

29/1/81



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO

FACULTAD DE QUIMICA



UNIVERSIDAD NACIONAL
AUTONOMA DE MEXICO
FACULTAD DE QUIMICA

**DISEÑO DE UN SISTEMA RECUPERADOR DE
SOLVENTE EN LA OBTENCION DE 2:2 DI
HIDROXIFENIL PROPANO**

T E S I S

Que para obtener el título de:

INGENIERO QUIMICO

P r e s e n t a :

FERNANDO VALDES GARCIA

1981

**TESIS DONADA POR
D. S. B. - UNAM**



Universidad Nacional
Autónoma de México

Dirección General de Bibliotecas de la UNAM

Biblioteca Central



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.

I N D I C E

1.- INTRODUCCION

- 1.1 Objetivo
- 1.2 Descripción del Proceso

2.- BASES DE DISEÑO

- 2.1 Producto Obtenido
- 2.2 Capacidad Requerida
- 2.3 Calidad del Producto
- 2.4 Materias Primas y sus Características
- 2.5 Ciclos de Operación
- 2.6 Condiciones de Operación
- 2.7 Equipo Requerido
- 2.8 Balance en el Destilador
- 2.9 Balance en el Condensador
- 2.10 Balance en el Recibidor de Condensado

3.- CALCULO DE EQUIPO

- 3.1 Destilador
 - 3.1.1 Conceptos generales
 - 3.1.2 Diseño
- 3.2 Condensador

3.2.1 Conceptos generales

3.2.2 Diseño

3.3 Recibidor de Condensado

3.3.1 Diseño

3.4 Tanque de Almacenamiento

3.4.1 Conceptos generales

3.4.2 Diseño

3.5 Sistema de Vacío

3.5.1 Diseño

3.6 Nomenclatura

4.- COSTOS

4.1 Generalidades

4.2 Costo del Sistema

5.- CONCLUSIONES

6.- BIBLIOGRAFIA

1. INTRODUCCION

Con el paso de los años, se ha visto la importancia que tiene la recuperación de cualesquier clase de reactivos en los diversos procesos de la Industria Química, con el objeto de darles nuevo uso, tratarlos posteriormente o en el último de los casos, evitar la contaminación de afluentes que actualmente es frecuente.

1.1 Objetivo. El objeto de este trabajo es diseñar un sistema recuperador de solvente en la obtención del producto denominado 2:2 di-hidroxifenil propano, con el fin de lograr la separación del mismo y volverlo a utilizar en la reacción inicial.

Se está partiendo de la base que en la planta donde se efectúa el proceso, se está destilando el fenol para luego venderlo en esas condiciones.

Paralelo a esto, se está comprando fenol puro para utilizarlo como materia prima, por lo que se hará la comparación de hacer esta última operación y lo que cuesta diseñar el sistema.

Para la consecución de este objetivo, se hará uso de una de las operaciones más importantes dentro de la Ingeniería Química, la Destilación.

Dentro de la Industria Química, existen distintas formas de destilación, pero en general, la destilación es la separación entre componentes, debida a la creación de dos o más zonas coexistentes que difieren en temperatura, presión, composición o tipo de fase, lo cual hace que cada sistema tienda al equilibrio.

En este diseño, se utilizará la destilación flash; llamada así porque está basada en la producción de un vapor, mediante la ebullición de una mezcla líquida que se desea separar, seguida de la condensación del vapor, sin que ese el líquido retorne al recipiente y establezca contacto con el vapor. En sí, es una operación simple, en donde una mezcla líquida es parcialmente vaporizada, el vapor llega al equilibrio con el líquido residual y las fases vapor-líquido resultante son separadas y removidas del equipo.

Se pretende con esto, establecer un planteamiento que ayude a decidir la conveniencia de instalar sistemas similares, que normalmente se presentan.

- 1.2 Descripción del proceso. Antes de establecer las bases de diseño que se tienen y que serán el punto de partida para el diseño del sistema de destilación, es conveniente dar una ligera descripción del proceso que se consideró para la realización de este trabajo.

El proceso propuesto es de los llamados por lotes y está dividido en dos etapas principales. La primera de ellas se lleva a cabo en un reactor y la segunda en un destilador.

Una secuencia típica, indica que el reactor se carga inicialmente con fenol, para enseguida, en presencia de cloro gaseoso y dimetilmercaptano (actúan como catalizadores), adicionar una mezcla fenol-acetona, de tal manera que proceda la reacción. Posterior a ésta, se añade tolueno con el fin de separar el agua de la mezcla resultante.

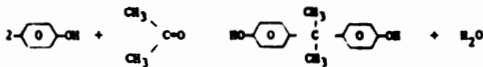
La mezcla obtenida de la reacción en el reactor (casi en su totalidad 2:2 di-hidroxifenil propano y fenol), se transfiere al destilador, para lograr la obtención del producto, como consecuencia de la separación de los componentes.

Desde luego, hay que establecer que la primera etapa tiene importancia como parte fundamental del proceso más no en el diseño pretendido, por lo que se va a omitir, es — decir, lo que realmente interesa es lo que sucede cuando se desea obtener el producto.

2. BASES DE DISEÑO

Antes de pasar al diseño mismo, es necesario señalar las bases de diseño con que se cuenta. Estas bases, cubren las características, condiciones y criterios generales con que deberá diseñarse el sistema recuperador de solvente en la destilación del producto.

La reacción principal consiste en adicionar dos moles de fenol a una mol de acetona, para formar el 2:2 di-hidroxifenil propano más agua, de acuerdo a lo siguiente:



Fenol Acetona 2:2 Di-hidroxifenil propano Agua

2.1 Producto Obtenido. El compuesto que se desea obtener, como se indicó antes, es llamado también Difencilpropano - (DPP) y su fórmula química es C₁₅ H₁₆ O₂, por lo que tiene un peso molecular de 228.3, un punto de fusión de 156-157° C, un punto de ebullición de 250°C y se considera --

soluble en etanol, ácido acético y benceno principalmen--
te. (1)

- 2.2 Capacidad requerida. Se desean obtener aproximadamente -
2700 Kg./lote de difenilolpropano, como capacidad mínima-
requerida.
- 2.3 Calidad del producto. Hablar de calidad, es obtener el -
producto en las mejores condiciones para su uso industrial.
Así, los antecedentes señalan que el difenilolpropano es-
favorecido a presiones y temperaturas bajas y que un tiem
po de calentamiento de más es causa primaria de la forma-
ción de color, por lo que tiene que evitarse. (1)
- 2.4 Materias primas y sus características.

2.4.1 Fenol. Llamados también hidroxicomponentes, difie-
ren de los alcoholes por tener el grupo OH directa
mente unido a un anillo aromático. Este compuesto
orgánico tiene un peso molecular de 94.1 y muestra
puntos de fusión y ebullición de 41°C y 181.4°C --
respectivamente. Presentan cierta solubilidad en-
el agua y generalmente son incoloros, a menos que
tengan un grupo capaz de producir coloración; est-

es factible, ya que si no están debidamente purificados, se pueden oxidar con facilidad. (2)

2.4.2 Acetona. Este compuesto tiene dos grupos orgánicos unidos al grupo carbonílico, haciendo que no se oxiden fácilmente y presenten debido a esto, - puntos de ebullición más elevados que los compuestos no polares, de peso molecular comparable e inferiores a los de los alcoholes. Su peso molecular es 92.1, con punto de fusión de -94°C y punto de ebullición de 56°C . Debido a sus características propias, la acetona es apreciablemente soluble en agua ya que se establecen puentes de hidrógeno entre moléculas de solvente y soluto, además de ser normalmente soluble en los solventes orgánicos más comunes. (2)

2.5 Ciclos de operación. Debido a que es un proceso de los llamados por lotes, se tienen definidos los tiempos en los que transcurre cada etapa. Solo se tomarán en cuenta los ciclos de operación que afectan al sistema.

2.5.1 Transferencia de la mezcla obtenida al destilador:
30 minutos

2.5.2 Transferencia del difenilopropano a purificación:

30 minutos

2.5.3 Destilación del fenol: 4 horas 30 minutos

2.6 Condiciones de operación. Se establecen inicialmente, los datos de composición, presión y temperatura de que se dispone en el destilador, así como el vapor requerido para el calentamiento. Para esto y con el objeto de una mejor identificación, se hará uso de un diagrama sencillo, donde se muestren cada una de las corrientes que llegan y salen en el destilador.

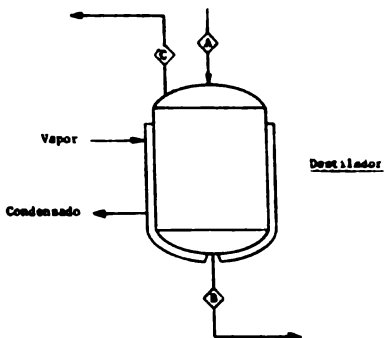


Figura #1. Corrientes en el Destilador

- 2.6.1 Corriente A. Es la mezcla proveniente del reactor y está compuesta de 18.8% en mol de 2:2 dihidroxifenilpropano (DPP), 80% en mol de fenol y trazas de agua (0.8%) y tolueno (0.4%), igualmente en mol. El proceso indica que llega a una presión de 0.3 Kg/cm² y 77°C de temperatura.
- 2.6.2 Corriente B. Constituye el producto final resultante de la separación en el destilador y según se especifica en el punto 2.2, son 7700 Kg/lote formados por 99.5% en mol de DPP y 0.5% en mol de fenol, éste último considerado como impureza. La corriente es obtenida a 1.7 kg/cm² y 160°C según las necesidades del proceso.
- 2.6.3 Corriente C. Representa casi en su totalidad el fenol destilado, en un 99.9% en mol, 0.5% en mol de agua y 0.2% en mol de tolueno. Estos dos últimos constituyen los incondensables arrastrados por la corriente principal proveniente del reactor. De esta corriente se desconocen las condiciones de presión y temperatura.

A continuación se muestra la tabla #1, en donde se resumen los datos establecidos anteriormente.

	PH	A	B	C
		I MOL	I MOL	I MOL
AGUA	18.0	0.8		0.5
TOLUENO	92.1	0.4		0.2
FENOL	94.1	80.0	0.5	99.3
DIFENILOLPROPANO	228.3	18.8	99.5	
PRESION ($\frac{Kg}{cm^2}$)	---	0.3	1.7	
TEMPERATURA (°C)	---	77	160	

Tabla # 1

2.6.4 Vapor requerido. Se está utilizando vapor de calentamiento en la chaqueta del destilador, con -- disponibilidad de 12 Kg./cm² de presión y una temperatura de 190° C.

2.7 Equipo requerido. Puesto que el objetivo principal de este trabajo consiste en separar y recuperar el solvente, es conveniente definir cual es el equipo que va a conformar el sistema, de acuerdo a las características de una destilación por lotes. Es sabido que una destilación de esta naturaleza (3), requiere de un tanque destilador, - un condensador y uno o más tanques recibidores; los cuales forman el sistema más simple para llevar a cabo la misma. Estos equipos, conforman el mínimo equipo requerido para satisfacer la operación que se desea, por lo que se hace necesario analizar las condiciones ya establecidas y con ello determinar si se requiere algún otro equipo adicional.

2.7.1 Destilador. Este equipo, como componente principal del sistema, es punto de partida del diseño mismo para obtener el Difencilolpropano en la separación del solvente. Por lo tanto, es importante saber que es lo que sucede en este equipo.

Se sabe que al destilador llega una mezcla A de fenol, DFP, agua y tolueno, en proporción y condiciones indicadas en la tabla # 1, para separarse en las corrientes B y C también mostradas. En él

cha tabla, se observa que se desconoce la presión y la temperatura de destilación de la corriente denominada C. Ahora bien, se han mencionado los requerimientos de vapor y se considera conveniente analizar el efecto del intercambio de calor entre dicho vapor y la carga contenida en el destilador.

Las características físicas de los componentes — principales, que son el Difemilpropeno y el fenol, señalan que éste último ebulle a 181.4°C, — primeramente que el DPP, el cual a su vez empieza a evaporar hasta los 250°C, ambos a presión atmosférica. Aparte, el vapor para la chusqueta está disponible a 190°C, por lo que se considera poco factible que su carga térmica sea suficiente para destilar el fenol, debido al rango tan estrecho de temperatura que tiene el vapor y el punto de ebullición del solvente.

Por otro lado, Perry (3) señala, que a presiones de vapor por abajo del punto normal de ebullición, el componente líquido puede ser evaporado. Bunde luego que para lograr esta condición, es necesario

tener presiones de operación más bajas que la atmosférica, lo que permitirá abatir el punto de ebullición del líquido en cuestión.

Esto nos conduce en primera instancia, a establecer que la presión de operación del sistema a diseñar es de vacío y consecuentemente a requerir un equipo de vacío, por ejemplo una bomba o un eyector que cumpla la función indicada. La selección de cualesquiera de los dos equipos se hará de acuerdo a los requerimientos dados.

El paso siguiente, es definir la presión de vacío y su correspondiente temperatura, a la cual se destilará el fenol. Es importante determinar el nivel de operación más adecuado, ya que ello representa saber las condiciones de equilibrio de la mezcla destilada además de las características mismas de diseño de los equipos que componen el sistema.

Aparentemente, dicha presión queda comprendida en un rango bastante amplio; sin embargo, existe una limitante que es la temperatura de entrada de la

mezcla al destilador (77°C) y se explicara la razón de ésto.

Si se hace un balance de calor entre la mezcla -- contenida en el tanque separador y el vapor utilizado para calentamiento, se verá que el calor necesario para calentar la mezcla desde su temperatura de entrada hasta la temperatura a la cual -- empezara a ebullicir el componente más volátil, estará definido por la siguiente ecuación:

$$Q = W_m C_m \Delta t = W_m C_m (T_{eb} - T_0)$$

W_m = masa de la mezcla en el destilador ($\frac{lb}{hr}$)

C_m = calor específico de la mezcla en el destilador. ($\frac{Btu}{lb \cdot ^\circ F}$)

T_{eb} = temperatura de ebullición a la presión de operación. ($^\circ F$)

T_0 = temperatura de entrada de la mezcla en el destilador. ($^\circ F$)

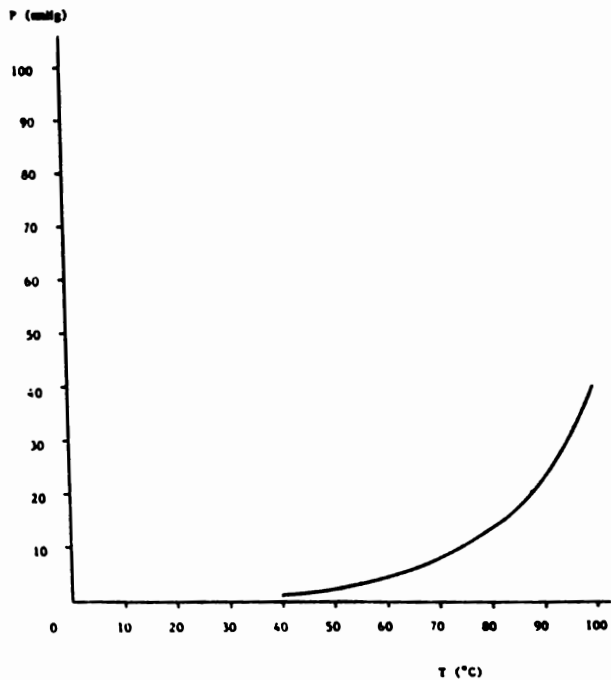
De la ecuación anterior, la masa se puede conocer con un balance de materia, el calor específico se determina gráficamente, la temperatura de entrada es 77°C de la tabla 0 1 y la temperatura de ebullición se desconoce.

Claro que la limitante de 77°C, es debida a que - una temperatura de ebullición por debajo de este valor, da como resultado una diferencia de temperatura negativa, o lo que es lo mismo, en vez de adicionar calor, se estaría quitando calor al sistema.

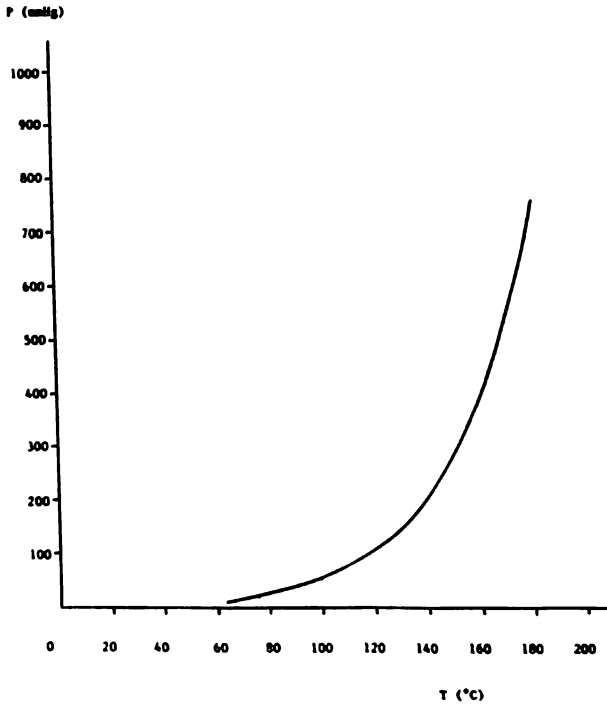
Entonces, para encontrar la temperatura adecuada, es indispensable hacer gráfica de presión de vapor contra temperatura de ebullición del fenol, - para encontrar el valor de la presión donde la -- diferencia de temperatura se hace negativa.

Del Perry (3), en la tabla 3-8 de presiones de vapor, se obtienen los siguientes datos para el fenol:

Presión (mm Hg)	1	5	10	20	40	60	100	200	400	760
Temperatura (°C)	40.1	62.5	73.8	87.0	100.1	108.4	121.4	139.0	160	181.9



Gráfica # 1. Presión de vapor del fenol contra temperatura.



Gráfica 1 2. Presión de vapor del fenol contra temperatura

De las gráficas anteriores, se obtienen las siguientes diferencias de temperaturas, tomando como base la temperatura de entrada de 77°C, a diversas presiones.

Presión (mmHg)	Temperatura de Ebullición (°C)	Diferencia de temperatura (°C)
500	168	91
250	146	69
100	121	44
60	108	31
30	94	17
15	82	5
10	74	-3

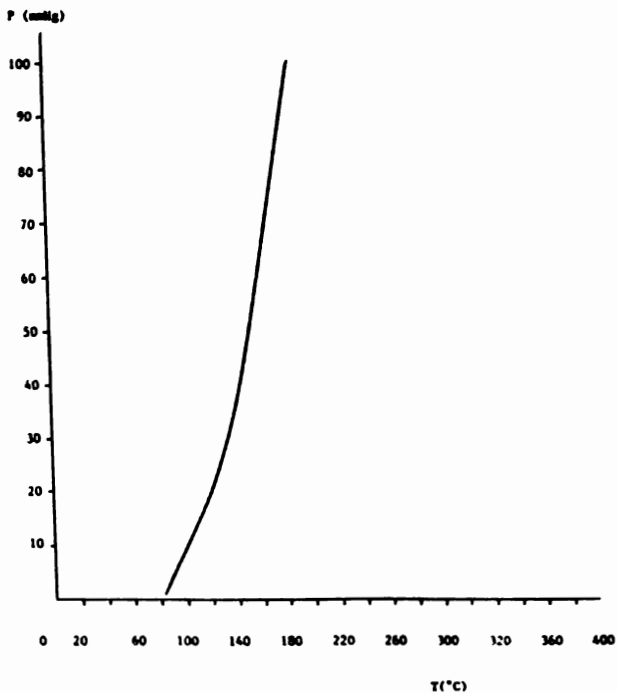
Tabla # 2

Como se puede observar, se establece que la presión de operación adecuada para la destilación es de 15 mmHg abs a una temperatura de ebullición de 82°C.

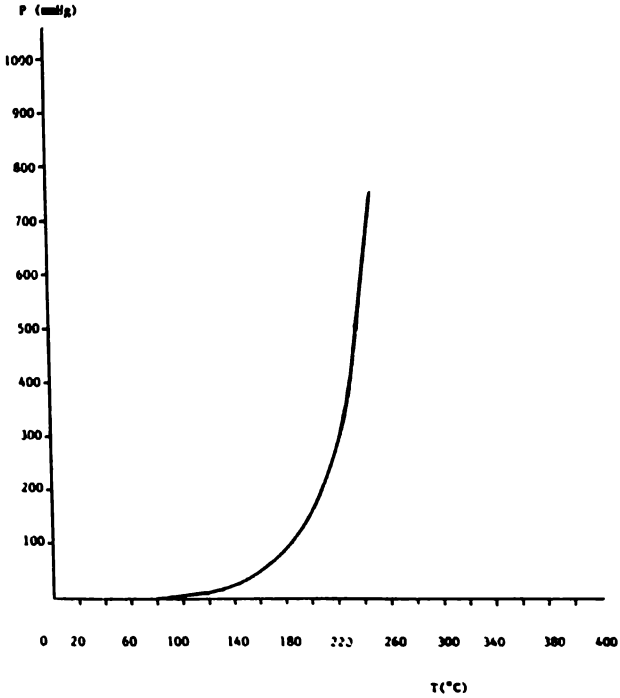
Obtenida la presión que gobernará en el sistema, es importante ahora definir adecuadamente el equilibrio entre los dos componentes, para lo cual se requerirán los datos de presión de vapor y temperatura del Difenilolpropano y sus gráficas correspondientes.

Igualmente del Perry (3), se obtuvieron los siguientes valores:

Presión (mmHg)	1	5	10	20	40	60	100	200	400	760
Temperatura (°C)	84	94	106	123	146	160	186.5	207	228.5	250



Gráfica # 3. Presión de vapor del difenilolpropeno contra temperatura



Gráfica # 4. Presión de vapor del difenilolpropano contra temperatura

Primeramente, tienen que elegirse varias temperaturas arbitrariamente, entre las temperaturas de ebullición de ambos componentes a 15 mm Hg abs. - Luego se leerán a dichas temperaturas, las presiones de vapor correspondientes en las gráficas #1, #2 y #3, #4 para el fenol y difenilolpropano respectivamente.

A continuación se presenta la tabla #3, donde se muestran los valores obtenidos.

Temperatura (°C)	Presión de Vapor del Fenol (mm Hg abs)	Presión de Vapor del DPP (mm Hg abs)
82	15	0.5
90	24	3.5
100	40	7.5
107	55	10.5
115	75	15.0

Tabla #3

Ahora bien, considerando que la mezcla sigue la ley de Raoult, se puede hacer el diagrama del punto de ebullición, teniendo disponibles los datos de presión de vapor de las dos sustancias puras.

Las ecuaciones son:

$$P_A X_0 + P_B (1 - X_0) = P$$

$$Y_0 = \frac{P_A}{P} X_0$$

Donde:

P_A = Presión de vapor del componente más volátil

(mm Hg abs).

P_B = Presión de vapor del componente menos volátil

(mm Hg abs).

P = Presión total de operación (mm Hg abs).

X_0 = Fracción líquida del componente más volátil.

Y_0 = Fracción vapor del componente más volátil.

El cálculo de las composiciones es como sigue:

$$\text{A } 82^\circ\text{C} : P_A = 15 \text{ mm Hg abs.}$$

$$P_B = 0.5 \text{ mm Hg abs.}$$

$$P = 15 \text{ mm Hg abs.}$$

Sustituyendo los datos en las ecuaciones anteriores:
res:

$$15 X_0 + 0.5 (1-X_0) = 15$$

$$Y_0 = \frac{15}{15} X_0$$

De ésta última, se observa que $Y_0 = X_0 = 1$

$$\text{A } 90^\circ\text{C : } P_A = 24 \text{ mm Hg abs}$$

$$P_B = 3.5 \text{ mm Hg abs}$$

$$P = 15 \text{ mm Hg abs}$$

$$24 X_0 + 3.5 (1-X_0) = 15$$

$$Y_0 = \frac{24}{15} X_0$$

Resolviendo:

$$24 X_0 + 3.5 - 3.5 X_0 = 15$$

$$20.5 X_0 = 11.5$$

$$X_0 = 0.56$$

$$Y_0 = 1.6 (0.56)$$

$$Y_0 = 0.9$$

Siguiendo el mismo procedimiento para las demás --
temperaturas, se obtuvieron los datos mostrados en

La tabla # 4.

Temperatura (°C)	X_B	Y_B
82	1.0	1.0
90	0.56	0.9
100	0.23	0.61
107	0.10	0.37
115	0	0

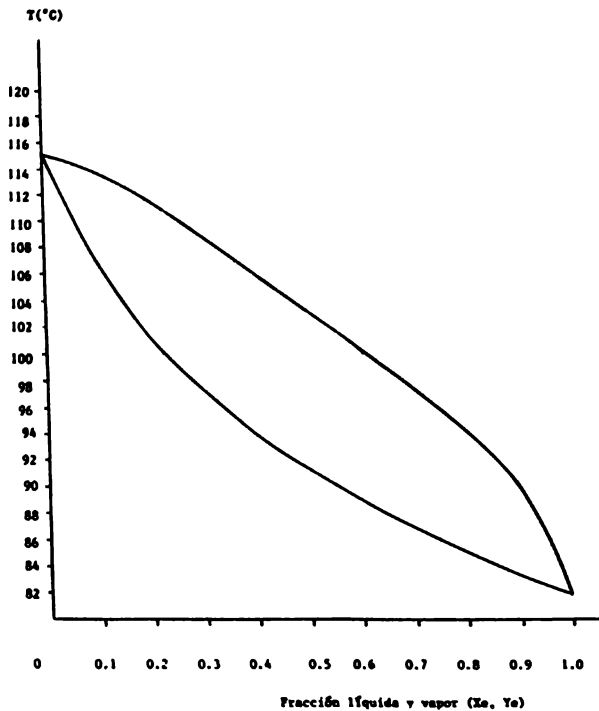
Tabla # 4

Con estos valores se hace el diagrama de punto de ebullición (gráfica #5) y la curva de equilibrio (gráfica #6).

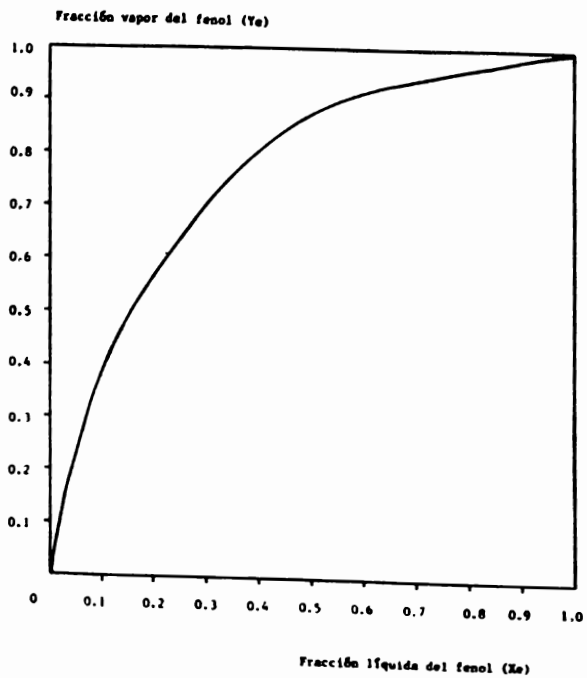
Las constantes de equilibrio, definidas por

$K = \frac{Y}{X}$ son:

82°C	K= 1.0
90°C	K= 1.61
100°C	K= 2.65
107°C	K= 3.7
115°C	K= -



Gráfica # 5. Puntos de ebullición del sistema fenol - difenilolpropano



Gráfica # 6. Curva de equilibrio para el fenol.

2.7.2 Condensador de vapor. Después de definir las condiciones en el destilador, interesa ver que sucede en este equipo, que juega un papel también muy importante en el diseño del sistema.

Como resultado del punto anterior, la presión de operación será de 15 mm Hg abs, mantenida por el sistema de vacío. Esta determinación, según se especificó antes, da lugar a que el fenol empiece a destilar a los 82°C para después condensarse y recuperarse; sin embargo, es conveniente sobrecalentar el fenol evaporado, primeramente para lograr una mejor separación de la mezcla binaria y posteriormente para evitar que en un momento dado exista condensación en la tubería, antes de llegar al equipo.

Ahora bien, para la definición de la temperatura de sobrecalentamiento adecuada, se cree razonable tomar la temperatura media entre las temperaturas de ebullición de ambos componentes a la presión de operación indicada; es decir, si la temperatura de ebullición del fenol es 82°C y la del difenilpropano es 115°C, se establece que la tempera

tura de sobrecalentamiento es 98.5°C.

Por otra parte, el fenol que quiere recuperarse - y que será aprovechado para cargar inicialmente - el reactor antes de llevarse a cabo la reacción, - se requiere a 50°C, lo que da lugar a que haya un subenfriamiento posterior a la condensación, precisamente desde los 82°C.

Para condensar el fenol y subenfriarlo hasta 50°C, la Planta dispone de agua templada a 43°C (110°F), con un gradiente de 12°C (20°F) para su retorno; - esto quiere decir que la temperatura de salida de este servicio sea 55°C (130°F).

- 2.7.3) Recibidor de condensador. Con el fin de separar -- los incondensables que trae consigo la corriente del fenol destilado, condensado y subenfriado, es conveniente colocar un recipiente recibidor, que está de paso a la salida del condensador. De este equipo el fenol subenfriado se manda a un tanque de almacenamiento, y los incondensables al separarse son llevados a través de la línea que hace vacío para -

ser desalojados. Las condiciones de operación son iguales que a la salida del condensador; éstas es, 15 mm Hg abs. y 50°C.

2.7.4 Tanque de almacenamiento de fenol. Es en este recipiente, donde el fenol destilado se recupera para su posterior uso, tal y como se indicó anteriormente. Dado que en llegada al tanque es desde el tanque receptor, muestra igualmente la condición de temperatura señalada en el punto anterior (50°C), así como presión atmosférica, definida por el mismo tanque.

2.7.5 Sistema de vacío. Tal y como se indicó antes, es necesario un sistema de vacío, que sea capaz de mantener una presión de operación de 15 mm Hg absolutos y dar el mejor servicio al mejor costo.

Antes de seleccionar un eyector de vapor o una bomba de vacío, se verán las principales características de estos equipos y los servicios disponibles para su funcionamiento.

Los eyectores dentro del campo de vacío, son fáciles de operar, requieren poco mantenimiento, tienen bajo costo inicial, no tienen partes en movimiento, son ligeros y sus partes son fácilmente obtenibles; sin embargo, la selección del eyector más apropiado para una aplicación dada, depende de los siguientes factores:

- 1) Presión del vapor. Mínima presión en la línea de suministro.
- 2) Temperatura del agua. Mínima temperatura.
- 3) Capacidad requerida.

Además, existen ciertas condiciones que favorecen el uso de eyectores sobre otros mecanismos, por ejemplo, la disponibilidad de vapores a presiones mayores de 100 psig y el costo razonable del agua de servicio a los intercondensadores o bien una mayor cantidad de vapor necesaria a presiones más bajas.

Las bombas de vacío por otra parte, se dividen en dos tipos: secas y húmedas. La bomba de vacío húmeda maneja mezclas de agua y vapores, donde éstos

pueden ser parcialmente no condensables. La bomba de vacío seca debe estar protegida por un enfriador o separador, de tal manera que solamente materiales gaseosos lleguen a él.

En general, se sabe que la capacidad volumétrica del eyector de chorro de vapor es grande y que las bombas mecánicas a pesar de su pequeña capacidad volumétrica, son todavía seleccionadas en nuevas instalaciones que requieren vacío.

Un factor controlante, para elegir cualquiera de estos dos dispositivos para producir vacío, es el costo relativo del vapor y de la corriente eléctrica. Cuando la energía eléctrica es barata y el vapor es caro, una bomba mecánica manejada eléctricamente es lo más indicado.

En la planta, la disponibilidad de agua es bastante y el vapor es de 125 psig, por lo que el uso de cualquiera de los dos equipos es igual y no se tienen datos de balance, ni de costo, para decidir el aspecto económico. Más adelante se decidirá la selección adecuada.

En la figura #2, se tienen comprendidos los equipos que conforman el sistema, exceptuando el de vacío no definido. Las letras indican las corrientes involucradas, mismas que servirán para hacer el balance de masas y con ello determinar las cantidades que se están manejando.

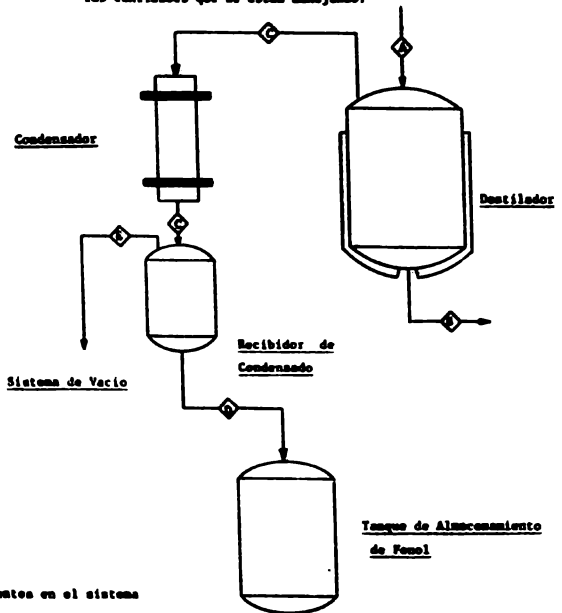


Figura # 2. Corrientes en el sistema

2.8 Balance en el destilador. Antes de dimensionar cada uno de los equipos, es útil recordar que para calcular mas - tamaños y capacidades, es indispensable hacer un balance de materia, con el fin de determinar las cantidades que se están manejando. Tomando el destilador como punto de partida, en el inciso 2.6.2 de estas bases de diseño se establece que se desean obtener 2700 Kg/lote de difenilolpropeno, indicados en la figura #2 por la corriente - B. Por otra parte, las corrientes A y C se desconocen, haciendo que se tengan dos incógnitas. Sin embargo, la - tabla #1 muestra, además de las condiciones de operación, las composiciones molares de las corrientes A,B,C, por lo que se puede plantear un sistema de dos ecuaciones -- con dos incógnitas.

Ya que se están manejando Kg/lote y las composiciones están en % en mol, se hará uso de los pesos moleculares para convertir los 2700 Kg/lote a Kgmol/lote.

2.8.1 Pesos Moleculares

$$A = 0.008 (18) + 0.004 (92.1) + 0.8 (94.1) + 0.188 (228.3) = 118.71 \text{ Kg/Kgmol}$$

$$B = 0.005 (94.1) + 0.995 (228.3) = 227.63 \text{ Kg/Kgmol}$$

$$C = 0.005 (18) + 0.002 (92.1) + 0.993 (94.1) = 93.72 \text{ Kg/Kgmol}$$

2.8.2 Ecuaciones

$$A = B + C \quad \text{Balanza Total}$$

$$aA = bB + cC \quad \text{Balanza por Componente}$$

2.8.3 Cálculo

$$B = 2700 \frac{\text{Kg}}{\text{lote}} \times \frac{\text{Kgmol}}{227.63 \text{ Kg}} = 11.86 \text{ Kgmol/lote}$$

$$\text{Balanza total: } A = 11.86 + C \quad (1)$$

Balanza para el fenol:

$$0.8 A = 0.005 (11.86) + 0.993 C \quad (2)$$

De la ecuación (2):

$$0.8 A = 0.059 + 0.993 C$$

$$A = 0.074 + 1.24 C \quad (3)$$

De la ecuación (1):

$$C = A - 11.86 \quad (4)$$

Sustituyendo (4) en (3):

$$A = 0.074 + 1.24 (A - 11.86)$$

$$A = 0.074 + 1.24 A - 14.7$$

$$A (1.24 - 1.0) = 14.7 - 0.074$$

$$0.24 A = 14.626$$

$$A = 60.94 \text{ Kg/mol/lote}$$

Sustituyendo A en (4)

$$C = 60.94 - 11.86$$

$$C = 49.08 \text{ Kg/mol/lote}$$

2.9 Balance en el condensador. En el condensador no es requerido ningún balance, tal y como se observa en la figura #2, debido a que los 49.08 Kg/mol/lote que constituyen la corriente C, pasan a través del equipo sin cambio alguno en el contenido mólico; esto es, la cantidad que entra es igual a la que sale.

2.10 Balance en el receptor de condensado. También de la figura #2, el balance indica que $C = D + E$, donde se conoce a partir del punto 2.8.3 la corriente C, pero no así las restantes D y E. Paralelamente, de las composiciones molares involucradas, se define la correspondiente a C en la tabla #1 pero se desconocen las de D y E.

De estas dos órtimas, la composición molar de D queda -- determinada por los requerimientos mismos del diseño, es decir, a las condiciones especificadas de 50°C y presión atmosférica, se desea obtener el fenol completamente puro (100%).

Con esta condición, se puede plantear un sistema de 3 -- ecuaciones con 3 incógnitas.

2.10.1 Ecuaciones

$$\text{Balance total: } C = D + E$$

Balance por componente para el fenol:

$$cC = dD + eE$$

Balance por componente para el agua:

$$cC = eE$$

Se considera que algo de fenol no condensa y se -- va hacia el vacío junto con agua y tolueno, constituyendo los incondensables.

2.10.2 Cálculo

Del balance en el destilador, $C = 49.08 \text{ Kg/mol/lote}$,

con una composición de 99.5% de fenol, 0.5% de agua y 0.2% de tolueno. La composición molar de la corriente D es uno. Las demás variables son desconocidas.

$$\text{Balance total: } 49.08 = D + E \quad (5)$$

$$\text{Balance para el fenol: } 0.995 (49.08) = (1) D + eE \quad (6)$$

$$\text{Balance para el agua: } 0.005 (49.08) = eE \quad (7)$$

Sustituyendo (7) en (6):

$$0.995 (49.08) = D + 0.005 (49.08)$$

$$48.74 = D + 0.245$$

$$D = 48.74 - 0.245$$

$$D = 48.49 \text{ Kgmol/lote}$$

Sustituyendo D en la ecuación (5):

$$49.08 = 48.49 + E$$

$$E = 49.08 - 48.49$$

$$E = 0.59 \text{ Kgmol/lote}$$

Sustituyendo E en la ecuación (7):

$$0.005 (49.08) = e (0.59)$$

$$e = 0.4$$

Esto implica que las composiciones en mol de la corriente E son:

Fenol : 40%
 Agua : 40%
 Tolueno: $\frac{20\%}{100\%}$

La tabla # 5, muestra un resumen de los datos obtenidos en los balances de materia efectuados en el destilador y en el receptor de condensado.

	A	B	C	D	E
	% MOL	% MOL	% MOL	% MOL	% MOL
AGUA	0.8		0.5		40.0
TOLUENO	0.4		0.2		20.0
FENOL	80.0	0.5	99.3	100.0	40.0
DIFENILOLPROPANO	18.8	99.5			
PRESION	$0.3 \frac{Kg}{cm^2}$	$1.7 \frac{Kg}{cm^2}$	15 mmHg abs	ATM	15 mmHg abs
TEMPERATURA (°C)	77	160	98.5	50	50
FLUJO ($\frac{Kmol}{lote}$)	60.94	11.86	49.08	48.49	0.59

Tabla # 5

Antes de calcular cada uno de los equipos que componen el sistema, es conveniente tener los flujos en Kg/hr para hacer más fácil su manejo. Esto se obtiene con ayuda de los ciclos de operación indicados en el inciso 2.5 y los pesos moleculares correspondientes.

$$A = 60.94 \frac{\text{Kgmol}}{\text{lote}} \times \frac{1 \text{ lote}}{0.5 \text{ hr}} \times \frac{118.71 \text{ Kg}}{1 \text{ Kgmol}} = 14468.4 \frac{\text{Kg}}{\text{hr}}$$

$$B = 11.86 \frac{\text{Kgmol}}{\text{lote}} \times \frac{1 \text{ lote}}{0.5 \text{ hr}} \times \frac{227.63 \text{ Kg}}{1 \text{ Kgmol}} = 5399.6 \frac{\text{Kg}}{\text{hr}}$$

$$C = 49.08 \frac{\text{Kgmol}}{\text{lote}} \times \frac{1 \text{ lote}}{4.5 \text{ hr}} \times \frac{93.72 \text{ Kg}}{1 \text{ Kgmol}} = 1021.5 \frac{\text{Kg}}{\text{hr}}$$

$$D = 48.89 \frac{\text{Kgmol}}{\text{lote}} \times \frac{1 \text{ lote}}{4.5 \text{ hr}} \times \frac{96.1 \text{ Kg}}{1 \text{ Kgmol}} = 1016.3 \frac{\text{Kg}}{\text{hr}}$$

$$E = 0.59 \frac{\text{Kgmol}}{\text{lote}} \times \frac{1 \text{ lote}}{4.5 \text{ hr}} \times \frac{55.6 \text{ Kg}}{1 \text{ Kgmol}} = 7.2 \frac{\text{Kg}}{\text{hr}}$$

3. CALCULO DE EQUIPO

3.1 Destilador

3.1.1 Conceptos generales. Los procesos de transferencia de calor por lotes son procesos típicos de estado inestable en los que ocurren cambios discontinuos de calor con cantidades específicas de material, como cuando se calienta una cantidad dada de líquido en un tanque o cuando un horno frío se empieza a calentar. En los procesos en lotes para calentar líquidos, el tiempo requerido para la transferencia de calor usualmente puede modificarse aumentando la circulación del lote de líquido, el medio de transferencia de calor o ambos. La razón de usar un proceso por lote en lugar de una transferencia de calor continua, está determinada por numerosos factores. Algunas de las razones comunes son:

- (1) El líquido que se procesa no está disponible continuamente.
- (2) No se dispone continuamente del medio calefactor o enfriador.

- (3) Los tiempos de reacción o de tratamiento necesitan cierta retención.
- (4) La economía de procesar intermitentemente un lote grande justifica la acumulación de una corriente pequeña.
- (5) La limpieza o regeneración es una parte significativa del período total de operación.
- (6) La operación simplificada de muchos procesos en lotes es ventajosa.

3.1.2 Diseño del destilador. Este equipo que forma parte principal del sistema, presenta según el diagrama de flujo, la entrada y salida de las siguientes corrientes:

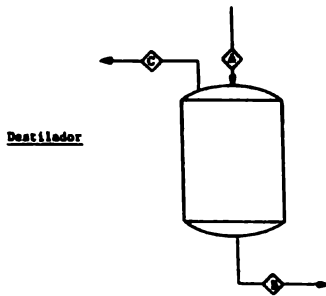


Figura # 3

Donde:

$$A = 14468.4 \frac{\text{Kg}}{\text{hr}}$$

$$B = 5399.4 \frac{\text{Kg}}{\text{hr}}$$

$$C = 1021.5 \frac{\text{Kg}}{\text{hr}}$$

Es evidente que para la determinación del tamaño del equipo, hay que considerar la mezcla que llega al destilador y que se va a calentar, para posteriormente efectuar la destilación.

Para saber el flujo volumétrico, se necesita la densidad de cada uno de los componentes de la corriente A, tal y como se especifica a continuación, a una temperatura de 77° C.

$$\rho_{\text{agua}} = 1 \frac{\text{Kg}}{\text{l}}$$

$$\rho_{\text{tolueno}} = 0.87 \frac{\text{Kg}}{\text{l}}$$

$$\rho_{\text{fenol}} = 1.07 \frac{\text{Kg}}{\text{l}}$$

$$\rho_{\text{DPP}} = 1.06 \frac{\text{Kg}}{\text{l}}$$

Las composiciones están en % en mol, por lo que se calculan las composiciones en peso, mediante la siguiente ecuación:

$$\text{Fracción peso A} = \frac{(\text{mol A}) (PM_A)}{(\text{mol A}) (PM_A) + (\text{mol B}) (PM_B) + (\text{mol C}) (PM_C) + (\text{mol D}) (PM_D)}$$

Por ejemplo:

$$\text{Fracción peso Agua} = \frac{(0.6) (18)}{(0.6) (18) + (0.4) (92.1) + (80) (94.1) + (18.8) (228.3)} = 0.001$$

Siguiendo el mismo procedimiento para los demás componentes que constituyen la corriente A, se tiene:

Agua = 0.1% en peso

Tolueno = 0.3% en peso

Fenol = 63.4% en peso

DPP = 36.2% en peso

La densidad de la mezcla es:

$$\rho_H = 1 (0.001) + 0.87 (0.003) + 1.07 (0.634) + 1.06 (0.362)$$

$$\rho_H = 1.1 \frac{\text{Kg}}{\text{l}}$$

Flujo volumétrico:

$$V_v = 14468.4 \frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \times \frac{1}{1.1 \text{ Kg}} \times \frac{1 \text{ gal}}{3.785 \text{ l}} \times \frac{1 \text{ hr}}{60 \text{ min}} = 58 \frac{\text{gal}}{\text{min}}$$

Si el ciclo de operación nos indica que la transferencia se lleva a cabo en 30 minutos, el volumen del líquido es:

$$V_L = 58 \frac{\text{gal}}{\text{min}} \times 30 \text{ min.} = 1740 \text{ galones}$$

Ahora bien, si se considera un tanque que sea un 10% más del volumen de líquido, se tiene que:

$$V = 1740 \times 1.1 = 1933 \text{ galones}$$

Comercialmente, es necesario un tanque destilador de 2000 galones, para satisfacer los requerimientos de proceso.

Dimensiones. De acuerdo a las características del destilador, se prefiere que sea cilíndrico vertical, solo que dada su capacidad, la relación díametro altura será de 1 a 1.1

$$V = 2000 \text{ gal} \times \frac{3.785 \text{ l}}{1 \text{ gal}} \times \frac{1 \text{ m}^3}{1000 \text{ l}} = 7.57 \text{ m}^3$$

Por otro lado, el volumen de un cilindro se define como:

$$V = \frac{\pi}{4} D^2 \cdot H$$

$$H = 1.1 D$$

$$V = \frac{\pi}{4} D^2 (1.1 D)$$

$$V = 0.864 D^3$$

$$D^3 = \frac{V}{0.864}$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{V}{0.864}}$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{7.57}{0.864}}$$

$$D = 2.06 \text{ m}$$

$$H = 2.06 \times 1.1$$

$$H = 2.27 \text{ m.}$$

Considerando el papel tan importante que juega en este equipo en el diseño total del sistema, es importante señalar que no está incluido en los costos involucrados, debido a que la recuperación es después del destilador pero no antes.

Esto da idea únicamente de las características físicas del equipo y la capacidad requerida para el manejo de cada lote en la obtención del producto.

3.2 Condensador

3.2.1 Conceptos generales. Los cambiadores de calor — como equipos de proceso, no pueden caracterizarse por un solo diseño, ya que las variedades de tales equipos son prácticamente ilimitados; sin embargo, la única característica en común de la mayor parte de los cambiadores de calor es que la transferencia se hace de una fase caliente a una fase fría y que las dos fases están separadas mediante una frontera sólida.

Así cuando se requiere una superficie grande para la transferencia de calor, el tipo recomendable es el de un haz de tubos contenidos dentro de un recipiente o coraza. De estos, la forma más sencilla es el llamado de un tipo 1-1 ya que tiene un paso en los tubos y uno en la coraza. El fluido que fluye por los tubos, entra al cabezal en donde se distribuye a través del haz, siguiendo un flujo paralelo para dejar la unidad a través de otro cabezal. Cualquiera de las dos fases, la caliente o la fría, pueden fluir a través de los tubos o de la coraza.

Otro de los tipos es el denominado 1-2, el cual ti
ne un paso en la coraza y dos pasos en los tubos, -
siendo el más común de todos los cambiadores de ca-
lor.

Desde luego que la selección del tipo de cambiador-
de calor depende de un gran número de factores tales
como la naturaleza del fluido, diferencias de temp-
raturas, presión de operación, caída de presión, --
costo, facilidad de limpieza, riesgos, etc.

En términos generales, el equipo de transmisión de-
calor en forma de cambiadores de calor y de condensa
dores, es una parte vital en las industrias de proce-
sos químicos, donde los primeros se usan para enfriar
o calentar toda clase de materiales de proceso, siem
tras que los condensadores se usan principalmente pa-
ra la condensación de vapores provenientes de los --
evaporadores, con una consecuente producción de va-
cío y para la recuperación de materiales evaporados-
en columnas de destilación.

Ahora bien, si se desea no solamente condensar el vapor sino al mismo tiempo subenfriar el condensado, el condensador vertical es admirablemente adecuado. Subenfriar es la operación de enfriar el condensado bajo su temperatura de saturación y esto se hace frecuentemente cuando el producto de la destilación es un líquido volátil que debe almacenarse. Esta combinación de condensación y subenfriamiento en una sola unidad elimina la necesidad de un enfriador separado. Naturalmente, si un condensador vertical debe operar condensando dentro de los tubos, no tendrá más que un paso en los tubos.

Los tubos como componentes principales de estos equipos, se encuentran disponibles en varios tamaños, de los cuales los de 3/4" y 1" de diámetro exterior son los más comunes en el diseño de intercambiadores de calor. Estos tubos se pueden obtener en diferentes grosores de pared, definidos por el calibre SAE -- del tubo.

La colocación de los tubos es en arreglos triangulares o cuadrados dependiendo del grado de limpieza que se desee. Denominando P_T el espaciado de los tubos, es la distancia menor de centro a centro en tubos adyacentes. Los espaciados más comunes para arreglos cuadrados son de $3/4$ " diámetro externo en un espaciado de 1 " y de 1 " DE en un espaciado de $1 1/4$ ". En arreglos triangulares, son los de $3/4$ " DE con espaciado de $15/16$ " y 1 " y de 1 " DE con espaciado de $1 1/4$ ".

Los tamaños de las corazas llegan hasta 24 " de diámetro con un grueso estándar de $3/8$ ", usándose placas-roladas de acero para diámetros mayores.

Con el objeto de obtener coeficientes de transferencia de calor más altos, se quiere que el fluido esté en estado de turbulencia. Para inducir dicha turbulencia fuera de los tubos, es normal emplear deflectores, aún cuando se maneje una pequeña cantidad de fluido. La distancia de centro a centro se llama espaciado de deflectores; usualmente este espaciado

no es mayor que una distancia igual al diámetro interior de la coraza o menor que una distancia igual a un quinto el diámetro interior de la coraza.

Las longitudes de tubos más comerciales son de 8', 12', 16' y 20', por lo que cualquier diseño debe estar en función principal de estas medidas.

3.2.2 Diseño del condensador

Como resultado del balance de masas en este equipo, en el punto 2.9, se quisiera condensar $1021.5 \frac{\text{lb}}{\text{hr}}$ ($2250 \frac{\text{lb}}{\text{hr}}$) de fenol; sin embargo para efectos de diseño, se da un factor de seguridad de 25% sobre el flujo anterior; esto es, $1021.5 \frac{\text{lb}}{\text{hr}} \times 1.25 = 1277 \frac{\text{lb}}{\text{hr}}$ ($2813 \frac{\text{lb}}{\text{hr}}$).

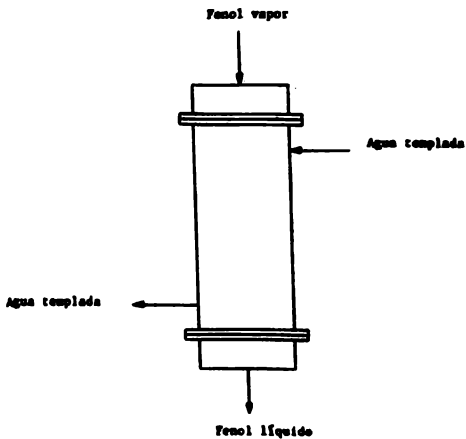


Figura 0 4

Datos de diseño. Están entrando 2813 $\frac{\text{lb}}{\text{hr}}$ de fenol sobrecalentado a 210°F, para condensarse a 180°F y subenfriarse hasta 122°F según se especifica. Para este servicio, se requiere de agua templada, la - - cual entra a 110°F y sale a 130°F.

Según lo establecido anteriormente, se dispone de - un cambiador de calor vertical 1-1, con tubos de - 3/4" 18 BWG y de 12 ft de longitud, arreglados en - paso triangular de 1" con un espaciado de baffles de un quinto el diámetro interior de la coraza.

De la tabla # 12 (5), para unidades de destilación al vacío y vapores de tanques flash sin reflejo, se considera un factor de obstrucción $R_D = 0.003$ combinado.

Para el agua por la coraza, la caída de presión permisible es $\Delta P = 10 \text{ lb/in}^2$ y para el fennel por los tubos $\Delta P = 3 \text{ mmHg}$.

1) Balance de Energía

$$\text{Fennel : } Q = q_{DE} + q_{CD} + q_{SE}$$

$$\text{Calor de Desobrecalentamiento : } q_{DE} = WC (T_1 - T_{CO})$$

$$W = 2813 \frac{\text{lb}}{\text{hr}}$$

$$T_1 = 210^\circ\text{F}$$

$$T_{CO} = 180^\circ\text{F}$$

$$\left. \begin{array}{l} 210^\circ\text{F} \\ \\ 180^\circ\text{F} \end{array} \right\} C = 0.32 \frac{\text{BTU}}{\text{lb}^\circ\text{F}}$$

$$q_{DG} = \left(2813 \frac{\text{lb}}{\text{hr}} \right) \left(0.32 \frac{\text{BTU}}{\text{lb}^\circ\text{F}} \right) (210-180)^\circ\text{F}$$

$$q_{DG} = 27000 \frac{\text{BTU}}{\text{hr}}$$

Calor de Condensación : $q_{CO} = W \lambda$

$$W = 2813 \frac{\text{lb}}{\text{hr}}$$

$$\lambda_{180^\circ\text{F}} = 236 \frac{\text{BTU}}{\text{lb}}$$

$$q_{CO} = \left(2813 \frac{\text{lb}}{\text{hr}} \right) \left(236 \frac{\text{BTU}}{\text{lb}} \right)$$

$$q_{CO} = 663870 \frac{\text{BTU}}{\text{hr}}$$

Calor de Subenfriamiento : $q_{SK} = WC (T_{CO} - T_2)$

$$W = 2813 \frac{\text{lb}}{\text{hr}}$$

$$T_{CO} = 180^\circ\text{F}$$

$$T_2 = 122^\circ\text{F}$$

$$\begin{array}{l} 180^\circ\text{F} \\ | \\ 122^\circ\text{F} \end{array}$$

$$C = 0.54 \frac{\text{BTU}}{\text{lb}^\circ\text{F}}$$

$$q_{SK} = (2813 \frac{\text{lb}}{\text{hr}}) (0.54 \frac{\text{BTU}}{\text{lb}^\circ\text{F}}) (180 - 122)^\circ\text{F}$$

$$q_{SK} = 88100 \frac{\text{BTU}}{\text{lb}}$$

Calor Total : $Q = 27000 + 663870 + 88100$

$$Q = 778970 \frac{\text{BTU}}{\text{hr}}$$

$$\text{Agua : } Q = wc (t_2 - t_1)$$

$$Q = 778970 \frac{\text{BTU}}{\text{hr}}$$

$$t_2 = 130^\circ\text{F}$$

$$t_1 = 110^\circ\text{F}$$

$$\left. \begin{array}{l} 130^\circ\text{F} \\ 110^\circ\text{F} \end{array} \right\} c = 1.0 \frac{\text{BTU}}{\text{lb}^\circ\text{F}}$$

$$w = \frac{Q}{c (t_2 - t_1)}$$

$$w = \frac{778970 \frac{\text{BTU}}{\text{hr}}}{\left(1.0 \frac{\text{BTU}}{\text{hr}^\circ\text{F}}\right) (130 - 110^\circ\text{F})}$$

$$w = 38950 \frac{\text{lb}}{\text{hr}}$$

- 2) Diferencia de temperatura balanceada
Diferencia de temperatura del agua para desobrecalentamiento, condensación y subenfriamiento

$$\Delta t_{H_2O} = \frac{q_{H_2O}}{(cv)_{H_2O}} = \frac{27000 \frac{BTU}{hr}}{(1.0 \frac{BTU}{hr \cdot ^\circ F})(38950 \frac{lb}{hr})} = 0.7^\circ F$$

$$\Delta t_{CO} = \frac{q_{CO}}{(cv)_{H_2O}} = \frac{663870 \frac{BTU}{hr}}{(1.0 \frac{BTU}{hr \cdot ^\circ F})(38950 \frac{lb}{hr})} = 17.04^\circ F$$

$$\Delta t_{H_2O} = \frac{q_{H_2O}}{(cv)_{H_2O}} = \frac{88100 \frac{BTU}{hr}}{(1.0 \frac{BTU}{hr \cdot ^\circ F})(38950 \frac{lb}{hr})} = 2.26^\circ F$$

Diferencia del fenoil en el desobrecalentamiento, condensación y subenfriamiento :

Desobrecalentamiento :

Fluido Caliente		Fluido Frío	Diferencia
210	Alta temperatura	130	80
180	Baja temperatura	129.3	50.7
30	Diferencias	0.7	29.3

Condensación :

Fluido Caliente		Fluido Frío	Diferencia
180	Alta temperatura	129.3	50.7
180	Baja temperatura	112.26	67.74
0	Diferencias	17.04	-17.04

Subenfriamiento :

Fluido Caliente		Fluido Frío	Diferencia
180	Alta temperatura	112.26	67.74
122	Baja temperatura	110	12
58	Diferencias	2.26	55.74

$$\Delta t = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{\ln \frac{\Delta t_2}{\Delta t_1}}$$

$$\Delta t_{DE} = \frac{(210-130) - (180-129.3)}{\ln \frac{210-130}{180-129.3}} = 64.24^\circ F$$

$$\Delta t_{CO} = \frac{(180-129.3) - (180-112.26)}{\ln \frac{180-129.3}{180-112.26}} = 58.81^\circ F$$

$$\Delta t_{DE} = \frac{(180-112.26)-(122-110)}{\ln \frac{180-112.26}{122-110}} = 32.2^{\circ}\text{F}$$

$$\Delta t_B = \frac{Q}{\Sigma \frac{q}{\Delta t}} \quad Q = 778970 \frac{\text{BTU}}{\text{hr}}$$

$$\Sigma \frac{q}{\Delta t} = \frac{q_{DE}}{\Delta t_{DE}} + \frac{q_{CD}}{\Delta t_{CD}} + \frac{q_{BE}}{\Delta t_{BE}} = \frac{27000}{64.24} + \frac{643870}{58.81} + \frac{88100}{32.2}$$

$$\Sigma \frac{q}{\Delta t} = 420.3 + 11288.4 + 2736 = 14444.7$$

$$\Delta t_B = \frac{778970}{14444.7} = 53.93^{\circ}\text{F}$$

- 3) El siguiente paso es suponer un valor de U_D (coeficiente total de diseño de transferencia de calor) para determinar el área de transferencia de calor A y con ello el número de tu bos requeridos.

$$A = \frac{Q}{U_D \Delta t_b} \quad U_D^a = 20 \text{ (valor supuesto)}$$

$$A = \frac{778970 \frac{\text{BTU}}{\text{hr}}}{(20 \frac{\text{BTU}}{\text{hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}})(53.93^\circ\text{F})} = 722 \text{ ft}^2$$

Por otro lado $A = a'' L N_t \quad \delta \quad N_t = \frac{A}{a'' L}$

$$a'' = 0.1963 \frac{\text{ft}^2}{\text{ft lineal}} \quad \text{Tabla \# 10 (5)}$$

$$L = 12 \text{ ft}$$

$$N_t = \frac{722 \text{ ft}^2}{(0.1963 \frac{\text{ft}^2}{\text{ft lineal}})(12 \text{ ft})} = 306.5 \text{ tubos}$$

De la tabla 9 de (5), con pitch triangular de 1", tubos de 3/4" de OD, un paso en la coraza y uno en los tubos, se tiene un número de tubos $N_t = 316$ y $D1 = 21 \frac{1}{4}$ ". Corrigiendo al coeficiente U_D con el nuevo número de tubos, se tiene :

$$A = 0.1963 \times 12 \times 316 = 744 \text{ ft}^2$$

$$U_D \text{ CORREGIDO} = \frac{778970}{744 \times 53.93} = 19.4 \frac{\text{BTU}}{\text{hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}}$$

Según lo especificado en el punto 3.2.1, el fenel es undado do por los tubos y el agua templada por la coraza.

4) Coraza : Fluido frío (agua templada)

4.1) Area a_g

$$a_g = \frac{DI \times C' \times B}{144 P_T}$$

$$DI = 21 \frac{1}{4}''$$

$$C' = 1'' - 3/4'' = 1/4''$$

$$B = \frac{21.25}{3} = 4.25''$$

$$P_T = 1''$$

$$a_s = \frac{21.25 \pi 0.25 \pi 4.25}{144 \pi 1} = 0.157 \text{ ft}^2$$

4.2) Masa velocidad G_s

$$G_s = \frac{v}{a_s}$$

$$v = 38950 \text{ lb/hr}$$

$$a_s = 0.157 \text{ ft}^2$$

$$G_s = \frac{38950 \text{ lb/hr}}{0.157 \text{ ft}^2} = 248090 \frac{\text{lb}}{\text{hr} \cdot \text{ft}^2}$$

4.3) Número de Reynolds Re_s

$$Re_s = \frac{D_e \times G_s}{\mu}$$

D_e = diámetro equivalente

$$D_0 = 0.73 \text{ "}$$

Fig. # 28 de (5)

$$D_0 = \frac{0.73}{12} = 0.0608 \text{ ft}$$

$$C_s = 248090 \frac{\text{lb}}{\text{hr ft}^2}$$

$$A_{ca} = \frac{120 + 110}{2} = 115 \text{ ft}^2$$

$$\mu' = 0.61 \text{ cp}$$

$$\mu = 0.61 \times 2.42 = 1.476 \frac{\text{lb}}{\text{hr ft}}$$

$$Re_s = \frac{248090 \times 0.0608}{1.476} = 10220 \approx 10250$$

4.4) Factor jH

$$jH = 56$$

Fig # 28 de (5)

4.5) Coeficiente individual de calor h_0

$$h_0 = jH \times \left(\frac{c \cdot \mu}{k}\right)^{1/3} \times \frac{h}{D_0}$$

$$jH = 56$$

$$A = 120^\circ F$$

$$c = 1.0 \frac{BTU}{lb^\circ F}$$

$$k = 0.37 \frac{BTU}{hr \text{ ft}^2 \frac{^\circ F}{ft}}$$

$$\nu = 1.476 \frac{lb}{hr \text{ ft}}$$

$$\left(\frac{c \cdot \mu}{k}\right)^{1/3} = \left(\frac{1 \times 1.476}{0.37}\right)^{1/3} = 1.59$$

$$D_0 = 0.0608 \text{ ft}$$

$$h_0 = 56 \times 1.59 \times \frac{0.37}{0.0608} = 562 \frac{BTU}{hr \text{ ft}^2 \text{ } ^\circ F}$$

5) Tubos : Fluido caliente (Femol)

Antes de comenzar el cálculo, hay que recordar que se están considerando las etapas de desobrecalentamiento, condensación y subenfriamiento del fenol.

5.1) Área a_c

a'_c = Área de flujo por tubo

$a'_c = 0.334 \text{ in}^2$ tabla # 10 de (5) correspondiente
a BE 3/4" y 18 BWG

a_c = Área de flujo, considerando el número total -
de tubos.

$$a_c = \frac{N_c a'_c}{144 n}$$

$$N_c = 316$$

$$a'_c = 0.334 \text{ in}^2$$

$$n = 1$$

$$a_t = \frac{316 \pi 0.334}{144 \pi 1} = 0.733 \text{ ft}^2$$

5.2) Desobrecalentamiento

$$G_t = \frac{W}{a_t}$$

$$W = 2813 \frac{\text{lb}}{\text{hr}}$$

$$a_t = 0.733 \text{ ft}^2$$

$$G_t = \frac{2813 \text{ lb/hr}}{0.733 \text{ ft}^2} = 3840 \frac{\text{lb}}{\text{hr-ft}^2}$$

5.2.1) Número de Reynolds Re_t

$$Re_t = \frac{DG_t}{\mu}$$

$$d = 0.652 \text{ in}$$

tabla # 10 de (5)

5.2.2) Factor j_H

$$j_H = 30 \quad \text{fig. \# 24 de (5)}$$

5.2.3) Coeficiente individual de calor h_1

$$h_1 = j_H \times \left(\frac{C \cdot u}{k} \right)^{1/3} \times \frac{k}{D}$$

$$j_H = 30$$

$$A = 195^\circ F$$

$$C = 0.32 \frac{\text{BTU}}{\text{lb} \cdot ^\circ F}$$

$$k = 0.009 \frac{\text{BTU}}{\text{hr ft}^2 \cdot \frac{y}{ft}}$$

$$u = 0.0242 \frac{\text{lb}}{\text{hr ft}}$$

$$\left(\frac{C \cdot u}{k} \right)^{1/3} = \left(\frac{0.32 \times 0.0242}{0.009} \right)^{1/3} = 0.95$$

$$D = 0.054 \text{ ft}$$

$$h_i = 30 \times 0.95 \times \frac{0.009}{0.054} = 4.75 \frac{\text{BTU}}{\text{hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}}$$

5.2.4) Coeficiente corregido h_{io}

$$h_{io} = h_i \times \frac{d}{DE}$$

$$d = 0.652 \text{ in}$$

$$DE = 0.75 \text{ in}$$

$$h_{io} = 4.75 \times \frac{0.652}{0.75} = 4.13 \frac{\text{BTU}}{\text{hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}}$$

5.2.5) Coeficiente U_{DE} en etapa de desobrecalentamiento

$$U_{DE} = \frac{h_{io} \times h_o}{h_{io} + h_o}$$

$$h_{io} = 4.13 \frac{\text{BTU}}{\text{hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}}$$

$$h_o = 562 \frac{\text{BTU}}{\text{hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}}$$

$$U_{DE} = \frac{4.13 \times 562}{4.13 + 562} = 4.1 \frac{\text{BTU}}{\text{hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}}$$

5.2.6) Area de desbrozamiento

$$A_{DE} = \frac{Q_{DE}}{U_{DE} \Delta T_{DE}}$$

$$Q_{DE} = 27000 \frac{\text{BTU}}{\text{hr}}$$

$$U_{DE} = 4.1 \frac{\text{BTU}}{\text{hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}}$$

$$\Delta T_{DE} = 64.24 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$A_{DE} = \frac{27000 \frac{\text{BTU}}{\text{hr}}}{4.1 \frac{\text{BTU}}{\text{hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}} \times 64.24 \text{ } ^\circ\text{F}} = 102.5 \text{ ft}^2$$

5.3) Condensación

Para condensadores verticales, la masa velocidad está definida por :

$$G' = \frac{W}{M_t D}$$

$$W = 2813 \frac{\text{lb}}{\text{hr}}$$

$$M_t = 316$$

$$D = \frac{0.75}{12} = 0.0625 \text{ ft}$$

$$G' = \frac{2813}{316 \times 0.0625} = 45.3 \frac{\text{lb}}{\text{hr ft}}$$


5.3.1) Cálculo del coeficiente individual h_1

Para obtener este coeficiente es necesario -
suponer algunos valores y hacer uso de las -
propiedades de la película hasta encontrar -
el coeficiente correcto.

$$D = \frac{0.652}{12} = 0.054 \text{ ft}$$

$$G_c = 3840 \frac{\text{lb}}{\text{hr ft}^2}$$

A


$$T = \frac{210 + 180}{2} = 195^\circ\text{F}$$

$$\mu = 0.01 \text{ cp}$$

$$\nu = 0.01 \times 2.42 = 0.0242 \frac{\text{lb}}{\text{hr ft}}$$

$$Re_t = \frac{0.054 \text{ ft} \times 3840 \frac{\text{lb}}{\text{hr ft}^2}}{0.0242 \frac{\text{lb}}{\text{hr ft}}} = 8750$$

1a. suposición $h_i = 125$

5.3.2) Coeficiente corregido h_{10}

$$h_{10} = h_i \times \frac{d}{\Delta x}$$

$$h_{10} = 125 \times \frac{0.632}{0.75} = 109$$

5.3.3) Temperatura de pared

$$t_w = t_a + \frac{h_{10}}{h_{10} + h_o} (T_{co} - t_a)$$

$$t_a = 120^\circ\text{F}$$

$$h_o = 342 \frac{\text{BTU}}{\text{hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}}$$

$$h_{10} = 109 \frac{\text{BTU}}{\text{hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}}$$

$$T_{co} = 180^\circ\text{F}$$

$$t_w = 120 + \frac{109}{109 + 342} (180 - 120) = 130^\circ\text{F}$$

5.3.4) Temperatura de película

$$t_f = \frac{T_c + t_w}{2}$$

$$t_f = \frac{180 + 130}{2} = 155^\circ F$$

5.3.5) Propiedades a temperatura de película

$$A t_f = 155^\circ F$$

$$k_f = 0.1 \frac{\text{BTU}}{\text{hr ft}^2 \frac{\text{ft}}{^\circ F}}$$

$$f = 2.25 \times 2.42 = 5.45 \frac{\text{lb}}{\text{hr-ft}}$$

$$a_f = 1.02$$

$$D_f = 1.02 \times 62.3 = 63.5 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}$$

5.3.6) Coeficiente h_1 de condensación

$$h_1 \left(\frac{\mu_f^2}{k_f^3 D_f^2 B'} \right)^{1/3} = 1.5 \left(\frac{\Delta C'}{\mu_f} \right)$$

$$h_1 = \frac{1.51 \left(\frac{\Delta C'}{\mu_f} \right)^{-1/3}}{\left(\frac{\mu_f^2}{k_f^3 D_f^2 B'} \right)^{1/3}}$$

- 76 -

$$C' = 45.3 \frac{\text{lb}}{\text{hr ft}}$$

$$g' = 4.18 \times 10^8 \frac{\text{ft}^2}{\text{hr}^2}$$

$$h_1 = \frac{1.51 \left(\frac{4 \times 45.3}{2.45} \right)^{-1/3}}{\left(\frac{2.45^2}{0.1^3 \times 63.5^2 \times 4.18 \times 10^8} \right)^{1/3}}$$

$h_1 = 179.6$ Este valor es diferente de --
125 que es el valor supuesto

2a. suposición

$h_1 = 179.6$ (se supone el mismo valor que da
el cálculo anterior)

$$h_{10} = 179.6 \times \frac{0.632}{0.75} = 151.3$$

$$t_w = 120 + \frac{151.3}{151.3 + 562} (180 - 120) = 133^\circ F$$

$$t_f = \frac{180 + 133}{2} = 156.5^\circ F$$

Las propiedades de película no varían de - -
155°F a 156.5°F

Por lo tanto $h_i = 179.6$ y $h_{i0} = 151.3$

5.3.7) Coeficiente U_{CO} en etapa de condensación

$$U_{CO} = \frac{h_{i0} \times h_o}{h_{i0} + h_o}$$

$$h_{i0} = 151.3$$

$$h_o = 562$$

$$U_{CO} = \frac{151.3 \times 542}{151.3 \times 542} = 118.3 \frac{\text{BTU}}{\text{hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}}$$

5.3.8) Area de condensación

$$A_{CO} = \frac{q_{CO}}{U_{CO} \Delta t_{CO}}$$

$$q_{CO} = 663870 \frac{\text{BTU}}{\text{hr}}$$

$$U_{CO} = 118.3 \frac{\text{BTU}}{\text{hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}}$$

$$\Delta t_{CO} = 58.61 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$A_{CO} = \frac{663870 \frac{\text{BTU}}{\text{hr}}}{118.3 \frac{\text{BTU}}{\text{hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}} \times 58.61 \text{ } ^\circ\text{F}} = 95.4 \text{ ft}^2$$

5.4) Subenfriamiento

$$G_c = \frac{W}{a_c}$$

$$W = 2813 \frac{\text{lb}}{\text{hr}}$$

$$a_c = 0.733 \text{ ft}^2$$

$$G_c = 3840 \frac{\text{lb}}{\text{hr} - \text{ft}^2}$$

5.4.1) Número de Reynolds Re_c

$$Re_c = \frac{DG_c}{\mu}$$

$$D = 0.054 \text{ ft}$$

$$G_c = 3840 \frac{lb}{hr - ft^2}$$

A

$$\begin{array}{l} 180^\circ F \\ | \\ 122^\circ F \end{array} \quad T = \frac{180 + 122}{2} = 151^\circ F$$

$$\mu' = 2.4 \text{ cp}$$

$$\mu = 2.4 \times 2.42 = 5.81 \frac{lb}{hr - ft}$$

$$Re_c = \frac{0.054 \text{ ft} \times 3840 \frac{lb}{hr - ft^2}}{5.81 \frac{lb}{hr - ft}} = 35.7$$

5.4.2) Factor jH

$$\frac{1}{D} = \frac{12}{0.054} = 222$$

$$\text{Con } \frac{1}{D} = 222 \text{ y } Re_c = 35.7$$

$$jH = 1.1$$

(fig. # 24 de (5))

5.4.3) Coeficiente individual de calor h_1

$$h_1 = jH \times \left(\frac{C \mu}{k} \right)^{1/3} \times \frac{k}{D}$$

$$jH = 1.1$$

Fig. 8 2A de (5)

$$A = 151^\circ F$$

$$C = 0.94 \frac{\text{BTU}}{\text{lb}^\circ F}$$

$$k = 0.11 \frac{\text{BTU}}{\text{hr ft}^2 \frac{^\circ F}{\text{ft}}}$$

$$\mu = 5.81 \frac{\text{lb}}{\text{hr ft}}$$

$$\left(\frac{C \mu}{k} \right)^{1/3} = \left(\frac{0.94 \times 5.81}{0.11} \right)^{1/3} = 2.9$$

- 82 -

$$D = 0.034 \text{ ft}$$

$$h_i = 1.1 \times 2.9 \times \frac{0.11}{0.034} = 6.5$$

5.4.4) Coeficiente corregido h_{io}

$$h_{io} = h_i \times \frac{d}{DE}$$

$$d = 0.652 \text{ in}$$

$$DE = 0.75 \text{ in}$$

$$h_{io} = 6.5 \times \frac{0.652}{0.75} = 5.65 \frac{\text{BTU}}{\text{hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}}$$

5.4.5) Coeficiente U_{SE} en etapa de subenfriamiento

$$U_{SE} = \frac{h_{iD} \times h_o}{h_{iD} + h_o}$$

$$h_{iD} = 5.65$$

$$h_o = 542$$

$$U_{SE} = \frac{5.65 \times 542}{5.65 + 542} = 5.59 \frac{\text{BTU}}{\text{hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}}$$

5.4.6) Area de subenfriamiento

$$A_{SE} = \frac{q_{SE}}{U_{SE} \Delta T_{SE}}$$

$$q_{SE} = 88100 \frac{\text{BTU}}{\text{hr}}$$

- 84 -

$$U_{SE} = 5.59 \frac{\text{BTU}}{\text{hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}}$$

$$\Delta t_{SE} = 32.2^\circ\text{F}$$

$$A_{SE} = \frac{89100}{5.59 \times 32.2} = 489.4 \text{ ft}^2$$

6) Cálculo del factor de obstrucción R_D

6.1) Área total de las tres etapas que contribuyen a la transferencia de calor.

$$A_C = A_{DE} + A_{CO} + A_{SE}$$

$$A_{DE} = 102.5 \text{ ft}^2$$

$$A_{CO} = 95.4 \text{ ft}^2$$

$$A_{DE} = 489.4 \text{ ft}^2$$

$$A_C = 102.5 + 95.4 + 489.4 = 687.3 \text{ ft}^2$$

6.2) Cálculo del coeficiente total U_C correspondiente a las tres etapas.

$$U_C = \frac{U_{DE} A_{DE} + U_{CO} A_{CO} + U_{EE} A_{EE}}{A_C}$$

$$U_{DE} = 4.1 \frac{\text{BTU}}{\text{hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}}$$

$$A_{DE} = 102.5 \text{ ft}^2$$

$$U_{CO} = 118.3 \frac{\text{BTU}}{\text{hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}}$$

$$A_{CO} = 95.4 \text{ ft}^2$$

$$U_{SE} = 5.59 \frac{\text{BTU}}{\text{hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}}$$

$$A_{SE} = 489.4 \text{ ft}^2$$

$$A_C = 687.3 \text{ ft}^2$$

$$U_C = \frac{(6.1)(102.5) + (118.3)(95.4) + (5.59)(489.4)}{687.3} = 21 \frac{\text{BTU}}{\text{hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}}$$

6.3) Cálculo del factor R_D

$$R_D = \frac{U_C - U_D}{U_C \times U_D} = \frac{21 - 19.4}{21 \times 19.4} = 0.0039$$

Este valor es mayor que $R_D = 0.003$ permisible, por lo que el cálculo se considera correcto.

7) Caída de Presión

7.1) Coraza (H_2O) ΔP permisible = $10 \frac{lb}{in^2}$

$$Re_g = 10250$$

$$D_o = 0.0608 \text{ ft}$$

$$f = 0.0021$$

fig. 6 29 de (5)

$$\epsilon = 1.0$$

$$N + 1 = \frac{12 L}{D}$$

$$N + 1 = \frac{12 \times 12}{4.25} = 33.9$$

$$D_o = \frac{21.25}{12} = 1.77 \text{ ft}$$

$$\Delta P_s = \frac{f \frac{G_s^2}{g} D_s (N+1)}{5.22 \times 10^{10} \times D_s \times s}$$

$$\Delta P_s = \frac{0.0021 \times (248090)^2 \times 1.77 \times 33.9}{5.22 \times 10^{10} \times 0.0608 \times 1.0} = 2.44 \frac{\text{lb}}{\text{in}^2}$$

Este valor es menor que la caída de presión permisible, por lo que el diseño es aceptable.

7.2) Tubos (frenol) ΔP permisible = 3 mmHg total en las tres etapas

7.2.1) Desobrecalentamiento

$$Re_t = 8570$$

$$C_t = 3840 \frac{\text{lb}}{\text{hr ft}^2}$$

- 89 -

$$f = 0.00029$$

fig. # 26 dn (5)

$$L_{DG} = L \times \frac{A_{DG}}{A_C}$$

$$A_{DG} = 102.5 \text{ ft}^2$$

$$A_C = 687.3 \text{ ft}^2$$

$$L = 12 \text{ ft}^2$$

$$L_{DG} = 12 \times \frac{102.5}{687.3} = 1.79 \text{ ft}$$

$$D = 0.054 \text{ ft}$$

$$\Delta P = 15 \text{ mmHg} \times \frac{14.7 \text{ lb/in}^2}{760 \text{ mmHg}} = 0.29 \frac{\text{lb}}{\text{in}^2} \text{ abs.}$$

$$c_{f \text{ mol}} = \frac{94.1 \text{ lb/lbmol}}{359 \text{ ft}^3/\text{lbmol}} \times \frac{460 + 195}{492} \times \frac{0.29}{14.7} = 0.007 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}$$

195°F
15 mmHg

$$s = \frac{T \pi D}{2.7 \pi P}$$

$$s = \frac{655 \pi \times 0.007}{2.7 \pi \times 0.29} = 5.85$$

$$(\Delta P_t)_{DE} = \frac{f G^2 L \mu}{5.22 \times 10^{10} \pi D \rho \pi \phi_t}$$

$$\phi = \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0.14} = 1.0$$

$$(\Delta P_t)_{DE} = \frac{0.00029 \pi (3840)^2 \pi 1.79 \pi 1}{5.22 \times 10^{10} \pi 0.034 \pi 5.85 \pi 1} = 4.64 \times 10^{-7} \frac{\text{lb}}{\text{in}^2} \times \frac{760 \text{ mmHg}}{14.7 \frac{\text{lb}}{\text{in}^2}} = 2.4 \times 10^{-5} \text{ mmHg}$$

7.2.2) Condensation

$$\Delta T_c = 180^\circ \text{F}$$

$$\nu = 1.52 \times 2.42 = 3.68 \frac{\text{lb}}{\text{hr ft}}$$

$$Re_t = \frac{D G_t}{\mu}$$

$$Re_c = \frac{0.054 \times 3840}{3.68} = 56.3$$

$$f = 0.009$$

fig. # 26 de (5)

$$L_{CO} = L \times \frac{A_{CO}}{A_C}$$

$$L_{CO} = 12 \times \frac{92.4}{687.3} = 1.67 \text{ ft}$$

$$s = 1.07$$

$$\phi_c = 1.$$

$$(\Delta P_c)_{CO} = \frac{0.009 \times (3840)^2 \times 1.67 \times 1.0}{3.22 \times 10^{10} \times 0.054 \times 1.07 \times 1.0} = 7.35 \times 10^{-5} \frac{\text{lb}}{\text{in}^2} = 3.8 \times 10^{-3} \text{ mmHg}$$

7.2.3) Subenfriamiento

$$Re_c = 35.7$$

$$f = 0.01 \quad \text{fig. 7 26 de (5)}$$

$$L_{GE} = L \times \frac{A_{GE}}{A_C}$$

$$L_{GE} = 12 \times \frac{689.4}{887.3} = 9.36 \text{ ft}$$

$$a = 1.07$$

$$\phi_c = 1.0$$

$$(\Delta P_c)_{SE} = \frac{0.01 \pi (3840)^2 \pi 8.54 \pi 1}{5.22 \times 10^{-10} \pi 0.024 \pi 1.07 \pi 1} = 6.18 \times 10^{-4} \frac{\text{lb}}{\text{in}^2}$$

$$2.16 \times 10^{-2} \text{ mmHg}$$

$$\Delta P_T = (\Delta P_c)_{DE} + (\Delta P_c)_{CD} + (\Delta P_c)_{SE}$$

$$\Delta P_T = 2.4 \times 10^{-5} + 3.8 \times 10^{-3} + 2.16 \times 10^{-2}$$

$$\Delta P_T = 2.54 \times 10^{-2} \text{ mmHg}$$

La caída de presión calculada es menor que la caída de presión permisible por lo que el diseño del equipo es el adecuado.

3.3 Recibidor de Condensado

3.3.1 Diseño

Como equipo posterior al condensador del fenol, se tiene este tanque recibidor, el cual muestra las corrientes involucradas.

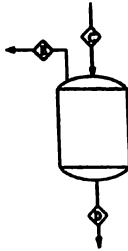


Figura # 5

Donde :

$$C = 1021.5 \frac{\text{Kg}}{\text{hr}}$$

$$D = 1016.3 \frac{\text{Kg}}{\text{hr}}$$

$$E = 7.2 \frac{\text{Kg}}{\text{hr}}$$

Para determinar el tamaño de este equipo, se considera que solo es de paso, para lo cual se tomará un tiempo de resi-
dencia de 15 minutos.

Por supuesto, es necesario saber el flujo volumétrico con la densidad del fenol líquido (condensado).

Densidad del fenol :

$$\rho_{\text{fenol}} = 1.07 \frac{\text{Kg}}{\text{l}}$$

$$F_v = 1021.5 \frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \times \frac{1}{1.07 \text{ Kg}} \times \frac{1 \text{ gal}}{3.785 \text{ l}} \times \frac{1 \text{ hr}}{60 \text{ min.}} = 4.2 \frac{\text{gal}}{\text{min}}$$

Con un tiempo de residencia de 15 minutos :

$$V_L = 4.2 \frac{\text{gal}}{\text{min}} \times 15 \text{ min} = 63 \text{ galones}$$

Considerando un tanque con un 20% más de capacidad con respecto al volumen de líquido.

$$V = 63 \text{ gal} \times 1.2 = 75.6 \text{ gal.}$$

Comercialmente se selecciona un tanque de 75 galones.

Dimensiones. Dado que es un tanque pequeño, se considera este separador como vertical con una relación de diámetro-altura de 1 a 1.5.

$$V = 75 \text{ gal} \times \frac{3.785 \text{ l}}{1 \text{ gal}} \times \frac{1 \text{ m}^3}{1000 \text{ l}} = 0.284 \text{ m}^3$$

Volumen de un cilindro :

$$V = \frac{\pi}{4} D^2 H$$

- 97 -

$$H = 1.5 D$$

$$V = \frac{\pi}{4} D^2 (1.5 D)$$

$$V = 1.18 D^3$$

$$D^3 = \frac{V}{1.18}$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{0.284}{1.18}}$$

$$D = 0.62 \text{ m}$$

$$H = 1.5 \times 0.62$$

$$H = 0.93 \text{ m}$$

3.4 Tanque de Almacenamiento de Fomol

3.4.1 Conceptos Generales. Se ha visto que el almacenamiento de líquidos se lleva a cabo generalmente en tanques cerrados con objeto de evitar la fuga de materiales volátiles, así como una posible contaminación. En algunos casos, como en el almacenamiento de agua, donde la contaminación y la dilución no son un factor importante, pueden emplearse grandes depósitos abiertos.

El almacenamiento de materiales líquidos en una industria de proceso típica se lleva a cabo en tanques que se clasifican en esféricos y cilíndricos horizontales y verticales. La Asociación Nacional de Protección contra incendios y el Instituto Americano del Petróleo publican reglas de seguridad para el diseño y operación de los tanques de almacenamiento, ya que la seguridad es una consideración importante en el diseño de estos tanques.

Los tanques verticales se usan en su gran mayoría - para el almacenamiento a la intemperie de materiales del tipo de los derivados del petróleo. Las torres de agua son un caso típico de construcción exterior de un tanque vertical elevado. Se utilizan para -- mantener una presión uniforme de agua y para asegurar un suministro normal o para casos de emergencia y prevención de incendios.

Los tanques horizontales se encuentran en su gran mayoría dentro de edificios en los que la carga sobre el piso y el espacio superior libre son consideraciones de primera importancia.

Los tanques esféricos que utilizan la delgada construcción de acero de los tanques verticales de almacenamiento tienen un diseño económico para presiones entre 100 mmHg y 17 atmósferas.

3.4.2 Diseño

Este equipo, constituye la parte final del sistema en la recuperación del solvente y es donde se almacena el fenol para su posterior utilización.

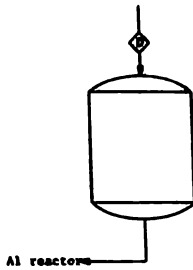


Figura # 6

Donde :

$$D = 1016 \frac{\text{Kg}}{\text{hr}}$$

El tamaño de este tanque de almacenamiento se determina con la cantidad que se está recibiendo, proveniente casi en su totalidad del condensador de vapor. El tiempo a considerar es el equivalente a lo que tarda la destilación.

$$\rho_{\text{fenol}} = 1.07 \frac{\text{kg}}{\text{l}}$$

tiempo de destilación = 4.5 hrs = 270 minutos

$$F_v = 1016.3 \frac{\text{kg}}{\text{hr}} \times \frac{1 \text{ l}}{1.07 \text{ kg}} \times \frac{1 \text{ gal}}{3.785 \text{ l}} \times \frac{1 \text{ hr}}{60 \text{ min}} = 4.18 \frac{\text{gal}}{\text{min}}$$

$$V = 4.18 \frac{\text{gal}}{\text{min}} \times 270 \text{ min} = 1128.6 \text{ gal.}$$

Al igual que el receptor de condensado, considerar un recipiente con 20% del volumen de líquido.

$$V_L = 1128.6 \times 1.2 = 1354 \text{ galones}$$

Comercialmente se selecciona un tanque de 1350 galones.

Dimensiones. Considerar nuevamente un tanque vertical, edg
más de una relación diámetro - altura de 1 a 1.1.

$$V = 1350 \text{ gal} \times \frac{1,785,7}{1 \text{ gal}} \times \frac{1 \text{ m}^3}{1000 \text{ l}} = 5.11 \text{ m}^3$$

Volumen de un cilindro :

$$V = \frac{\pi}{4} D^2 H$$

$$H = 1.1 D$$

$$V = \frac{\pi}{4} D^2 (1.1 D)$$

$$V = 0.864 D^3$$

$$D^3 = \frac{V}{0.864}$$

$$D = \sqrt[3]{\frac{5.11}{0.864}}$$

$$D = 1.8 \text{ m}$$

$$H = 1.1 \times 1.8$$

$$H = 1.98 \text{ m}$$

3.5 Sistema de vacío. Tomando como base el punto 2.10, donde se muestra el balance de materia en el receptor de condensado, se observa que la corriente E, indicada como los incondensables son 7.2 Kg/hr, lo cual equivale a una cantidad realmente pequeña.

Dadas las características tanto de un eyector de vapor como de una bomba de vacío, se define como suficiente una bomba de vacío para llevar a cabo la función deseada.

Para los fines pretendidos, se estima conveniente utilizar una bomba rotatoria del tipo hélice con sello de líquido, para extraer los incondensables.

El funcionamiento de estas bombas consiste en tener un rotor balanceado que gira, ejerciendo una fuerza centrífuga que logra que el anillo de líquido que sella la bomba, tienda a irse al centro del cuerpo cilíndrico, descargando el fluido gaseoso que se quiere desalojar, a través de un tanque separador.

Debido a que existen pérdidas en la separación de los incondensables, el líquido de sello es reemplazado constantemente, formando un circuito cerrado; además, es útil para prevenir un sobrecalentamiento del mismo.

Es importante señalar que para evitar la corrosión del --
equipo, es cores necesario utilizar un líquido que sea com
patible con el gas manejado. Puesto que se manejan com--
puestos orgánicos, se usará fenol como líquido de sello.

3.6 Nomenclatura

- A Superficie de transferencia de calor (ft^2)
- A_{CO} Superficie de transferencia de calor para condensación (ft^2)
- A_{DG} Superficie de transferencia de calor para sobrecalentamiento (ft^2)
- A_{GG} Superficie de transferencia de calor para subenfriamiento (ft^2)
- A_C Superficie total limpia de transferencia de calor (ft^2)
- a'' Area exterior por pie lineal (ft^2)
- a_B Area de flujo en la coraza (in^2)
- $a_{t'}$ Area de flujo por tubo (in^2)
- a_t Area de flujo total por tubos (in^2)
- B Espaciado de los deflectores (in)
- C Calor específico de fluido caliente ($\frac{Btu}{lb^{\circ}F}$)
- C_m Calor específico de la mezcla ($\frac{Btu}{lb^{\circ}F}$)
- C' Espaciado entre tubos (in)
- c Calor específico del fluido frío ($\frac{Btu}{lb^{\circ}F}$)
- D Diámetro interior del tubo (ft)
- DE Diámetro exterior del tubo (in)
- D_e Diámetro equivalente para transferencia de calor y caída de presión (ft)
- DI Diámetro de la coraza (in)
- D_o Diámetro de la coraza (ft)
- d Diámetro interior del tubo (in)

- f Factor de fricción.
- Fv Flujo volumétrico (gal/min).
- G_s Masa velocidad en la coraza ($\frac{lb}{hr ft}$).
- G_t Masa velocidad en los tubos ($\frac{lb}{hr ft^2}$).
- G' Carga de condensado para tubos verticales ($\frac{lb}{hr ft}$).
- g Aceleración de la gravedad ($4.18 \times 10^8 \frac{ft^2}{hr^2}$).
- h_i Coeficiente de transferencia de calor para el flujo interior ($\frac{Btu}{hr ft^2 ^\circ F}$).
- h_o Coeficiente de transferencia de calor para el flujo exterior ($\frac{Btu}{hr ft^2 ^\circ F}$).
- h_{io} Valor de h_i cuando se refiere al diámetro exterior ($\frac{Btu}{hr ft^2 ^\circ F}$).
- H Altura de tanque.
- jh Factor para transferencia de calor.
- k Conductividad térmica ($\frac{Btu}{hr ft^2 ^\circ F}$).
- K Constante de equilibrio.
- L Longitud del tubo (ft).
- L_{GG} Longitud del tubo expuesta al desobrecalentamiento (ft).
- L_{CO} Longitud del tubo expuesta a la condensación (ft).
- L_{SG} Longitud del tubo expuesta al subenfriamiento (ft).
- N Número de deflectores en la coraza.
- n Número de pasos en los tubos.
- N_t Número de tubos.
- P Presión de operación en el sistema (mmHg abs).
- P_A Presión de vapor del componente volátil (mmHg abs).

- P_B Presión de vapor del componente menos volátil (mmHg abs)
- P_T Espaciado de los tubos (in).
- M Peso molecular (lb/lbmol).
- ΔP Caída de presión en general ($\frac{lb}{in^2}$).
- ΔP_T Caída de presión total ($\frac{lb}{in^2}$).
- ΔP_B Caída de presión en la coraza ($\frac{lb}{in^2}$).
- ΔP_C Caída de presión en los tubos ($\frac{lb}{in^2}$).
- Q Flujo de calor ($\frac{Btu}{hr}$).
- Q_{CO} Flujo de calor para la condensación ($\frac{Btu}{hr}$).
- Q_{DE} Flujo de calor para el desobrecalentamiento ($\frac{Btu}{hr}$).
- Q_{SE} Flujo de calor para el subenfriamiento ($\frac{Btu}{hr}$).
- R_D Factor de obstrucción combinado ($\frac{hr \cdot ft^2 \cdot ^\circ F}{Btu}$).
- Re_B Número de Reynolds para la coraza.
- Re_C Número de Reynolds para los tubos.
- s Densidad relativa.
- T_1 Temperatura de entrada del fluido caliente ($^\circ F$).
- T_2 Temperatura de salida del fluido caliente ($^\circ F$).
- T_{CO} Temperatura de condensación ($^\circ F$).
- T_B Temperatura de entrada de la mezcla ($^\circ F$).
- T_{ob} Temperatura de ebullición ($^\circ F$).
- t_1 Temperatura de entrada del fluido frío ($^\circ F$).
- t_2 Temperatura de salida del fluido frío ($^\circ F$).
- t_a Temperatura promedio del fluido frío ($^\circ F$).
- t_f Temperatura de la película ($^\circ F$).
- t_w Temperatura de la pared ($^\circ F$).

- Δt Diferencia verdadera de temperatura ($^{\circ}F$).
- Δt_B Diferencia verdadera de temperatura balanceada ($^{\circ}F$).
- Δt_{CO} Diferencia verdadera de temperatura para condensación ($^{\circ}F$).
- Δt_{DG} Diferencia verdadera de temperatura para desobrecalentamiento ($^{\circ}F$).
- Δt_{SG} Diferencia verdadera de temperatura para subenfriamiento ($^{\circ}F$).
- Δt_{H_2O} Diferencia verdadera de temperatura del agua ($^{\circ}F$).
- U_C Coeficiente total limpio de transferencia de calor ($\frac{Btu}{hr ft^2 ^{\circ}F}$).
- U_D Coeficiente total de diseño de transferencia de calor - - -
 $(\frac{Btu}{hr ft^2 ^{\circ}F})$.
- U_{CO} Coeficiente total limpio para condensación ($\frac{Btu}{hr ft^2 ^{\circ}F}$).
- U_{DG} Coeficiente total limpio para desobrecalentamiento - - - - -
 $(\frac{Btu}{hr ft^2 ^{\circ}F})$.
- U_{SG} Coeficiente total limpio para subenfriamiento ($\frac{Btu}{hr ft^2 ^{\circ}F}$).
- V Volumen de tanque (gal).
- V_L Volumen de líquido (gal).
- W Flujo másico del fluido caliente ($\frac{lb}{hr}$).
- W_m Flujo másico de la mezcla ($\frac{lb}{hr}$).
- w Flujo másico del fluido frío ($\frac{lb}{hr}$).
- X_0 Fracción líquida del componente más volátil.
- Y_0 Fracción vapor del componente más volátil.
- λ Calor latente de condensación o de vaporización ($\frac{Btu}{lb}$).
- μ Viscosidad ($\frac{lb}{ft hr}$).

μ Viscosidad (centipoises)

μ_w Viscosidad a la temperatura de la pared del tubo ($\frac{\mu}{\mu_w}$).

ρ Densidad ($\frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}$).

ϕ Relación de viscosidad ($\frac{\mu}{\mu_w}$) 0.14

4.0 COSTOS

4.1 Generalidades. Uno de los muchos objetivos del Ingeniero Químico en el diseño de una planta, es seleccionar el --- equipo que proporcione la operación más económica, esto es, obtener la mayor utilidad sobre el capital invertido. La principal razón de esto, es que el equipo constituye --- uno de los mayores costos involucrados en cualquier proceso químico.

En muchos casos, para reducir en forma considerable los --- costos, son utilizados equipos estándares que están almacenados o son de segunda mano; sin embargo, regularmente el equipo comprado es nuevo y deben obtenerse varias cotizaciones independientes, de diversos fabricantes. Desde luego que, la posibilidad de un estimado de costo menor, --- es que el ingeniero no fije fuertes restricciones en las especificaciones de los equipos.

Alternativamente, otra forma segura y rápida de obtener --- costos, es irse a los precios de las órdenes de compra --- del archivo, considerando que hay que hacer la corrección adecuada.

En general, una lista de datos de costos concisa y razonablemente segura, ayudará a estimar costos de equipo. La disponibilidad de tal información provee un medio rápido y eficiente para la determinación necesaria de costos, ya que de otro modo requeriría mayor correspondencia con proveedores, relativa a especificaciones y ofertas. Además, cualquier cambio y tiempo de más en los requerimientos -- del equipo, implica duplicación de los trámites.

Ovviamente, no siempre es posible compilar una lista detallada de costos de todo el equipo industrial y menos tendría actualizada, por lo que existen varios métodos que simplifican dicha lista y constituyen un medio práctico -- para estimar costos en cualquier tiempo, con razonable -- seguridad.

Estos métodos usualmente involucran dos procedimientos:

- a) El uso de índice de costos, donde los costos conocidos en alguna fecha, son corregidos al tiempo actual.
- b) El establecimiento de datos de costos de equipos individuales, relacionados a un factor de tamaño o capacidad.

[REDACTED]

[REDACTED]

[REDACTED]

[REDACTED]

Los índices de costos cubren una amplia variedad de campos, pero generalmente están limitados a cosas específicas, tales como costos de construcción, costos de materiales, costos de trabajo, costos químicos, -- costos de equipos, etc.

Actualmente, cada campo particular de ingeniería de Proceso tiene ciertas publicaciones, que periódicamente muestran los valores de los índices para cada uno de ellos.

La base para los índices usualmente se toma como 100 en algún año base; sin embargo, en un período largo de tiempo los cambios pueden ser tan grandes que se requiere un cambio en el año base y el establecimiento de un nuevo dato base de 100.

Los índices correspondientes a costos de equipos, están dados por Marshall and Stevens, los cuales se dividen en dos categorías:

El índice de todos los equipos de tipo industrial, basado en el promedio aritmético de todos los índices individuales para 47 tipos diferentes de equipo indus

total, mensual y anual.

El Índice de equipos de la industria de guerra, base
de un año pasado de cada de guerra, con el que
compara cada el valor total del producto de guerra de
distintos de guerra. Los porcentajes están por el
que en un año sigue un año sigue: cañones (100),
cañones (100), proyectiles de artillería (100), toros (100),
plumas (100), paños (100), gasolina (100) y hierro (100).

Este Índice de Marshall and Stevens está basado en
un valor de 100 por el año 1918 y tiene en consideración
solo el costo de materiales y equipo, sin costo de
mano de obra, energía, transporte, servicios de oficina
y equipo menor. Basándose en publicaciones en la
revista Marshall Engineering

10. Costo de equipos militares. Resumen. es un
costo actual el costo de un grupo de equipo, costo
de un tipo de dispositivo de guerra que se vende
particular o que una cantidad de guerra. Este
costo está basado sobre un costo de un tipo de
equipo legalmente establecido como regla de los años de
guerra y que el costo de equipo que cambia a un
de una cantidad con el costo actual. Este
costo está basado por:

$$\text{Costo del equipo A} = \text{Costo del equipo B} \left(\frac{\text{Capacidad del equipo A}}{\text{Capacidad del equipo B}} \right)^{0.6}$$

El valor del exponente varía de 0.2 a 1.0 para la mayoría de los equipos (dentro de ciertos rangos), por lo que el valor de 0.6 solamente es usado cuando no se dispone de información alguna.

En general, el concepto costo-capacidad no debe ser usado más allá de ciertos rangos de capacidad y debe cuidarse que los equipos a considerar, sean similares en cuanto a tipo de construcción, materiales de construcción, rango de operación de presión y temperatura, además de otras variables que se creen pertinentes.

Para determinar los valores de los exponentes que aplican directamente en los equipos diseñados, es necesario saber el material más adecuado de que pueden constar, de acuerdo a las condiciones requeridas.

Primamente, debido a que el efecto corrosivo del fenol es mayor al aumentar la temperatura, se requiere que el material del condensador sea acero inoxidable 316, por encima del acero al carbón y del acero inoxidable 304. Bajo esta premisa, el valor del exponente

para este equipo es 0.51.

El receptor de condensado por otro lado, está manejando el fenol a una temperatura tal, que hace que la corrosión disminuya a tal grado que pueda construirse de acero al carbón. El exponente en este caso es 0.52 -- para bajas capacidades.

Para el tanque de almacenamiento, se sigue el mismo -- criterio que el receptor de condensado, por lo que se considera igualmente de acero al carbón. En este caso se está hablando de un tanque API, con un valor del exponente igual a 0.72.

4.2 Costo del sistema. Hasta ahora, se han visto algunos conceptos generales de costos y dos métodos útiles para su -determinación; sin embargo, no hay que perder de vista que el costo del equipo no constituye el costo total del sistema.

Con esto, se pretende cubrir la dependencia que hay en costo, de las diferentes disciplinas que normalmente están involucradas en cualquier diseño.

Un modo de saber la interrelación que hay con las demás -disciplinas, es dando ciertos porcentajes sobre cada equipo individual, solo que en este caso y dado que no es mucho -el equipo diseñado, se tomarán porcentajes actuales sobre el costo total del equipo.

El departamento Civil por ejemplo, está involucrado en los costos de cimentaciones, soportes, plataformas y algunos -otros factores directamente relacionados con la erección -de los equipos. El porcentaje que aplica en la actualidad es 50%.

Otra disciplina importante es Instrumentación y depende hísicamente del control requerido por el sistema. En este

caso se considera 7% del costo total del equipo.

Una disciplina más que se señala como indispensable es Tub_{erías}. Esta como su nombre lo indica, cubre todo lo referente a válvulas, accesorios, tubos, soportes y en general todas las partes que implican la completa instalación de tuberías. Algunos autores señalan altos porcentajes sobre el costo del equipo comprado, aquí se tomará como aceptable el 11%, representado por el sistema.

En el campo eléctrico, el mayor costo es el trabajo de instalación y todos los materiales que proporcionan la potencia requerida, así como el alumbrado. En plantas químicas ordinarias, el porcentaje aceptable es de 12% actualmente.

Algunos otros porcentajes que se cree conveniente incluir son los correspondientes a pintura (2%), fletes (1%) y contingencias (8%).

4.2.1. Costo del condensador. El diseño de este equipo —
dió como resultado un área de transferencia de - -

744 ft², correspondientes a los requerimientos establecidos por el punto 3.2.2.

De una orden de compra archivada, se obtuvo el costo de un condensador de características similares, es decir, tipo 1-1, tubos de 3/4" DE, vertical, — arreglo triangular, de acero inoxidable 316 y un área de transferencia de 393 ft². El valor de este equipo fue \$ 328293.00 en Julio de 1979.

Para determinar el costo del equipo, es necesario aplicar la relación de costo-capacidad y posteriormente la relación de índices.

$$\text{Costo de equipo A} = \text{Costo de equipo B} \left(\frac{\text{Capacidad A}}{\text{Capacidad B}} \right)^{0.51}$$

$$\text{Costo del condensador} = 328\,293 \left(\frac{744 \text{ ft}^2}{393 \text{ ft}^2} \right)^{0.51}$$

$$\text{Costo del condensador} = \$ 454\,594.00$$

Del Chemical Engineering se obtienen los siguientes índices:

$$\text{Año 1979} = 599.4$$

$$\text{Año 1981} = 695.6$$

Corrección por índices:

$$\text{Costo del condensador} = 454\ 594 \times \frac{696.9}{599.4}$$

$$\text{Costo del condensador} = \$ 528\ 540.00$$

$$\text{Impuesto IVA} = \$ \underline{52,854.00}$$

$$\$ 581\ 394.00$$

4.2.2. Costo del receptor de condensado. La capacidad de este tanque en el punto 3.3.1. referente a -- cálculo de equipo resultó ser 75 galones.

El costo proporcionado por un proveedor para un recipiente de las mismas características del requerido fue:

$$\text{Costo del receptor de condensado} = \$ 43,300.00$$

$$\text{Impuesto IVA} = \$ \underline{4,330.00}$$

$$\$ 47,630.00$$

4.2.3. Costo del tanque de almacenamiento. Para determinar el costo de este equipo, dada su capacidad, se considera adecuado calcular el peso del tanque y -- con ello determinar el costo de fabricación.

Del cálculo realizado anteriormente, la capacidad resultante fue de 1350 galones, con un diámetro de 1.8 m y una altura de 1.98 m.

Para efecto de obtener el peso de la placa y las tapas, se toma como aceptable un espesor t de 3/16 de pulgada.

Peso de la placa = espesor (pulg.) \times 200 \times Área de la placa.

Área de la placa = $\pi \times$ diámetro \times altura.

Área de la placa = $\pi \times 1.8 \times 1.98 = 11.2 \text{ m}^2$

Peso de la placa = 3/16 pulg \times 200 \times 11.2 = 420 Kg.

Peso de las tapas planas = 2 [espesor (pulg) \times 200 \times Área de tapas]

Área de tapas = $\frac{\pi \times (\text{diámetro})^2}{4}$

Área de tapas = $\frac{\pi \times (1.8)^2}{4} = 2.54 \text{ m}^2$

Peso de las tapas planas = 2 [3/16 (pulg) \times 200 \times 2.54]

Peso de las tapas planas = 190.5 Kg.

Considerando el peso de las patas como un 10% del peso total de placa mas patas, se tiene:

Peso de placa + peso de patas = 420 + 190.5 = 610.5 Kg.

Peso de patas = 610.5 x 0.1 = 61 Kg

Peso total del tanque = 610.5 + 61 = 671.5 Kg.

En la actualidad, el costo aproximado de fabricación es de \$ 175.00/Kg.

Costo del tanque de almacenamiento = 671.5 Kg x \$ 175.00/Kg

Costo del tanque de almacenamiento = \$ 117 513.00

- 4.2.4. Costo del sistema de vacío. Dados los requerimientos de vacío especificados por el sistema mismo (15 mm - Hg. abs), se logró obtener la cotización de un proveedor con el siguiente precio:

Costo total del sistema de vacío = 3564 dólares x \$ 25.50/dólar

Costo total del sistema de vacío = \$ 90 882.00

Impuesto IVA = \$ 9,088.00

\$ 99,970.00

Con los precios obtenidos anteriormente, se determina el

costo total del equipo que conforma el sistema

Condensador	\$ 581 394.00
Tanque receptor de condensado	\$ 47 630.00
Tanque de almacenamiento	\$ 117 513.00
Sistema de vacío	<u>\$ 99 970.00</u>
	\$ 846 507.00

Para determinar el capital invertido, se tiene que tomar en cuenta la interrelación que hay con las otras disciplinas y está dada por los siguientes porcentajes sobre el costo total^a del equipo.

Equipo	\$ 846 507.00
Civil (50%)	\$ 423 253.00
Instrumentación (7%)	\$ 59 255.00
Tuberías (40%)	\$ 338 602.00
Eléctrico (12%)	\$ 101 581.00
Pintura (2%)	\$ 16 930.00
Fletes (1%)	\$ 110 046.00
Contingencias (8%)	<u>\$ 67 720.00</u>
	\$ 1'963,894.00

^a Fuente de Información: firmas de Ingeniería en México.

Obtenido el capital invertido, es importante ahora considerar todos aquellos costos que son afectados año con año, para aplicar el factor de valor presente a un número de años que se crea conveniente.

Los costos implícitos son los servicios, operación del sistema, mantenimiento, y seguros.

El único servicio que se requiere en el sistema y justamente en el condensador, es agua templada en una cantidad (según el balance térmico), de $30950 \frac{\text{lb}}{\text{hr}}$ que equivalen aproximadamente a 80 gal/min

Considerando que se obtienen 2.8 lotes por día, que el tiempo que dura la destilación son 4.5 horas y que se trabajan 336 días por año, además de que el costo de dicha agua es de \$ 11.00/m³, el costo de este servicio es:

$$\text{Volumen de agua} = 80 \frac{\text{gal}}{\text{min}} \times \frac{60 \text{ min}}{1 \text{ hr}} \times \frac{4.5 \text{ hr}}{\text{lote}} \times \frac{2.8 \text{ lotes}}{\text{día}} \times \frac{336 \text{ días}}{\text{año}}$$

$$\text{Volumen de agua} = 20\ 321\ 280 \frac{\text{gal}}{\text{año}}$$

$$\text{Costo del agua} = 20\ 321\ 280 \frac{\text{gal}}{\text{año}} \times \frac{3.785 \text{ l}}{1 \text{ gal}} \times \frac{1 \text{ m}^3}{1000 \text{ l}} \times \frac{\$11.00}{\text{m}^3}$$

$$\text{Costo del agua} = \$ 846\ 076.00/\text{año}$$

Para operar el sistema, se requieren dos personas que a razón de \$ 15,000.00 mensuales, nos dan un total en el año de:

$$\text{Costo de operación} = \frac{\$ 15,000.00}{\text{mes}} \times 2 \text{ personas} \times \frac{12 \text{ meses}}{1 \text{ año}}$$

$$\text{Costo de operación} = \$ 360,000.00/\text{año}$$

El mantenimiento se puede tomar como un 4% sobre la inversión total, en un año

$$\text{Costo de mantenimiento} = \$ 1,963,894.00 \times 0.04 = \$ 78,556.00$$

Los seguros se consideran un 2% también sobre la inversión total en un año

$$\text{Seguro del equipo} = \$ 1,963,894.00 \times 0.02 = \$ 39,278.00$$

$$\text{Costos de operación totales} = 846,076 + 360,000 + 78,556 + 39,278$$

$$\text{Costos de operación totales} = \$ 1,323,910.00$$

Para aplicar el factor de valor presente, se estima correcto tomar un período de 10 años y un interés de 24%

De Tablas, se obtiene un factor de 3.682

$$\text{Valor presente} = \text{Valor futuro} \times \text{factor}$$

$$\text{Valor presente} = \$ 1,323,910.00 \times 3.682 = \$ 4,874,637.00$$

Por lo tanto, el costo total del sistema entre capital invertido y costos de operación resulta:

Costo del sistema = \$ 1,963 894.00 + \$ 4,674,637.00

Costo del sistema = \$ 6,638,531.00

Ahora bien, con respecto al fenol obtenido directamente de la destilación (no puro) y del fenol requerido para la reacción inicial (100% puro), se obtienen en el mercado los siguientes precios

Fenol no refinado = \$ 61.00/Kg.

Fenol refinado = \$ 63.00/Kg.

En el diseño, se observa que en el punto 2.10.2, sin considerar el tiempo que duró la destilación, nos dice que la corriente C (fenol destilado) son 4599.8 Kg/lote y el fenol ya puro del tanque de almacenamiento son 4600.5 Kg/lote.

Si se toma en cuenta los 2.8 lotes/día y 336 días de trabajo al año, se obtienen las siguientes cantidades:

$$\text{Fenol no refinado} = 4599.8 \frac{\text{Kg}}{\text{lote}} \times 2.8 \frac{\text{lotes}}{\text{día}} \times \frac{336 \text{ días}}{\text{año}}$$

$$\text{Fenol no refinado} = 4,327 491.8 \frac{\text{Kg}}{\text{año}}$$

$$\text{Fenol refinado} = 4\,600.5 \frac{\text{Kg}}{\text{lote}} \times 2.8 \frac{\text{lotes}}{\text{día}} \times \frac{336 \text{ días}}{\text{año}}$$

$$\text{Fenol refinado} = 4,328\,150.4 \frac{\text{Kg}}{\text{año}}$$

El costo de venta y compra respectivamente es:

$$\text{Fenol no refinado} = 4,327\,491.8 \times \$ 61.00 = \$ 263\,977,000.00/\text{año}$$

$$\text{Fenol refinado} = 4,328\,150.4 \times \$ 63.00 = \$ 272,673,480.00/\text{año}$$

$$\text{La diferencia en costo es} = 272\,673\,480 - 263\,977\,000$$

$$\text{Costo} = \$ 8,696,480.00/\text{año}$$

Aplicado el factor de valor presente igualmente a 10 años y un interés de 24%, se tiene

$$\text{Diferencia en costo de venta y compra} = \$ 8,696\,480.00 \times 3.682$$

$$\text{Diferencia en costo de venta y compra} = \$ 32,020,439.00$$

5.0 CONCLUSIONES

- 5.1 El sistema diseñado es más económico cuando la operación es a vacío, ya que disminuye la cantidad de vapor necesaria para efectuar la destilación.

- 5.2 En los costos involucrados en este trabajo no se contempla el vapor como costo de operación, debido a que está implícito en el funcionamiento mismo del destilador.

- 5.3. Como resultado de comparar el costo del sistema de destilación diseñado y el costo de vender y comprar el fenol, se concluye que conviene implementar dicho sistema durante un período mínimo de 10 años.

6. BIBLIOGRAFIA

- (1) Heil Bron "Diccionario de Compuestos Orgánicos" Volumen II
Eyre and Spottiswoode Publishers LTD, U.S.A., 1965
p. 1103.
- (2) Morrison y Boyd. "Química Orgánica"
Fondo Educativo Interamericano, E.U.A., 1976
p. 638, 808
- (3) Perry and Chilton "Chemical Engineers' Handbook"
Mc. Graw Hill, U. S. A., 1973
- (4) Mc. Cabe y Smith. "Operaciones Básicas de Ingeniería
Química" Vol. II
Reverté; México, 1969.
p. 305 - 309, 361
- (5) Kern Q., Donald. "Procesos de Transferencia de Calor"
C.E.C.S.A., México, 1977
p. 301 - 368, 939 - 952
- (6) Rase y Barrow "Ingeniería de Proyectos para Plantas de Proceso"
C.E.C.S.A. , México, 1977
p. 61 - 79, 246, 247, 255, 256

- (7) Treybal, Robert. "Mass Transfer Operations"
Mc. Graw Hill, U.S.A., 1968
p. 301, 395

- (8) Ciral, José. "Ingeniería de Procesos"
URAM, México, 1977
p. 118-120

- (9) Foust S. Alan "Principios de Operaciones Unitarias"
C.E.C.S.A., México, 1976
p. 291, 296

- (10) Gómez Miranda Manuel. "Sistemas de Vacío Industriales"
Tesis, 1978
p. 97 - 99.

- (11) Schweyer, Herbert. "Process Engineering Economics"
Mc. Graw Hill, U.S.A., 1955
p. 51-55

- (12) Peters and Timmerhaus. "Plant Design and Economics for
Chemical Engineers"
Mc. Graw Hill, Tokyo, 1968
p. 90 - 116.

- (13) **Vilbrandt C, Frank. "Chemical Engineering Plant Design"**
Mc. Graw Hill, Tokyo, 1959
p. 195 - 216.