0.10
Liquid Loading	m3/hr/m2	9.37	9.62	9.88	10.40	10.94
Calculated Capacity Constant L/V	%	78	77	73	71	70
Pressure Drop	mbar/m	2.61	2.43	1.97	1.83	1.70

En el cálculo hidráulico se muestran dos parámetros hidráulicos, la inundación (Calculated Capacity) y la caída de presión por metro de empaque (Pressure Drop).

La caída de presión en esta sección es baja, con un promedio de 2 mbar por metro de sección empacada, este valor corresponde a 1.5 mmHg. Los valores de inundación presentados se encuentran entre el 70% y 78% de inundación, lo que indica que este tipo de empaque puede ser utilizado en esta sección de la torre.

Tabla 19. Cálculo hidráulico para el empaque estructurado 2.2Y HC (continuación).

ZONE						
DESCRIPTION			Tray 41	Tray 56	Tray 77	Tray 100
BED NUMBER			Section_1	Section_1	Section_1	Section_1
% OF LOADING			100	100	100	100
LOADINGS						
Vapor Rate	kg/hr		164563	164791	165728	166828
Vapor Density	kg/m3		0.578	0.628	0.701	0.777
Vapor Volume	m3/s		79.13	72.86	65.67	59.64
Vapor Viscosity	cP		0.0069	0.0069	0.0070	0.0071
Liquid Rate	kg/hr		187512	187741	188677	189777
Liquid Density	kg/m3		842.87	842.77	840.05	836.97
Liquid Volume	m3/hr		222.47	222.77	224.60	226.74
Surface Tension	mN/m		23.76	23.57	23.24	22.89
Liquid Viscosity	cP		0.350	0.343	0.332	0.322
System Factor			1.00	1.00	1.00	1.00
Packing Type			FLEXIPAC® HC™ 2.2Y structured packing METAL	FLEXIPAC® HC™ 2.2Y structured packing METAL	FLEXIPAC® HC™ 2.2Y structured packing METAL	FLEXIPAC® HC™ 2.2Y structured packing METAL
Tower Diameter	mm		5100	5100	5100	5100
Tower Area	m2		20.43	20.43	20.43	20.43
Fs	$m/s \cdot (kg/m^3)^{0.5}$		2.94	2.83	2.69	2.57
Cv	m/s		0.10	0.10	0.09	0.09
Liquid Loading	m3/hr/m2		10.89	10.90	10.99	11.10
Calculated Capacity Constant L/V	%		69	67	64	62
Pressure Drop	mbar/m		1.59	1.43	1.27	1.15

En el cálculo hidráulico se muestran dos parámetros hidráulicos, la inundación (Calculated Capacity) y la caída de presión por metro de empaque (Pressure Drop).

La caída de presión en esta sección es baja, con un promedio de 1.2 mbar por metro de sección empacada, este valor corresponde a 0.9 mmHg. Los valores de inundación presentados se encuentran entre el 62% y 69% de inundación, lo que indica que este tipo de empaque puede ser utilizado en esta sección de la torre.

CAPITULO VIII

8. Selección de internos.

Una vez realizado el cálculo hidráulico para la torre con platos y empaque se compara la información obtenida para elegir el tipo de interno adecuado para el revamp de la torre de destilación de etilbenceno-estireno.

En la selección de internos se toman en cuenta las siguientes características:

- Intervalo de operación satisfactoria: inundación entre el 60 y 85%.
- Caída de presión en la columna.
- Eficiencia, en término de HETP.

Se considerarán las siguientes restricciones:

Tabla 20. Características hidráulicas de la torre de destilación.

Características hidráulicas	Condiciones
Intervalo de operación	Altos flujos de vapor y líquido
Caída de presión	Máximo 320mmHg en toda la columna
HETP	Aproximar etapas teóricas a las existentes

8.1 Comparación de internos

En las tablas 20,21 y 22 se presentan de manera resumida la información obtenida en los cálculos hidráulicos de platos y empaque.

Platos.

Tabla 21. Resultado del cálculo hidráulico para platos.

	Ultra-frac		Superfrac		Válvulas VG-0	
	% inundación *	ΔP	% inundación	ΔP	% inundación *	ΔP
Plato		mm Hg		mm Hg		mm Hg
1	45-59	7.67	73-77	8.59	94	7.3
14	49-64	7.28	79-83	8.22	104	7
26	52-68	6.42	85-89	7.42	115	6.4
30	51-66	6.08	82-86	7.12	112	6.2
34	49-65	5.76	80-84	6.84	110	6
41	48-63	5.53	78-82	6.63	107	5.8
56	47-61	5.13	75-79	6.26	103	5.5
77	45-58	4.7	72-76	5.85	99	5.2
100	43-56	4.33	69-73	5.52	95	5

*Los valores de inundación reportados son con respecto al espaciamiento que presenta cada plato.

Empaque.

Los tipos de empaque que se eligieron (2.2Y HC, 2 YHC, 250Y HC y 1.6Y HC) fueron clasificados en: empaque de alta capacidad y empaque de alta eficiencia. El empaque de alta capacidad permite que la torre opere a mayores flujos de líquido y vapor. El empaque de alta eficiencia es el tipo de empaque que presenta el menor valor de HETP (Altura equivalente de un plato teórico). Elegir este tipo de empaque implica el aumento de etapas teóricas en una sección empacada.

Tabla 22. Resultado del cálculo hidráulico para empaque de alta capacidad.

Etapa	2.2 Y HC		2 Y HC	
	% inundación	ΔP mbar/m	% inundación	ΔP mbar/m
1	78	2.61	85	3.33
14	77	2.43	83	3.1
26	73	1.97	78	2.56
30	71	1.83	77	2.39
34	70	1.7	76	2.23
41	69	1.59	74	2.1
56	67	1.43	72	1.89
77	64	1.27	69	1.69
100	62	1.15	67	1.53

Tabla 23. Resultado del cálculo hidráulico para empaque de alta eficiencia.

Etapa	250 Y HC		1.6 Y HC	
	% inundación	ΔP mbar/m	% inundación	ΔP mbar/m
1	88.35	4.48	94	6.34
14	86.7	4.1	92	5.76
26	81.8	3.25	87	4.61
30	80.26	3	86	4.29
34	78.84	2.8	84	4
41	77	2.63	83	3.75
56	75	2.37	80	3.37
77	72	2.1	77	3
100	69	1.91	74	2.72

Los valores de flujo de vapor presentados en la tabla 18 se obtuvieron del perfil hidráulico que se encuentra en el capítulo 11. Estos datos fueron calculados con el simulador de procesos.

Tabla 24. Flujo de vapor por etapa.

Número de etapa	Flujo de vapor Kg/h
1	17,320
14	17,700
26	17,120
30	16,800
34	16,500
41	16,460
56	16,480
77	16,570
100	16,680

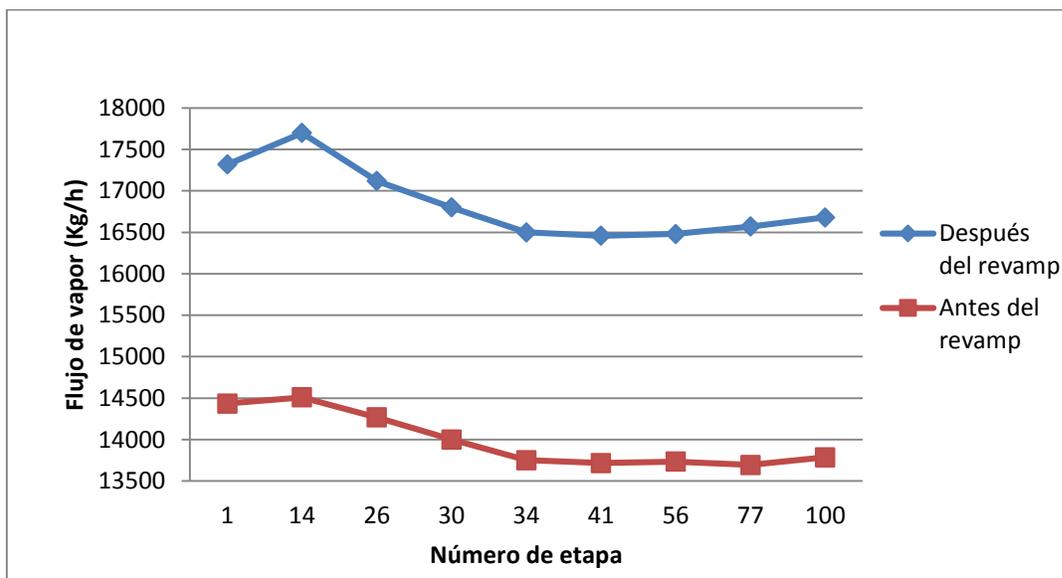


Figura 22. Perfil del flujo de vapor a través de la torre antes y después del revamp.

Se puede observar que los flujos de vapor antes y después del revamp presentan el mismo comportamiento. Al acercarse a la etapa 100 el flujo de vapor disminuye.

8.2 Análisis de resultados.

En la selección de los internos se debe tomar en cuenta los límites de capacidad de los mismos, expresado en el porcentaje de inundación para platos y en el porcentaje de capacidad calculado para empaques. La inundación es la acumulación excesiva de líquido dentro de la columna. Esta acumulación es generada por la geometría de los internos que no es adecuada para las condiciones de operación de la torre.

El parámetro hidráulico que se considera en la selección de los internos es la caída de presión. La caída de presión es diferente para cada tipo de interno y estos valores son proporcionados por el proveedor. La máxima caída de presión en la torre, considerada del plato número 1 al plato número 100, es de 320 mmHg, de acuerdo a la información proporcionada por el proceso.

En el marco teórico se mencionan tres tipos de platos: perforados, valvulados y de capucha. En el cálculo hidráulico no se reportaron los resultados de los platos perforados y los platos de capucha porque el valor de porcentaje de inundación supera el 90%. Los platos valvulados modelo VG-0 también presentan este comportamiento como se muestra en la tabla 20. Con valores de porcentaje de inundación mayores al 85% la torre se vuelve inestable, ya que el líquido es retenido por el gas y no desciende, inundándose la torre y deteniéndose la transferencia de masa. Estos valores indican que este tipo de platos no están diseñados para la nueva capacidad de operación de la torre de destilación.

Se reporta en el cálculo hidráulico para los modelos de platos Supertray y Ultra-frac. Los platos Supertray son platos tipo valvulados que presentan un diseño en la bajante que le permite al plato tener una mayor capacidad de operación. Los platos Ultra-frac no se encuentran dentro de los tres tipos de platos mencionados anteriormente. Estos platos son los de mayor capacidad que ofrece el proveedor Koch Glitsch.

El empaque estructurado es utilizado principalmente en torres de absorción porque este tipo de interno permite operar con altos flujos de gas y líquido. En el incremento de capacidad de la torre de destilación de etilbenceno y estireno el empaque estructurado no presentó problemas con el valor del porcentaje de inundación. Una ventaja que presenta el empaque estructurado en comparación con los platos es la baja caída de presión que ofrece el empaque.

Debido a que los modelos de empaque estructurado seleccionados cumplen con la nueva capacidad de operación de la torre, se eligieron los modelos que presentaron un valor menor de HETP (Altura equivalente de un plato teórico). Se escoge este criterio para obtener el mayor número de etapas para la torre de destilación, es decir, se eligen los modelos de empaque de mayor eficiencia.

Tanto empaques como el tipo de plato Ultra-frac no presentan problemas en el intervalo de operación (valores de porcentaje de inundación mayores al 85%) y esos internos son considerados para el revamp de la torre de destilación. Los modelos de empaque se separaron en dos grupos: de alta capacidad y de alta eficiencia.

Se descarta el remplazo de 100 platos Ultra-frac por los platos perforados. Si se colocan 100 platos Ultra-frac la caída de presión en la columna será mayor a 600 mmHg superando la caída de presión máxima proporcionada por el proceso.

Se propone colocar los platos Ultra-frac en la sección superior, del plato 1 al plato 33 de manera que en este arreglo se siguen teniendo las tres corrientes de alimentación.

Se eligió colocar platos en la parte superior de la torre, debido a que en esa sección de la torre el flujo de vapor es mayor y se requiere de un modelo de empaque estructurado que tenga mayor capacidad, lo que implica que su valor de HETP aumente siendo igual o mayor al espaciamiento que existe entre los platos perforados, disminuyendo el número de etapas en la torre de destilación.

Al colocar empaque en la parte superior solo habría una corriente de alimentación a la torre y se cancelarían las otras dos boquillas de alimentación. Al cancelar las dos corrientes de alimentación aumenta la carga de líquido que entra en la sección empacada inferior lo que puede causar un valor de inundación superior al 85% presentando problemas hidráulicos en la torre.

Después del plato 33 se agregarán 4 camas de empaque estructurado, cada cama tendrá una altura de 6.2m, se considera el espacio para el distribuidor de líquido en la parte superior de cada cama. Esta elección se basa en el valor de caída de presión del empaque que es menor con respecto a los tipos de platos sugeridos y el valor de inundación del empaque que se encuentra dentro del rango del 60 al 80% de inundación.

Se observa que en la sección inferior de la torre tanto el empaque al que se nombró de alta capacidad como el empaque de alta eficiencia se encuentran dentro del rango de operación recomendado (del 60 al 80% de inundación) por lo que se elige el empaque de alta eficiencia.

En la selección del tipo de empaque en cada cama se tomó en cuenta el valor de HETP el porcentaje de inundación. En la cama 1 y 2 se selecciona el empaque 250Y HC que presenta mejores valores de porcentaje de inundación que el empaque 1.6 Y HC, a pesar de que este último modelo de empaque presenta un menor valor de HETP.

En la cama 3 y 4 se selecciona el empaque 1.6 Y HC que presenta el menor valor de HETP, siendo el empaque con mayor eficiencia adecuado para la capacidad de la torre de destilación.

Se propone el siguiente arreglo para la torre de destilación de etilbenceno-estireno en la figura 23.

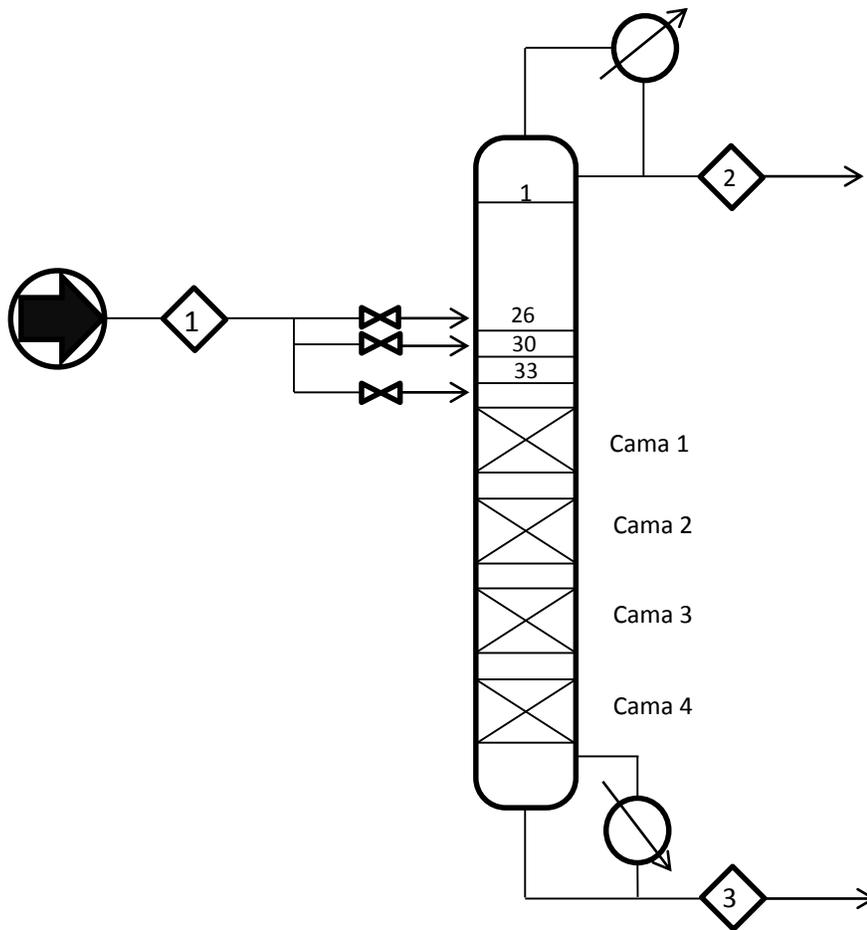


Figura 23. Arreglo de internos después del revamp.

La figura 23 se muestra la torre de destilación con 4 secciones empacadas y 33 platos en comparación con la figura 15 en donde se presenta una torre con 100 platos perforados.

A continuación se presenta un resumen de los internos elegidos.

Tabla 25. Resumen de arreglo general de la torre.

Tipo de interno	Tipo	No. de etapas	Caída de presión (mmHg)	Altura de empaque (m)
Plato	Ultra-frac	33	220	-
Empaque	250Y HC	Cama 1 (15.16)	12.23	6.2
		Cama 2 (15.16)	11.02	6.2
Empaque	1.6Y HC	Cama 3 (17.32)	13.95	6.2
		Cama 4 (17.32)	12.65	6.2
TOTAL	-	98	269.85	-

Se obtiene como resultado una torre de destilación de 98 platos y una caída de presión de 270 mmHg aproximadamente. Aunque disminuyen dos platos con el nuevo arreglo se obtiene una caída de presión menor, 50 mmHg menos.

CAPITULO IX

9. Conclusiones.

El proceso de revamp en una planta existente consiste en aumentar la producción con una inversión mínima. En el presente trabajo se realizó un cambio de internos en la torre de destilación de etilbenceno y estireno para que pueda operar de acuerdo a las nuevas condiciones de operación de la planta de producción de estireno.

Mediante el cambio de internos de la torre se logró incrementar la capacidad del equipo de acuerdo a las nuevas condiciones de proceso con el flujo de alimentación a 120% con respecto al flujo al que opera actualmente la torre.

Se obtuvo el balance de materia y el perfil hidráulico de la torre de destilación utilizando el programa de simulación de procesos Aspen Hysys 7.3. A partir de los resultados obtenidos se pudo observar el comportamiento de los diferentes tipos de internos.

El empaque estructurado presenta un mejor desempeño en capacidad y comportamiento hidráulico comparado con los platos seleccionados. Se observa que el límite de capacidad de los internos seleccionados depende de la geometría de los internos. En el empaque estructurado al aumentar el área de contacto del líquido con el vapor se obtiene un empaque de mayor eficiencia.

El tipo de plato que presenta mejores resultados en comparación a condiciones de operación satisfactoria y caída de presión es el plato Ultra frac, manejando un intervalo de inundación que permite aumentar la capacidad de flujo de alimentación. Al comparar este tipo de plato con los platos valvulados se observa que los platos valvulados presentan un porcentaje de inundación mayor al 90% siendo la mejor opción los platos Ultra frac manteniendo un porcentaje de inundación entre el 40 y 50%.

Los tipos de empaque mostrados presentan buenas condiciones de operación y caídas de presión por debajo de las mostradas en los platos Ultra frac, siendo el empaque estructurado la mejor opción para sustituir los platos existentes en la sección inferior de la torre.

El empaque 1.6YHC presenta la mejor opción en cuanto a valor de HETP pero en condiciones de operación solo es apto para los platos inferiores, del plato 56 al plato 100. El empaque 2.2Y HC presenta la mejor opción en cuanto a condiciones de operación pues a lo largo de la torre no sobrepasa el 80% de inundación, pero en valor de HETP para este tipo de empaque, entre los seleccionados, presenta un valor mayor con respecto al espaciamiento entre platos lo que produce una disminución en la eficiencia de la torre. Se realizó una nueva simulación con la información generada del revamp para observar el cambio en la pureza de los productos de la torre.

Antes del revamp:

Corriente	%mol de Etilbenceno	%mol de Estireno
2	78.97	1.6
3	0.01	99.57

Después del revamp:

Corriente	%mol de Etilbenceno	%mol de Estireno
2	78.97	1.6
3	0.01	99.57

En los resultados se muestra que no existe un cambio en la composición de etilbenceno y estireno en las corrientes de domo y fondo. Cumpliendo con las especificaciones del proceso con un valor menor a 1.7% de estireno en el domo.

La correcta selección de internos puede llevar a mejorar la producción del proceso. En la torre de destilación de etilbenceno-estireno se demuestra que se puede realizar un incremento del 120% del flujo de alimentación sin modificar la pureza de los productos.

CAPITULO X

10. Referencias.

1. Baasal, William D. "Preliminary Chemical Engineering Plant Design". Elsevier.USA. 1976.
2. Branan C. "Rules of thumb for chemical engineers". 3th ed. Elsevier. USA. 2002.
3. Chilton, T.H., and A.P. Colburn, *Industrial and Engineering Chemistry, Vol. 27*, p. 255-260, 904. 1935.
4. Colburn, A.P., Trans. AIChE, Vol. 35, p. 211-236, 587-591 .1939.
5. Glitsch inc. "Ballast tray Bulletin 4900". Sixth edition. USA.
6. Henley, E.J., Seader, J.D. "Operaciones de Separación por Etapas de Equilibrio". Ed. Reverté. 2000.
7. J.S. Eckert, Chemical Engineering Progress, Vol.59 No. 5. 1963.[19]
8. King C. "Procesos de Separación". Reverté. España. 1980.
9. Kister, Henry Z. "Distillation Design". Mc Graww Hill, Inc. 1992
- 10.Kister, Henry Z. "Distillation Operation". Mc Graww Hill. 1990.
- 11.Kohl, Arthur L. "Gas purification". 5th ed. Gulf Publishing Company. Houston, Texas, USA. 1997.

12. Leva, M., *Chemical Engineering Progress*, Vol. 50, No. 10, p. 51. 1954.
13. Ludwig, Ernest E. "Applied Process Design". Vol. 2, 3a ed. Houston, Texas, USA. 1997.
14. Murphy, Regina M. "Introducción a los procesos químicos principios, análisis y síntesis". Mc Graw Hill/interamericana, México 2007.
15. Olaf A. Hougen, Kenneth M. Watson, R. A. Ragatz. "Principios de los procesos químicos". Ed. Reverté. Volumen 2. España 2005.
16. Peters M. S. "Plant design and economics for chemical engineers". Mc Graw-Hill. USA. 1991.
17. Seader J. "Operaciones de separación por etapas de equilibrio en ingeniería química". Reverté. México. 2000.
18. Seader, "Separation Process". John Wiley. New York .2006.
19. Sherwood, T. K. *et al.*, *Industrial and Engineering Chemistry*, Vol. 30, p. 765. 1938.
20. Sinnott R. "Chemical engineering design". Butterworth-Heinemann. USA. 2008.
21. Sloley, A., and Fraser, A.C.S., "Consider modeling tools to revamp existing process units," *Hydrocarbon Processing*, June 2000, pp. 57-63
22. Strigle, Ralph F. "Packed Tower Design and Applications: Random and Structured Packings". 2nd ed. Gulf Publishing Company. Houston, Texas. USA. 1994.

23. Treyball, Robert E. "Mass transfer operations". Third edition. Singapore. 1981.

24. Walas S. M. "Chemical process equipment: selection and design". Butterworth-Heinemann. USA. 1988.

CAPITULO XI

11. Anexos.

Las siguientes hojas representan los resultados de la simulación con Aspen Hysys versión 7.3, mostrando el perfil hidráulico de la torre de destilación.



Tray Sizing: Tray Sizing-1

LIQUID PROFILE (FROM TRAY)

		1__ Main TS	2__ Main TS	3__ Main TS	4__ Main TS
12	Mass Flow (kg/h)	1.540e+005	1.540e+005	1.540e+005	1.540e+005
13	Liquid Flow (m ³ /s)	5.106e+007	5.106e+007	5.106e+007	5.106e+007
14	Molecular Weight	104.0	105.5	105.0	105.8
15	Temperature (C)	82.87	89.18	70.41	71.02
16	Density (kg/m ³)	821.2	825.3	821.1	821.2
17	Viscosity (cP)	0.3610	0.3598	0.3561	0.3518
18	Surface Tension (dyne/cm)	21.29	23.56	23.56	23.52
		5__ Main TS	6__ Main TS	7__ Main TS	8__ Main TS
20	Mass Flow (kg/h)	1.647e+005	1.547e+005	1.640e+005	1.647e+005
21	Liquid Flow (m ³ /s)	5.535e+007	5.533e+007	5.533e+007	5.535e+007
22	Molecular Weight	105.9	105.9	105.9	105.9
23	Temperature (C)	71.41	71.77	72.11	72.48
24	Density (kg/m ³)	824.3	824.3	824.3	824.4
25	Viscosity (cP)	0.3540	0.3546	0.3533	0.3531
26	Surface Tension (dyne/cm)	23.50	23.49	23.49	23.48
		9__ Main TS	10__ Main TS	11__ Main TS	12__ Main TS
28	Mass Flow (kg/h)	1.638e+005	1.637e+005	1.635e+005	1.635e+005
29	Liquid Flow (m ³ /s)	5.518e+007	5.508e+007	5.198e+007	5.187e+007
30	Molecular Weight	105.8	105.8	105.7	105.7
31	Temperature (C)	72.81	73.18	73.57	73.02
32	Density (kg/m ³)	825.2	825.6	825.2	825.8
33	Viscosity (cP)	0.3581	0.3579	0.3579	0.3579
34	Surface Tension (dyne/cm)	23.49	23.41	23.41	23.32
		13__ Main TS	14__ Main TS	15__ Main TS	16__ Main TS
36	Mass Flow (kg/h)	1.636e+005	1.538e+005	1.636e+005	1.637e+005
37	Liquid Flow (m ³ /s)	5.474e+007	5.480e+007	5.440e+007	5.430e+007
38	Molecular Weight	105.0	105.5	105.5	105.4
39	Temperature (C)	74.42	74.00	75.00	75.00
40	Density (kg/m ³)	827.5	825.3	829.0	830.1
41	Viscosity (cP)	0.3533	0.3538	0.3539	0.3513
42	Surface Tension (dyne/cm)	23.51	23.56	23.56	23.61
		17__ Main TS	18__ Main TS	19__ Main TS	20__ Main TS
44	Mass Flow (kg/h)	1.626e+005	1.537e+005	1.614e+005	1.610e+005
45	Liquid Flow (m ³ /s)	5.414e+007	5.481e+007	5.381e+007	5.365e+007
46	Molecular Weight	105.1	105.2	105.1	105.1
47	Temperature (C)	76.37	76.09	77.41	77.99
48	Density (kg/m ³)	831.1	831.1	833.1	834.1
49	Viscosity (cP)	0.3547	0.3544	0.3524	0.3511
50	Surface Tension (dyne/cm)	23.64	23.67	23.60	23.62
		21__ Main TS	22__ Main TS	23__ Main TS	24__ Main TS
52	Mass Flow (kg/h)	1.608e+005	1.608e+005	1.604e+005	1.602e+005
53	Liquid Flow (m ³ /s)	5.350e+007	5.338e+007	5.331e+007	5.312e+007
54	Molecular Weight	105.0	101.9	101.9	101.8
55	Temperature (C)	78.45	78.26	79.44	79.02
56	Density (kg/m ³)	835.1	835.9	836.2	837.8
57	Viscosity (cP)	0.3581	0.3583	0.3585	0.3585
58	Surface Tension (dyne/cm)	23.61	23.61	23.61	23.61
		25__ Main TS	26__ Main TS	27__ Main TS	28__ Main TS
60	Mass Flow (kg/h)	1.599e+005	1.593e+005	1.591e+005	1.590e+005
61	Liquid Flow (m ³ /s)	5.135e+007	5.100e+007	5.100e+007	5.100e+007
62	Molecular Weight	104.0	104.7	104.7	104.7
63	Temperature (C)	80.24	80.06	81.22	81.01
64	Density (kg/m ³)	838.1	838.8	839.0	839.4
65	Viscosity (cP)	0.3581	0.3559	0.3558	0.3558
66	Surface Tension (dyne/cm)	23.62	23.62	23.63	23.63
		29__ Main TS	30__ Main TS	31__ Main TS	32__ Main TS
68	Mass Flow (kg/h)	1.635e+005	1.734e+005	1.730e+005	1.730e+005

 UNIVERSIDAD NACIONAL AUT Lima, Peru USA		Case Name: TORRE DE SEPARACION PR-M5.hsc			
		Unit Set: SI			
		Date/Time: Wed Nov 24 17:05:00 2010			
Tray Sizing: Tray Sizing-1 (continued)					
9	Viscosity (cP)	0.3421	0.3410	0.3411	0.3405
10	Surface Tension (dyne/cm)	23.56	23.51	23.52	23.51
11		61_Main TS	62_Main TS	63_Main TS	64_Main TS
12	Mass Flow (kg/h)	1.379e+005	1.680e+005	1.680e+005	1.551e+005
13	Liquid Flow (m ³ /s)	5.170e-002	6.201e-002	6.204e-002	5.766e-002
14	Molecular Weight	104.2	104.2	104.2	104.2
15	Temperature (C)	90.42	90.50	90.78	90.92
16	Density (kg/m ³)	842.2	842.1	841.8	841.8
17	Viscosity (cP)	0.3400	0.3395	0.3390	0.3385
18	Surface Tension (dyne/cm)	23.49	23.47	23.46	23.44
19		65_Main TS	66_Main TS	67_Main TS	68_Main TS
20	Mass Flow (kg/h)	1.531e+005	1.682e+005	1.682e+005	1.552e+005
21	Liquid Flow (m ³ /s)	5.210e-002	6.211e-002	6.214e-002	5.766e-002
22	Molecular Weight	104.2	104.2	104.2	104.2
23	Temperature (C)	91.08	91.25	91.41	91.57
24	Density (kg/m ³)	841.7	841.5	841.4	841.3
25	Viscosity (cP)	0.3380	0.3371	0.3366	0.3361
26	Surface Tension (dyne/cm)	23.43	23.41	23.39	23.38
27		69_Main TS	70_Main TS	71_Main TS	72_Main TS
28	Mass Flow (kg/h)	1.002e+005	1.004e+005	1.004e+005	1.004e+005
29	Liquid Flow (m ³ /s)	3.219e-002	3.221e-002	3.221e-002	3.221e-002
30	Molecular Weight	104.2	104.2	104.2	104.2
31	Temperature (C)	91.72	91.55	92.01	92.19
32	Density (kg/m ³)	841.1	841.0	840.9	840.7
33	Viscosity (cP)	0.3359	0.3351	0.3346	0.3341
34	Surface Tension (dyne/cm)	23.36	23.34	23.33	23.31
35		73_Main TS	74_Main TS	75_Main TS	76_Main TS
36	Mass Flow (kg/h)	1.555e+005	1.685e+005	1.685e+005	1.556e+005
37	Liquid Flow (m ³ /s)	5.229e-002	6.231e-002	6.234e-002	5.766e-002
38	Molecular Weight	104.2	104.2	104.2	104.2
39	Temperature (C)	92.35	92.50	92.65	92.80
40	Density (kg/m ³)	840.6	840.5	840.3	840.2
41	Viscosity (cP)	0.3340	0.3335	0.3330	0.3325
42	Surface Tension (dyne/cm)	23.30	23.28	23.27	23.25
43		77_Main TS	78_Main TS	79_Main TS	80_Main TS
44	Mass Flow (kg/h)	1.557e+005	1.687e+005	1.687e+005	1.558e+005
45	Liquid Flow (m ³ /s)	5.239e-002	6.242e-002	6.244e-002	5.767e-002
46	Molecular Weight	104.2	104.2	104.2	104.2
47	Temperature (C)	92.95	93.10	93.25	93.40
48	Density (kg/m ³)	840.0	839.9	839.8	839.6
49	Viscosity (cP)	0.3320	0.3310	0.3311	0.3306
50	Surface Tension (dyne/cm)	23.24	23.22	23.20	23.19
51		81_Main TS	82_Main TS	83_Main TS	84_Main TS
52	Mass Flow (kg/h)	1.559e+005	1.688e+005	1.688e+005	1.560e+005
53	Liquid Flow (m ³ /s)	5.249e-002	6.252e-002	6.254e-002	5.767e-002
54	Molecular Weight	104.2	104.2	104.2	104.2
55	Temperature (C)	93.55	93.70	93.84	93.99
56	Density (kg/m ³)	839.5	839.4	839.2	839.1
57	Viscosity (cP)	0.3301	0.3297	0.3292	0.3288
58	Surface Tension (dyne/cm)	23.17	23.16	23.14	23.13
59		85_Main TS	86_Main TS	87_Main TS	88_Main TS
60	Mass Flow (kg/h)	1.560e+005	1.689e+005	1.689e+005	1.562e+005
61	Liquid Flow (m ³ /s)	5.250e-002	6.262e-002	6.264e-002	5.768e-002
62	Molecular Weight	104.2	104.2	104.2	104.2
63	Temperature (C)	94.13	94.28	94.42	94.56
64	Density (kg/m ³)	839.0	838.9	838.7	838.6
65	Viscosity (cP)	0.3283	0.3277	0.3274	0.3270
66	Surface Tension (dyne/cm)	23.11	23.10	23.08	23.07
67		89_Main TS	90_Main TS	91_Main TS	92_Main TS
68	Mass Flow (kg/h)	1.092e+005	1.092e+005	1.092e+005	1.092e+005

1	 UNIVERSIDAD NACIONAL AUT Burlington, MA USA			Case Name:	100001 - DR - 01 - PARABOLIC - 14463 - h	
2				Unit: Sel:	SI	
3				Date/Time:	Wed Nov 27 17:35:03 2013	
4						
5	Tray Sizing: Tray Sizing-1 (continued)					
6						
7						
8						
9	Liquid Flow	(m3/s)	6.269e+002	6.271e+002	6.271e+002	6.279e+002
10	Molecular Weight		104.2	104.2	104.2	104.2
11	Temperature	(C)	94.71	94.00	94.99	95.43
12	Density	(kg/m3)	838.4	838.3	838.2	838.0
13	Viscosity	(cP)	0.3285	0.3281	0.3256	0.3252
14	Surface Tension	(dyne/cm)	23.05	23.04	23.02	23.01
15			93 Main TS	94 Main TS	95 Main TS	96 Main TS
16	Mass Flow	(kg/h)	1.804e+005	1.804e+005	1.805e+005	1.805e+005
17	Liquid Flow	(m3/s)	6.279e+002	6.281e+002	6.281e+002	6.288e+002
18	Molecular Weight		104.2	104.2	104.2	104.2
19	Temperature	(C)	95.27	95.11	95.55	95.69
20	Density	(kg/m3)	837.9	837.8	837.7	837.5
21	Viscosity	(cP)	0.3218	0.3218	0.3239	0.3235
22	Surface Tension	(dyne/cm)	22.99	22.99	22.99	22.99
23			97 Main TS	98 Main TS	99 Main TS	100 Main TS
24	Mass Flow	(kg/h)	1.806e+005	1.806e+005	1.807e+005	1.808e+005
25	Liquid Flow	(m3/s)	6.290e+002	6.291e+002	6.294e+002	6.296e+002
26	Molecular Weight		104.2	104.2	104.2	104.2
27	Temperature	(C)	95.83	95.97	96.11	96.25
28	Density	(kg/m3)	837.4	837.3	837.1	837.0
29	Viscosity	(cP)	0.3230	0.3226	0.3221	0.3216
30	Surface Tension	(dyne/cm)	22.93	22.92	22.90	22.89
31	VAPOUR PROFILE (TO TRAY)					
32						
33			1 Main TS	2 Main TS	3 Main TS	4 Main TS
34	Mass Flow	(kg/h)	1.770e+005	1.770e+005	1.782e+005	1.784e+005
35	Gas Flow	(ACT m3/h)	3.072e+005	3.022e+005	3.099e+005	3.070e+005
36	Molecular Weight		105.5	105.2	105.4	105.5
37	Temperature	(C)	70.19	70.41	71.00	71.41
38	Density	(kg/m3)	0.4474	0.4520	0.4571	0.4616
39	Viscosity	(cP)	6.195e-003	6.580e-003	6.509e-003	6.594e-003
40	Fluid Pressure	(kPa)	12.00	12.11	12.21	12.32
41			5 Main TS	6 Main TS	7 Main TS	8 Main TS
42	Mass Flow	(kg/h)	1.784e+005	1.784e+005	1.783e+005	1.782e+005
43	Gas Flow	(ACT m3/h)	3.610e+005	3.610e+005	3.781e+005	3.751e+005
44	Molecular Weight		105.5	105.5	105.5	105.5
45	Temperature	(C)	71.77	72.11	72.15	72.61
46	Density	(kg/m3)	0.4644	0.4681	0.4716	0.4750
47	Viscosity	(cP)	6.598e-003	6.808e-003	6.812e-003	6.819e-003
48	Fluid Pressure	(kPa)	12.13	12.51	12.65	12.75
49			9 Main TS	10 Main TS	11 Main TS	12 Main TS
50	Mass Flow	(kg/h)	1.780e+005	1.779e+005	1.777e+005	1.775e+005
51	Gas Flow	(ACT m3/h)	3.722e+005	3.694e+005	3.682e+005	3.630e+005
52	Molecular Weight		105.5	105.4	105.4	105.3
53	Temperature	(C)	73.10	73.07	73.59	74.42
54	Density	(kg/m3)	0.4783	0.4816	0.4844	0.4875
55	Viscosity	(cP)	6.827e-003	6.835e-003	6.843e-003	6.851e-003
56	Fluid Pressure	(kPa)	12.86	12.97	13.06	13.18
57			13 Main TS	14 Main TS	15 Main TS	16 Main TS
58	Mass Flow	(kg/h)	1.773e+005	1.770e+005	1.767e+005	1.764e+005
59	Gas Flow	(ACT m3/h)	3.610e+005	3.580e+005	3.558e+005	3.530e+005
60	Molecular Weight		105.3	105.2	105.1	105.1
61	Temperature	(C)	74.80	75.30	75.00	75.37
62	Density	(kg/m3)	0.4910	0.4910	0.4969	0.4966
63	Viscosity	(cP)	6.000e-003	6.070e-003	6.079e-003	6.039e-003
64	Fluid Pressure	(kPa)	13.29	13.40	13.51	13.62
65			17 Main TS	18 Main TS	19 Main TS	20 Main TS
66	Mass Flow	(kg/h)	1.762e+005	1.759e+005	1.756e+005	1.753e+005
67	Gas Flow	(ACT m3/h)	3.504e+005	3.479e+005	3.454e+005	3.429e+005
68	Molecular Weight		105.3	104.9	104.9	104.8
69	Aspen Technology Inc.			Aspen HYSYS Version 7.3 (25.0.0.7336)		Page 4 of 7

1	 UNIVERSIDAD NACIONAL AUT Huntington, MA USA			Case Name: TORRE DE SEPARACION FRAMES			
2				Inches: 50			
3				Date/Time: Wed Nov 27 17:35:03 2013			
4							
5	Tray Sizing: Tray Sizing-1 (continued)						
6	Temperature (C)	76.86	77.41	77.91	78.16		
7	Density (kg/m3)	0.5027	0.5055	0.5083	0.5111		
8	Viscosity (cP)	6.600e-003	6.700e-003	6.719e-003	6.730e-003		
9	Fluid Pressure (kPa)	13.72	13.03	13.94	14.02		
10		21_Main TS	22_Main TS	23_Main TS	24_Main TS		
11	Mass Flow (kg/h)	1.750e+003	1.745e+003	1.745e+003	1.740e+003		
12	Gas Flow (ACT m3/h)	3.405e+005	3.382e+005	3.358e+005	3.335e+005		
13	Molecular Weight	104.7	104.7	104.5	104.5		
14	Temperature (C)	70.90	79.44	79.90	80.24		
15	Density (kg/m3)	0.5110	0.5168	0.5197	0.5227		
16	Viscosity (cP)	6.739e+003	6.740e+003	6.757e+003	6.769e+003		
17	Fluid Pressure (kPa)	14.16	14.28	14.37	14.48		
18		25_Main TS	26_Main TS	27_Main TS	28_Main TS		
19	Mass Flow (kg/h)	1.741e+003	1.732e+003	1.731e+003	1.720e+003		
20	Gas Flow (ACT m3/h)	3.312e+005	3.295e+005	3.273e+005	3.192e+005		
21	Molecular Weight	104.5	104.5	104.5	104.5		
22	Temperature (C)	80.00	81.22	81.91	81.90		
23	Density (kg/m3)	0.5256	0.5290	0.5321	0.5356		
24	Viscosity (cP)	6.775e+003	6.777e+003	6.786e+003	6.791e+003		
25	Fluid Pressure (kPa)	14.58	14.69	14.80	14.91		
26		29_Main TS	30_Main TS	31_Main TS	32_Main TS		
27	Mass Flow (kg/h)	1.700e+003	1.690e+003	1.679e+003	1.670e+003		
28	Gas Flow (ACT m3/h)	3.171e+005	3.095e+005	3.078e+005	3.059e+005		
29	Molecular Weight	104.5	104.5	104.5	104.5		
30	Temperature (C)	82.42	82.74	83.11	83.42		
31	Density (kg/m3)	0.5388	0.5424	0.5456	0.5488		
32	Viscosity (cP)	6.790e+003	6.800e+003	6.809e+003	6.817e+003		
33	Fluid Pressure (kPa)	15.02	15.12	15.23	15.34		
34		33_Main TS	34_Main TS	35_Main TS	36_Main TS		
35	Mass Flow (kg/h)	1.677e+003	1.666e+003	1.649e+003	1.640e+003		
36	Gas Flow (ACT m3/h)	3.040e+005	2.999e+005	2.950e+005	2.933e+005		
37	Molecular Weight	104.5	104.5	104.5	104.5		
38	Temperature (C)	83.00	84.23	84.99	84.99		
39	Density (kg/m3)	0.5519	0.5558	0.5588	0.5618		
40	Viscosity (cP)	6.820e+003	6.820e+003	6.829e+003	6.837e+003		
41	Fluid Pressure (kPa)	15.43	15.55	15.68	15.77		
42		37_Main TS	38_Main TS	39_Main TS	40_Main TS		
43	Mass Flow (kg/h)	1.647e+003	1.647e+003	1.640e+003	1.640e+003		
44	Gas Flow (ACT m3/h)	2.818e+005	2.895e+005	2.832e+005	2.865e+005		
45	Molecular Weight	101.3	101.1	101.1	101.1		
46	Temperature (C)	83.00	83.63	83.41	83.26		
47	Density (kg/m3)	0.5650	0.5682	0.5713	0.5745		
48	Viscosity (cP)	6.838e+003	6.846e+003	6.850e+003	6.856e+003		
49	Fluid Pressure (kPa)	15.00	15.99	16.09	16.20		
50		41_Main TS	42_Main TS	43_Main TS	44_Main TS		
51	Mass Flow (kg/h)	1.646e+003	1.645e+003	1.640e+003	1.640e+003		
52	Gas Flow (ACT m3/h)	2.848e+005	2.832e+005	2.818e+005	2.800e+005		
53	Molecular Weight	104.4	104.3	104.3	104.3		
54	Temperature (C)	80.40	80.75	81.01	81.20		
55	Density (kg/m3)	0.5777	0.5810	0.5843	0.5875		
56	Viscosity (cP)	6.857e+003	6.867e+003	6.875e+003	6.877e+003		
57	Fluid Pressure (kPa)	16.31	16.42	16.52	16.63		
58		45_Main TS	46_Main TS	47_Main TS	48_Main TS		
59	Mass Flow (kg/h)	1.645e+003	1.645e+003	1.645e+003	1.645e+003		
60	Gas Flow (ACT m3/h)	2.708e+005	2.709e+005	2.704e+005	2.700e+005		
61	Molecular Weight	101.3	101.3	101.3	101.3		
62	Temperature (C)	83.00	83.74	83.46	83.30		
63	Density (kg/m3)	0.5909	0.5942	0.5975	0.6008		
64	Viscosity (cP)	6.882e+003	6.882e+003	6.882e+003	6.886e+003		
65	Fluid Pressure (kPa)	16.74	16.85	16.95	17.06		
66	Aspen Technology Inc.		Aspen HYSYS Version 7.1 (26.00.0330)			Page 3 of 7	

Tray Sizing: Tray Sizing-1 (continued)

		49_Main TS	50_Main TS	51_Main TS	52_Main TS	53_Main TS	54_Main TS	55_Main TS	56_Main TS
1	Mass Flow	(kg/h)	1.818e+005						
2	Gas Flow (ACT_m3/h)		2.723e+005	2.708e+005	2.694e+005	2.680e+005	2.666e+005	2.652e+005	2.637e+005
3	Molecular Weight	(kg/kmole)	114.7	114.7	114.7	114.7	114.7	114.7	114.7
4	Temperature (C)		88.39	88.39	88.39	88.39	88.39	88.39	88.39
5	Density (kg/m3)		0.6013	0.6017	0.6021	0.6025	0.6029	0.6033	0.6037
6	Viscosity (cP)		6.001e+003	6.005e+003	6.009e+003	6.013e+003	6.017e+003	6.021e+003	6.025e+003
7	Fluid Pressure (kPa)		17.27	17.28	17.29	17.30	17.31	17.32	17.33
8	Mean Flow	(kg/h)	1.847e+005						
9	Gas Flow (ACT_m3/h)		2.652e+005						
10	Molecular Weight	(kg/kmole)	104.2	104.2	104.2	104.2	104.2	104.2	104.2
11	Temperature (C)		89.18	89.36	89.55	89.73	89.91	90.09	90.27
12	Density (kg/m3)		0.6171	0.6174	0.6177	0.6180	0.6183	0.6186	0.6189
13	Viscosity (cP)		6.017e+003	6.021e+003	6.025e+003	6.029e+003	6.033e+003	6.037e+003	6.041e+003
14	Fluid Pressure (kPa)		17.32	17.33	17.34	17.35	17.36	17.37	17.38
15	Mean Flow	(kg/h)	1.847e+005						
16	Gas Flow (ACT_m3/h)		2.582e+005						
17	Molecular Weight	(kg/kmole)	101.2	101.2	101.2	101.2	101.2	101.2	101.2
18	Temperature (C)		89.96	90.08	90.20	90.32	90.44	90.56	90.68
19	Density (kg/m3)		0.6317	0.6320	0.6323	0.6326	0.6329	0.6332	0.6335
20	Viscosity (cP)		6.033e+003	6.037e+003	6.041e+003	6.045e+003	6.049e+003	6.053e+003	6.057e+003
21	Fluid Pressure (kPa)		18.03	18.14	18.25	18.36	18.47	18.58	18.69
22	Mean Flow	(kg/h)	1.847e+005						
23	Gas Flow (ACT_m3/h)		2.512e+005						
24	Molecular Weight	(kg/kmole)	101.2	101.2	101.2	101.2	101.2	101.2	101.2
25	Temperature (C)		90.50	90.76	91.02	91.28	91.54	91.80	92.06
26	Density (kg/m3)		0.6455	0.6460	0.6465	0.6470	0.6475	0.6480	0.6485
27	Viscosity (cP)		6.049e+003	6.053e+003	6.057e+003	6.061e+003	6.065e+003	6.069e+003	6.073e+003
28	Fluid Pressure (kPa)		18.16	18.37	18.57	18.78	18.98	19.19	19.39
29	Mean Flow	(kg/h)	1.847e+005						
30	Gas Flow (ACT_m3/h)		2.442e+005						
31	Molecular Weight	(kg/kmole)	104.2	104.2	104.2	104.2	104.2	104.2	104.2
32	Temperature (C)		91.27	91.41	91.57	91.72	91.87	92.02	92.17
33	Density (kg/m3)		0.6584	0.6589	0.6594	0.6599	0.6604	0.6609	0.6614
34	Viscosity (cP)		6.065e+003	6.069e+003	6.073e+003	6.077e+003	6.081e+003	6.085e+003	6.089e+003
35	Fluid Pressure (kPa)		18.88	19.00	19.11	19.22	19.33	19.44	19.55
36	Mean Flow	(kg/h)	1.847e+005						
37	Gas Flow (ACT_m3/h)		2.372e+005						
38	Molecular Weight	(kg/kmole)	104.2	104.2	104.2	104.2	104.2	104.2	104.2
39	Temperature (C)		91.99	92.14	92.29	92.44	92.59	92.74	92.89
40	Density (kg/m3)		0.6713	0.6718	0.6723	0.6728	0.6733	0.6738	0.6743
41	Viscosity (cP)		6.081e+003	6.085e+003	6.089e+003	6.093e+003	6.097e+003	6.101e+003	6.105e+003
42	Fluid Pressure (kPa)		19.39	19.50	19.61	19.72	19.83	19.94	20.05
43	Mean Flow	(kg/h)	1.847e+005						
44	Gas Flow (ACT_m3/h)		2.302e+005						
45	Molecular Weight	(kg/kmole)	104.2	104.2	104.2	104.2	104.2	104.2	104.2
46	Temperature (C)		92.71	92.86	93.01	93.16	93.31	93.46	93.61
47	Density (kg/m3)		0.6842	0.6847	0.6852	0.6857	0.6862	0.6867	0.6872
48	Viscosity (cP)		6.097e+003	6.101e+003	6.105e+003	6.109e+003	6.113e+003	6.117e+003	6.121e+003
49	Fluid Pressure (kPa)		19.90	20.01	20.12	20.23	20.34	20.45	20.56
50	Mean Flow	(kg/h)	1.847e+005						
51	Gas Flow (ACT_m3/h)		2.232e+005						
52	Molecular Weight	(kg/kmole)	104.2	104.2	104.2	104.2	104.2	104.2	104.2
53	Temperature (C)		93.43	93.58	93.73	93.88	94.03	94.18	94.33
54	Density (kg/m3)		0.6971	0.6976	0.6981	0.6986	0.6991	0.6996	0.7001
55	Viscosity (cP)		6.113e+003	6.117e+003	6.121e+003	6.125e+003	6.129e+003	6.133e+003	6.137e+003
56	Fluid Pressure (kPa)		20.41	20.52	20.63	20.74	20.85	20.96	21.07
57	Mean Flow	(kg/h)	1.847e+005						
58	Gas Flow (ACT_m3/h)		2.162e+005						
59	Molecular Weight	(kg/kmole)	104.2	104.2	104.2	104.2	104.2	104.2	104.2
60	Temperature (C)		94.15	94.30	94.45	94.60	94.75	94.90	95.05
61	Density (kg/m3)		0.7100	0.7105	0.7110	0.7115	0.7120	0.7125	0.7130
62	Viscosity (cP)		6.129e+003	6.133e+003	6.137e+003	6.141e+003	6.145e+003	6.149e+003	6.153e+003
63	Fluid Pressure (kPa)		20.92	21.03	21.14	21.25	21.36	21.47	21.58
64	Mean Flow	(kg/h)	1.847e+005						
65	Gas Flow (ACT_m3/h)		2.092e+005						
66	Molecular Weight	(kg/kmole)	104.2	104.2	104.2	104.2	104.2	104.2	104.2
67	Temperature (C)		94.87	95.02	95.17	95.32	95.47	95.62	95.77
68	Density (kg/m3)		0.7229	0.7234	0.7239	0.7244	0.7249	0.7254	0.7259
69	Viscosity (cP)		6.145e+003	6.149e+003	6.153e+003	6.157e+003	6.161e+003	6.165e+003	6.169e+003
70	Fluid Pressure (kPa)		21.43	21.54	21.65	21.76	21.87	21.98	22.09
71	Mean Flow	(kg/h)	1.847e+005						
72	Gas Flow (ACT_m3/h)		2.022e+005						
73	Molecular Weight	(kg/kmole)	104.2	104.2	104.2	104.2	104.2	104.2	104.2
74	Temperature (C)		95.59	95.74	95.89	96.04	96.19	96.34	96.49
75	Density (kg/m3)		0.7358	0.7363	0.7368	0.7373	0.7378	0.7383	0.7388
76	Viscosity (cP)		6.161e+003	6.165e+003	6.169e+003	6.173e+003	6.177e+003	6.181e+003	6.185e+003
77	Fluid Pressure (kPa)		21.94	22.05	22.16	22.27	22.38	22.49	22.60
78	Mean Flow	(kg/h)	1.847e+005						
79	Gas Flow (ACT_m3/h)		1.952e+005						
80	Molecular Weight	(kg/kmole)	104.2	104.2	104.2	104.2	104.2	104.2	104.2
81	Temperature (C)		96.31	96.46	96.61	96.76	96.91	97.06	97.21
82	Density (kg/m3)		0.7487	0.7492	0.7497	0.7502	0.7507	0.7512	0.7517
83	Viscosity (cP)		6.177e+003	6.181e+003	6.185e+003	6.189e+003	6.193e+003	6.197e+003	6.201e+003
84	Fluid Pressure (kPa)		22.45	22.56	22.67	22.78	22.89	23.00	23.11
85	Mean Flow	(kg/h)	1.847e+005						
86	Gas Flow (ACT_m3/h)		1.882e+005						
87	Molecular Weight	(kg/kmole)	104.2	104.2	104.2	104.2	104.2	104.2	104.2
88	Temperature (C)		97.03	97.18	97.33	97.48	97.63	97.78	97.93
89	Density (kg/m3)		0.7616	0.7621	0.7626	0.7631	0.7636	0.7641	0.7646
90	Viscosity (cP)		6.193e+003	6.197e+003	6.201e+003	6.205e+003	6.209e+003	6.213e+003	6.217e+003
91	Fluid Pressure (kPa)		22.96	23.07	23.18	23.29	23.40	23.51	23.62
92	Mean Flow	(kg/h)	1.847e+005						
93	Gas Flow (ACT_m3/h)		1.812e+005						
94	Molecular Weight	(kg/kmole)	104.2	104.2	104.2	104.2	104.2	104.2	104.2
95	Temperature (C)		97.75	97.90	98.05	98.20	98.35	98.50	98.65
96	Density (kg/m3)		0.7745	0.7750	0.7755	0.7760	0.7765	0.7770	0



INFORMATION NATIONAL ALLI
Burlington MA
USA

Case Name: TORRE DE SEPARACION FR-M5 hse

Unit Sel: SI

Date/Time: Wed Nov 27 17:03:00 2013

Tray Sizing: Tray Sizing-1 (continued)

9	Temperature (C)	83.10	83.25	83.40	83.55
10	Density (kg/m3)	0.7010	0.7045	0.7080	0.7114
11	Viscosity (cP)	7.009e-003	7.008e-003	7.010e-003	7.013e-003
12	Fluid Pressure (kPa)	20.10	20.20	20.40	20.61
13		81 Main TS	82 Main TS	83 Main TS	84 Main TS
14	Mass Flow (kph)	1.124e+003	1.130e+003	1.136e+003	1.142e+003
15	Gas Flow (ACT m3/h)	2.321e+005	2.330e+005	2.339e+005	2.348e+005
16	Molecular Weight	104.2	104.2	104.2	104.2
17	Temperature (C)	83.70	83.84	83.99	84.13
18	Density (kg/m3)	0.7119	0.7183	0.7248	0.7313
19	Viscosity (cP)	7.016e-003	7.019e-003	7.022e-003	7.026e-003
20	Fluid Pressure (kPa)	21.87	21.93	22.03	21.94
21		85 Main TS	86 Main TS	87 Main TS	88 Main TS
22	Mass Flow (kph)	1.061e+003	1.061e+003	1.062e+003	1.063e+003
23	Gas Flow (ACT m3/h)	2.279e+005	2.289e+005	2.299e+005	2.309e+005
24	Molecular Weight	104.2	104.2	104.2	104.2
25	Temperature (C)	84.28	84.42	84.56	84.71
26	Density (kg/m3)	0.7287	0.7322	0.7356	0.7391
27	Viscosity (cP)	7.026e-003	7.030e-003	7.034e-003	7.038e-003
28	Fluid Pressure (kPa)	21.08	21.18	21.28	21.37
29		89 Main TS	90 Main TS	91 Main TS	92 Main TS
30	Mass Flow (kph)	1.003e+003	1.003e+003	1.004e+003	1.004e+003
31	Gas Flow (ACT m3/h)	2.236e+005	2.238e+005	2.239e+005	2.240e+005
32	Molecular Weight	104.2	104.2	104.2	104.2
33	Temperature (C)	84.88	84.90	85.13	85.27
34	Density (kg/m3)	0.7425	0.7460	0.7494	0.7529
35	Viscosity (cP)	7.042e-003	7.045e-003	7.048e-003	7.051e-003
36	Fluid Pressure (kPa)	21.48	21.50	21.60	21.80
37		93 Main TS	94 Main TS	95 Main TS	96 Main TS
38	Mass Flow (kph)	1.004e+003	1.005e+003	1.006e+003	1.006e+003
39	Gas Flow (ACT m3/h)	2.201e+005	2.191e+005	2.182e+005	2.173e+005
40	Molecular Weight	104.2	104.2	104.2	104.2
41	Temperature (C)	85.41	85.55	85.80	85.83
42	Density (kg/m3)	0.7563	0.7598	0.7632	0.7667
43	Viscosity (cP)	7.054e-003	7.057e-003	7.060e-003	7.063e-003
44	Fluid Pressure (kPa)	21.91	22.02	22.12	22.23
45		97 Main TS	98 Main TS	99 Main TS	100 Main TS
46	Mass Flow (kph)	1.886e+003	1.887e+003	1.888e+003	1.888e+003
47	Gas Flow (ACT m3/h)	2.161e+005	2.155e+005	2.149e+005	2.143e+005
48	Molecular Weight	104.2	104.2	104.2	104.2
49	Temperature (C)	85.97	86.11	86.25	86.29
50	Density (kg/m3)	0.7704	0.7738	0.7772	0.7770
51	Viscosity (cP)	7.067e-003	7.069e-003	7.071e-003	7.073e-003
52	Fluid Pressure (kPa)	22.04	22.45	22.10	22.65