



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO

FACULTAD DE QUIMICA

RECUPERACION DEL GLICOL ARRASTRADO POR EL EQUIPO DE VACIO EN UN SISTEMA DE POLIMERIZACION POLIESTER

TESIS
QUE PARA OBTENER EL TITULO DE
INGENIERO QUIMICO
PRESENTA

ENRIQUE CHONG HERNANDEZ



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.

RECUPERACION DEL GLICOL ARRASTRADO POR EL EQUIPO DE VACIO EN UN

SISTEMA DE POLIMERIZACION POLIESTER.

TEMARIO.

- 1.- EL PROBLEMA.
- 2.- OBJETIVO.
- 3.- ALTERNATIVAS PARA LA SOLUCION DEL PROBLEMA.
- 4.- SELECCION DE LA ALTERNATIVA OPTIMA.
- 5.- CALCULOS Y DISEÑO DEL EQUIPO PROPUESTO.
- 6.- ANALISIS ECONOMICO.
- 7.- DISCUSION DE LOS CALCULOS.
- 8.- CONCLUSIONES.

1.- EL PROBLEMA.

El paso final del proceso de polimerización poliéster - se lleva a cabo a una presión absoluta de 800±50 μ mHg. Esta presión de trabajo se mantiene por medio de un sistema de vacío de 5 etapas.

En este último paso se libera glicol en fase vapor, el cual se condensa en un condensador de contacto que opera con recirculación de glicol frío, instalado inmediatamente antes del sistema de vacío.

A pesar del condensador de contacto, se tiene una pérdida considerable de glicol debido a dos factores:

- a) saturación con glicol de los incondensables evacuados del equipo de polimerización por el sistema de vacío, y
- b) arrastre mecánico de glicol líquido por alta energía cinética, causada por exceso de incondensables.

En promedio se pierden 200 kg. por día de glicol en el equipo.

El glicol arrastrado es atrapado en el primer intercondensador de contacto del sistema de vacío. Como este intercondensador utiliza agua de torres para condensar el vapor, el glicol - sale con una concentración muy baja.

Recuperar el glicol de esta corriente sería incosteable ya que el costo del vapor que se emplearía para separarlo excedería el valor del glicol recuperado.

El diagrama de flujo se presenta en la figura 1.1.

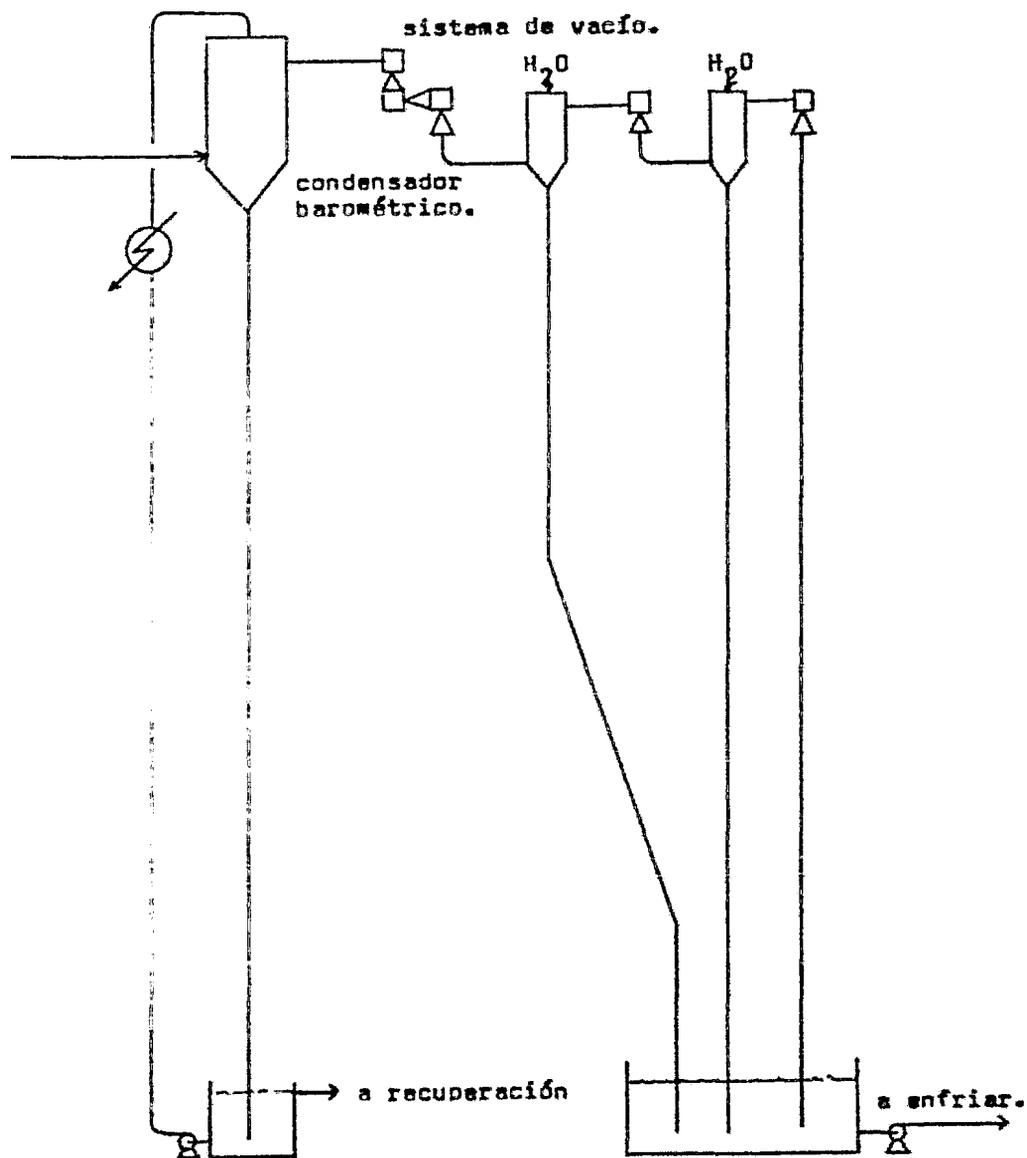


Fig. 1.1 Diagrama de flujo del sistema de vacío.

2.- OBJETIVO.

Con base en lo establecido en el capítulo anterior, proponer alternativas para reducir la pérdida de glicol a 20 kg. por día máximo, analizar dichas alternativas, seleccionar la alternativa óptima, diseñar el equipo requerido y efectuar un análisis económico.

3.- ALTERNATIVAS PARA LA SOLUCIÓN DEL PROBLEMA.

En el capítulo 1 se estableció que el glicol queda atrapado en el primer intercondensador, por lo que su concentración final es muy baja.

Para obtener una solución de glicol con una concentración que permita separarlo a un costo razonable, el proceso de recuperación deberá implementarse en algún punto anterior a ese intercondensador.

Empleando la figura 1.1, notamos que el primer punto -- donde podría recuperarse el glicol se localiza entre el condensador barométrico y el primer eyector.

Dadas las condiciones de presión y temperatura, podemos considerar que en este punto tenemos un sistema gas-vapor formado por incondensables y glicol.

Desde el punto de vista fisicoquímico, en un sistema -- gas-vapor, es posible separar al vapor abatiendo su presión parcial. Este fenómeno se conoce como condensación y consiste en formar una fase líquida en equilibrio con la fase gaseosa.

Los procesos que pueden aplicarse para condensar un vapor son:

- a) Enfriamiento.
- b) Absorción.
- c) Adsorción.
- d) Compresión.

A continuación se ofrece una breve descripción de cada proceso:

a) Enfriamiento: al disminuir la temperatura del sistema, la presión de vapor de la sustancia a separar se abate. En el momento que esta presión tienda a ser menor que la presión parcial inicial de esa sustancia, el vapor se condensará, en vista de que debe mantenerse el equilibrio.

El producto recuperado se calcula por diferencia entre las humedades absolutas de saturación a la temperatura inicial y a la temperatura final.

La ecuación para humedad absoluta es la siguiente:

$$H = k \frac{p}{P - p} \quad (3.1)$$

donde:

H humedad absoluta, $\frac{\text{kg vapor}}{\text{kg gas}}$

k cociente de pesos moleculares $\frac{\frac{\text{kg}}{\text{kg mol}} \text{ vapor}}{\frac{\text{kg}}{\text{kg mol}} \text{ gas}}$

p presión de vapor del líquido, mmHg.

P presión total del sistema, mmHg.

b) Absorción: la absorción es la transferencia de un componente soluble de una mezcla en fase gas a un líquido absorbente. Este líquido absorbente debe ser prácticamente no-volátil.

La presión de vapor del componente por recuperar se abate por dilución en el líquido absorbente, puesto que el solvente se encuentra en mayor proporción que el componente absorbido.

Por medio del equilibrio de fases pueden calcularse los kilogramos del producto recuperado.

c) Adsorción: la adsorción consiste en poner en contacto una fase gaseosa con una fase sólida rígida y durable, la cual tiene la propiedad de atraer y acumular selectivamente uno o más componentes (solutos menos volátiles) contenidos en la fase gaseosa.

La adsorción es un fenómeno de superficie que tiene el efecto de disminuir la presión de vapor del líquido.

El producto recuperado depende de los siguientes factores:

- capacidad máxima del adsorbente.
- equilibrio de fases.
- resistencias y mecanismos de transferencia que controlan la velocidad de adsorción.

d) Compresión: al comprimir isotérmicamente un sistema gas-vapor, es decir, aumentar la presión total sin cambio en la temperatura, la presión parcial del vapor aumenta proporcionalmente. Por tanto la relación presión parcial/presión total se mantiene. A partir del momento en que la presión parcial se iguala con la presión de vapor de la sustancia a separar, cualquier incremento en la presión total inducirá la condensación del vapor, puesto que la presión parcial no puede ser superior a la presión de vapor.

El producto recuperado se calcula empleando la ecuación 3.1 para humedad absoluta, por diferencia entre la humedad absoluta a la presión inicial y la humedad absoluta de saturación a la presión final.

En la Tabla 1.1 se señala el parámetro manipulado en cada proceso de recuperación.

TABLA 1.1 PROCESOS DE RECUPERACION

Proceso	Parámetro	Mecanismo.
Enfriamiento	Presión de vapor	Abatimiento por temperatura.
Absorción	Presión de vapor	Dilución en Fase líquida.
Adsorción	Presión de vapor	Fenómeno de superficie.
Compresión	Presión parcial.	Relación presión parcial/presión total

Cabe mencionar que los procesos descritos anteriormente pueden aplicarse en forma individual o combinados. Las combinaciones posibles son:

- enfriamiento + absorción
- enfriamiento + adsorción
- compresión + enfriamiento
- compresión + absorción
- compresión + adsorción
- compresión + enfriamiento + absorción
- compresión + enfriamiento + adsorción

A continuación analizaremos el efecto que tendría cada uno de estos procesos en el sistema de polimerización, si se implementaran en el punto considerado.

a) **Enfriamiento:** es factible instalar un condensador de contacto o de superficie, pero la caída de presión provocada por estos equipos no permitiría sostener la presión absoluta a la que opera la polimerización. Por esta razón, no se instalan.

b) Absorción y c) Adsorción: los dos procesos son factibles; pero causarían una caída de presión no permisible, por lo que se eliminan como alternativas.

d) Compresión: el sistema de vacío actuaría sobre el compresor y no sobre el equipo de polimerización, lo que impediría mantener la presión de trabajo requerida. Por lo tanto no es aplicable.

Debido a que en el primer punto seleccionado no es factible lograr la recuperación del glicol, es necesario considerar otro punto también anterior al intercondensador.

El punto más lógico es aquel entre el tercer eyector y el primer intercondensador.

Ahora el sistema a manejar consta de tres componentes: vapor matriz, glicol e incondensables. Los flujos respectivos son: 254.2, 3.2 y 12.3 kg/hr.

Cabe notar que en este punto se tiene una presión absoluta de 30 mmHg aproximadamente. Esta presión permite considerar equipo de recuperación que cause una caída de presión de 5 mmHg como máximo, sin afectar la presión de trabajo en el equipo de polimerización.

El efecto de los procesos sugeridos anteriormente será el siguiente:

a) Enfriamiento: si es posible implementarlo. La condensación puede lograrse mediante contacto directo o por superficie. No puede obtenerse una concentración superior a 3.1% en peso de glicol.

b) Absorción: tomando en cuenta que la cantidad de in-

condensables en la fase gaseosa es muy pequeña comparada con el vapor matriz, pueda considerarse que el sistema está formado por dos componentes únicamente, agua y glicol.

El solvente adecuado para absorber al glicol sería el agua; pero en un sistema de esta naturaleza, el solvente (agua) -- prevalecería en la fase vapor, lo cual es una anomalía en una absorción.

c) Adsorción: la presión de trabajo en este punto es -- muy desfavorable para una adsorción ya que se requeriría una gran cantidad de material adsorbente para atrapar al glicol. Además, -- la desorción tendría que efectuarse a una presión de trabajo total vía menor a la establecida, lo que complicaría el diseño del sistema de recuperación. Por otro lado se retornaría al problema original puesto que la desorción se realiza normalmente con vapor de agua.

d) Compresión: a pesar de que el compresor estaría localizado después del tercer efecto del sistema de vacío, la compresión no es aplicable puesto que tres efectos no serían capaces de mantener la presión absoluta requerida.

En vista de que sólo uno de los procesos mencionados es factible de implementarse, es necesario generar alguna otra alternativa. Al analizar el proceso de absorción se mencionó la existencia de una anomalía en caso de seleccionar como solvente al agua. Un proceso de esta naturaleza llenó los requisitos de una -- rectificación. Así pues, el siguiente proceso a analizar será éste.

e) Rectificación: por sucesivas vaporizaciones y condensaciones de la corriente a tratar, puede lograrse una separación adecuada de los dos componentes. Empleando un número conveniente de etapas de transferencia, el producto de fondo tendría una concentración suficientemente alta de glicol permitiendo su recuperación en forma económica. El destilado quedaría, asimismo, prácticamente libre de glicol.

Este proceso es evidentemente factible, siempre y cuando el equipo de recuperación se diseñe apropiadamente.

El Cuadro 3.1 presenta en forma resumida las ventajas y desventajas de los cinco procesos de recuperación analizados.

CUADRO 3.1 ANALISIS DE LAS ALTERNATIVAS.

PROCESO	VENTAJAS	DESVENTAJAS
Enfriamiento	Implementación sencilla en el sistema actual. Control adecuado de la pérdida final de glicol.	La recuperación del glicol es costosa con una concentración de 3.1%. Incrustación del enfriador.
Absorción	-----	-----
Adsorción	Ninguna.	Se regresa al problema original al desorber el glicol recuperado.
Compresión	Ninguna.	No permite mantener la presión absoluta en la polimerización.
Rectificación	Concentración alta del glicol. Control adecuado de la pérdida final de glicol.	Caída de presión no permisible si se utiliza un gran número de etapas de transferencia.

4.- SELECCION DE LA ALTERNATIVA OPTIMA.

Por alternativa óptima se entiende aquella que, considerando la facilidad para implementarla, inversión requerida, eficiencia de recuperación y confiabilidad en su operación, sobresalga entre las alternativas enumeradas.

Considerando lo contenido en el Cuadro 3.1, se tomaron como alternativas al enfriamiento y a la rectificación.

De estos dos procesos, la rectificación permite alcanzar concentraciones de glicol relativamente altas, lo que reduce substancialmente el costo de recuperación del mismo.

Por esta razón se considera que la rectificación es la alternativa óptima.

5.- CALCULOS Y DISEÑO DEL EQUIPO PROPUESTO.

Este capítulo consta de las siguientes partes:

- 5.1 Variables de diseño.
- 5.2 Destilación binaria.
- 5.3 Columna de rectificación.
- 5.4 Secuencia de cálculo.

Las tres primeras son un resumen de la teoría requerida para entender el proceso de separación.

La cuarta parte contiene el cálculo detallado del sistema de recuperación.

5.1 Variables de diseño.

La solución a un problema de destilación queda establecida una vez conocidos flujo, composición, temperatura y presión de cada corriente asociada al equipo en cuestión.

El equipo de destilación puede ser uno existente o uno que se vaya a diseñar, con base en ciertos requerimientos.

Al diseñar un equipo de destilación, debe considerarse que existe una gran variedad de métodos de cálculo. El grado de exactitud requerido determinará al método más adecuado a seguir.

Cualquier método de diseño requiere que se fije un número determinado de variables con el objeto de llegar a una solución adecuada del problema.

Las variables que comúnmente se manejan son:

- a) Concentraciones.
- b) Temperaturas.

- c) Presiones.
- d) Flujos.
- e) Variables de repetición.

Las tres primeras son variables intensivas, esto es, -- son independientes de la cantidad de material existente.

La cuarta es una variable extensiva, es decir, que depende de la cantidad de material presente. El término flujo se -- emplea tanto para corrientes de materia como de calor.

Por último, la variable de repetición es aplicable cuando se especifica el número de veces que un elemento en particular se repite en un equipo. Obviamente esta variable no es intensiva ni extensiva.

Es conveniente analizar cada sistema de acuerdo con los siguientes pasos:

1.- Contar las variables, N_v . Este número es similar al número de incógnitas de un sistema de ecuaciones simultáneas.

2.- Enumerar todas las restricciones existentes, N_c . Estas restricciones son análogas a las ecuaciones independientes de un sistema algebraico.

3.- Si el número de ecuaciones independientes es igual al número de incógnitas, sólo es posible obtener una solución al problema. De la misma manera, si el número de restricciones, N_c , en un sistema es igual al total de variables, N_v , el sistema está completamente definido.

Normalmente no se tiene esta igualdad, por lo que se deben especificar arbitrariamente ciertas variables. El total de estas variables por especificar se denomina grados de libertad, N_i ,

del sistema. La manera de calcularlos es la siguiente:

$$N_i = N_v - N_c \quad (5.1)$$

Una vez que se han especificado estos grados de libertad o variables de diseño, el problema queda determinado por completo.

Contar las variables, N_v , de un sistema no representa mayor problema puesto que consiste en considerar concentraciones, temperaturas, presiones y flujos, además de las variables de repe- tición.

En el caso de las restricciones, N_c , no es tan sencillo. Dado que puede duplicarse u omitirse alguna de ellas, se requiere seguir un procedimiento que elimine la posibilidad de error.

Para ello es conveniente agrupar las restricciones en los siguientes tipos:

- a) Inherentes.
- b) Por balance de materiales.
- c) Por balance de energía.
- d) Por distribución de fases.
- e) Por equilibrio químico.

a) Restricciones inherentes:

Estas restricciones generalmente son identidades entre dos o más variables. En la figura 5.1 puede observarse que todas las propiedades intensivas de L_{N+1} y D son iguales.

b) Restricciones por balance de materiales.

Por cada componente se puede escribir un balance global de materia, lo cual resulta en C restricciones. O bien, --

pueda optarse por escribir $C - 1$ balances por componente
lanza total.

c) Restricciones por balance de energía.

Normalmente se considera sólo un balance total de
energía.

d) Distribución de fases.

Cuando hay dos o más fases en un sistema, cada con-
ponente se distribuye en las fases de una manera particular. La -
distribución de un componente entre dos fases se cuantifica re-
diante un coeficiente de distribución, K . En general, si todos --
los componentes existen en todas las fases, el total de restric-
ciones es $C(N_p - 1)$, donde N_p es el número de fases presentes.

e) Equilibrio químico.

El número de restricciones por equilibrio químico
es igual al número mínimo de ecuaciones estequiométricas neces-
rias para obtener todas las especies químicas formadas a partir -
de los componentes iniciales.

Aplicar directamente un análisis de variables de diseño
a un proceso complejo resultaría tedioso y tardado. Para facili-
tar el análisis se opta por dividir el proceso en partes o elemen-
tos. Los grados de libertad del proceso se obtienen sumando los -
grados de libertad de cada elemento.

Para efectuar el análisis de una columna de rectificac-
ción, requerimos examinar previamente los siguientes elementos:

- Corriente.
- Divisor de corriente.
- Condensador total.
- Etapa de equilibrio.

Corriente: Las variables correspondientes a una corriente considerada en un punto son:

Composición	C - 1
Temperatura	1
Presión	1
Flujo	1
Total	C + 2

No hay restricciones en este caso, por lo que el número de grados de libertad es el mismo que el número de variables.

$$N_i^e = N_v^e = C + 2$$

Divisor de corriente: la figura 5.1 muestra un divisor de corriente. Están presentes tres corrientes de materia y una de calor, dando un total de :

$$N_v^e = 3(C + 2) + 1 = 3C + 7$$

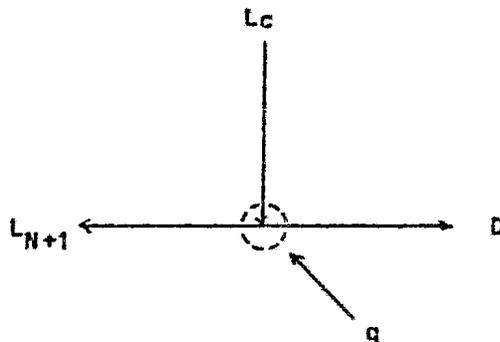


Fig. 5.1 Corriente dividida.

Se supone arbitrariamente que las corrientes de salida de un divisor están a la presión y temperatura del mismo. Por o--

tra parte, la corriente de entrada tiene $C + 2$ variables independientes de las condiciones del divisor.

Las restricciones independientes para este elemento son:

Temperatura y presión entre L_{N+1} y D	2
Concentraciones entre L_{N+1} y D	$C - 1$
Concentraciones entre L_c y D	$C - 1$
Balanza global de materia	1
Balanza de energía	1
Total	$2C + 2$

Los grados de libertad resultantes son:

$$Ni^{\circ} = (3C + 7) - (2C + 2) = C + 5$$

Una manera de utilizar estos grados de libertad es especificando la corriente L_c , la relación L_{N+1}/D , la corriente de calor q_c y la presión en el divisor.

Condensador total: en la figura 5.2 se muestra un condensador total.

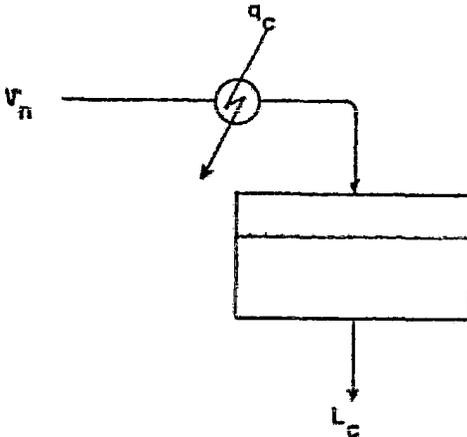


Fig. 5.2 Condensador total.

Considerando dos corrientes de materia y una de calor, el total de variables es:

$$Nv^e = 2(C + 2) + 1 = 2C + 5$$

Efectuando C balances por componentes y un balance de energía, las restricciones son $C + 1$.

El número de variables por especificar es:

$$Ni^e = (2C + 5) - (C + 1) = C + 4$$

Definiendo la corriente de entrada y fijando la presión y temperatura de la corriente de salida se consumen los grados de libertad.

Etapa de equilibrio: un esquema representativo se muestra en la figura 5.3.

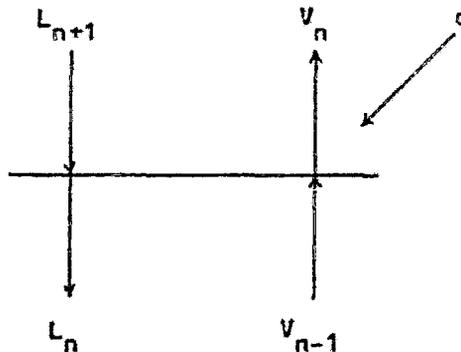


Fig. 5.3 Etapa de equilibrio.

De acuerdo con el esquema tenemos cuatro corrientes de

materia y una de calor dando:

$$N_v^e = 4(C + 2) + 1 = 4C + 9$$

Por definición, las corrientes L_n y V_n están en equilibrio, por lo que tienen la misma presión y temperatura. Estas dos restricciones inherentes, además de C balances por componentes, un balance de energía y C relaciones de distribución de fases, totalizan:

$$N_c^e = 2C + 3$$

Resultando:

$$N_i^e = (4C + 9) - (2C + 3) = 2C + 6$$

Las variables que suelen especificarse para consumir os tos grados de libertad son:

Corriente L_{n+1}	-	$C + 2$
Corriente V_{n-1}		$C + 2$
Presión en la etapa		1
Cantidad de calor, q		1
<u>Total</u>		$2C + 6$

Antes de proceder al análisis de una columna de rectifi cación, conviene examinar una unidad de absorción o de extracción. El diagrama esquemático se muestra en la figura 5.4.

Este sistema consiste de N etapas de equilibrio. Las co rrientes de calor para cada etapa no están señaladas, pero exis-- ten y su magnitud debe especificarse.

El número de etapas de equilibrio constituye una varia

ble de repetición, $N_r = 1$.

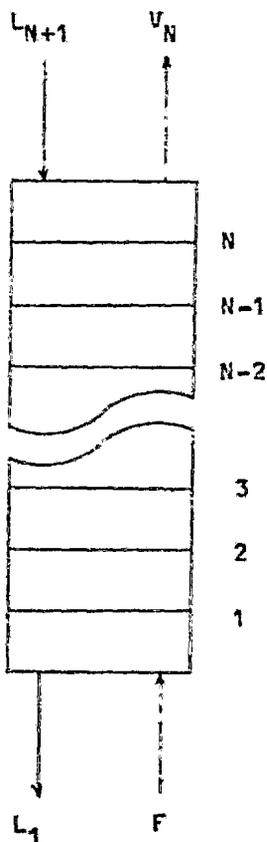


Fig 5.4 Unidad de absorción o extracción.

El total de variables Nv^U es el siguiente:

$$Nv^U = N_r + \sum Ni^e = 1 + N(2C + 6)$$

ya que para una etapa de equilibrio, $Ni^e = 2C + 6$

Están presentes $2(N - 1)$ corrientes uniendo a las etapas de equilibrio, lo cual totaliza $2(N - 1)(C + 2)$ restricciones.

El total de variables de diseño es:

$$N_i^U = Nv^U - Nc^U = [1 + N(2C + 6)] - 2(C + 1)(C + 2)$$

$$N_i^U = 2C + 2N + 5$$

Una manera de emplear estos grados de libertad es:

Presión en cada etapa		N	
Flujo de calor en cada etapa		N	
Corriente F	C		+ 2
Corriente V_N	C		- 2
Número de etapas, N			1
Total			$2C + 2N + 5$

Finalmente analizaremos una columna de rectificación equipada con un condensador total. El diagrama respectivo se muestra en la figura 5.5

En esta figura se pueden apreciar los diferentes elementos que forman al sistema y que ya fueron analizados anteriormente. Conjuntando las variables de diseño de cada elemento y considerando las nuevas identidades o restricciones originadas, obtendremos los grados de libertad para este sistema.

El número de variables que debe considerarse es:

Elemento		N_i^B
Condensador total	C	+ 4
Divisor de corriente (reflujo)	C	+ 5
N etapas de equilibrio (columna de absorción o extracción)	$2C + 2N + 5$	
Total		$4C + 2N + 14$

$$\text{Esto es, } Nv^U = 4C + 2N + 14$$

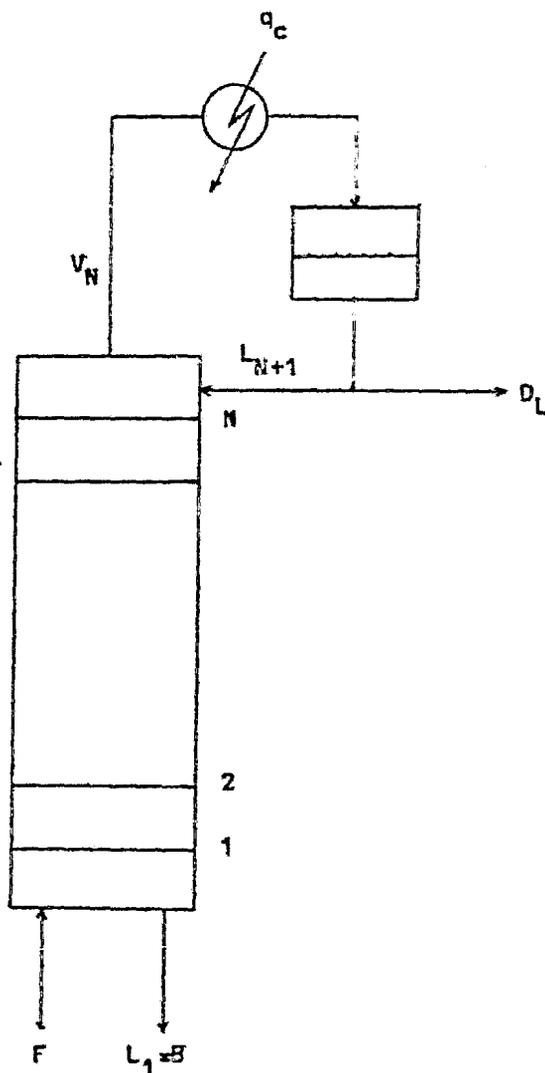


Fig. 5.5 Columna de rectificación con condensador total

Se tienen tres corrientes interconectando a los elementos, resultando:

$$Nc^U = 3(C + 2) = 3C + 6$$

Los grados de libertad disponibles son:

$$N_i^U = Nv^U - Nc^U = (4C + 2N + 14) - (3C + 6)$$

$$N_i^U = C + 2N + 8$$

Estos grados de libertad pueden emplearse de esta manera:

Presión en cada etapa	N	
Presión en condensador		1
q en cada etapa	N	
q en el divisor de corriente		1
Temperatura de L_{N+1} (reflujo)		1
Corriente F	C	+2
Concentración en D_L		1
Condición térmica de F.		1
N etapas de equilibrio		1
Total	C + 2N + 8	

5.2 Destilación binaria.

El método de McCabe-Thiele nos permite calcular gráficamente el número de etapas requerido para separar una mezcla binaria por destilación continua.

Para aplicar este método es indispensable contar con -- los siguientes elementos:

- a) Diagrama de equilibrio X - Y.
 - b) Ecuaciones de las líneas de operación.
 - c) Ecuación de la línea de alimentación.
- a) Diagrama de equilibrio X - Y.

El equilibrio líquido-vapor para todo el intervalo

de composiciones, se obtiene fijando, ya sea, la presión (isobárico) o la temperatura (isotérmico).

En una mezcla de componentes volátiles, cuando la solución líquida y el vapor alcanzan el equilibrio a una temperatura T , la presión total en el recipiente es la suma de las presiones parciales de todos los componentes.

$$P = \bar{p}_1 + \bar{p}_2 + \dots + \bar{p}_i \dots \quad (5.2)$$

donde:

P presión total, mmHg.

\bar{p}_i presión parcial del componente i en la fase - vapor, mmHg.

Esta ecuación se conoce como la Ley de Dalton.

Las presiones parciales son medibles al igual que las fracciones molares de equilibrio x_1, \dots, x_i en el líquido.

$$\bar{p}_i = p_i x_i \quad (5.3)$$

donde:

p_i presión de vapor del componente puro líquido i , mmHg.

x_i fracción mol del componente i en la mezcla líquida.

La ecuación 5.3 es la Ley de Raoult y rige para cualquier solución real a medida que x_i se aproxima a la unidad.

La Ley de Raoult puede expresarse en función de la composición en la fase vapor:

$$\bar{p}_i = P y_i \quad (5.4)$$

donde:

P presión total del sistema, mmHg.

y_i fracción mol del componente i en la mezcla - vapor.

Combinando las ecuaciones 5.3 y 5.4 para el componente 1 de una mezcla binaria:

$$P_1 x_1 = P y_1 \quad (5.5)$$

Efectuando la misma operación para el componente 2 en función del componente 1:

$$P_2(1 - x_1) = P(1 - y_1) \quad (5.6)$$

Sumando 5.5 y 5.6 resulta:

$$P_1 x_1 + P_2(1 - x_1) = P y_1 + P(1 - y_1) = P$$

Resolviendo para x , y :

$$x = \frac{P - P_2}{P_1 - P_2} \quad (5.7)$$

$$y = \frac{P_1 x}{P} \quad (5.8)$$

El diagrama de equilibrio se obtiene graficando los valores obtenidos de $[x, y]$ a cada temperatura hasta agotar todo el intervalo de composiciones.

b) Ecuaciones de las líneas de operación.

Mediante el uso de la figura 5.6 explicaremos el disti-

ficado de estas líneas.

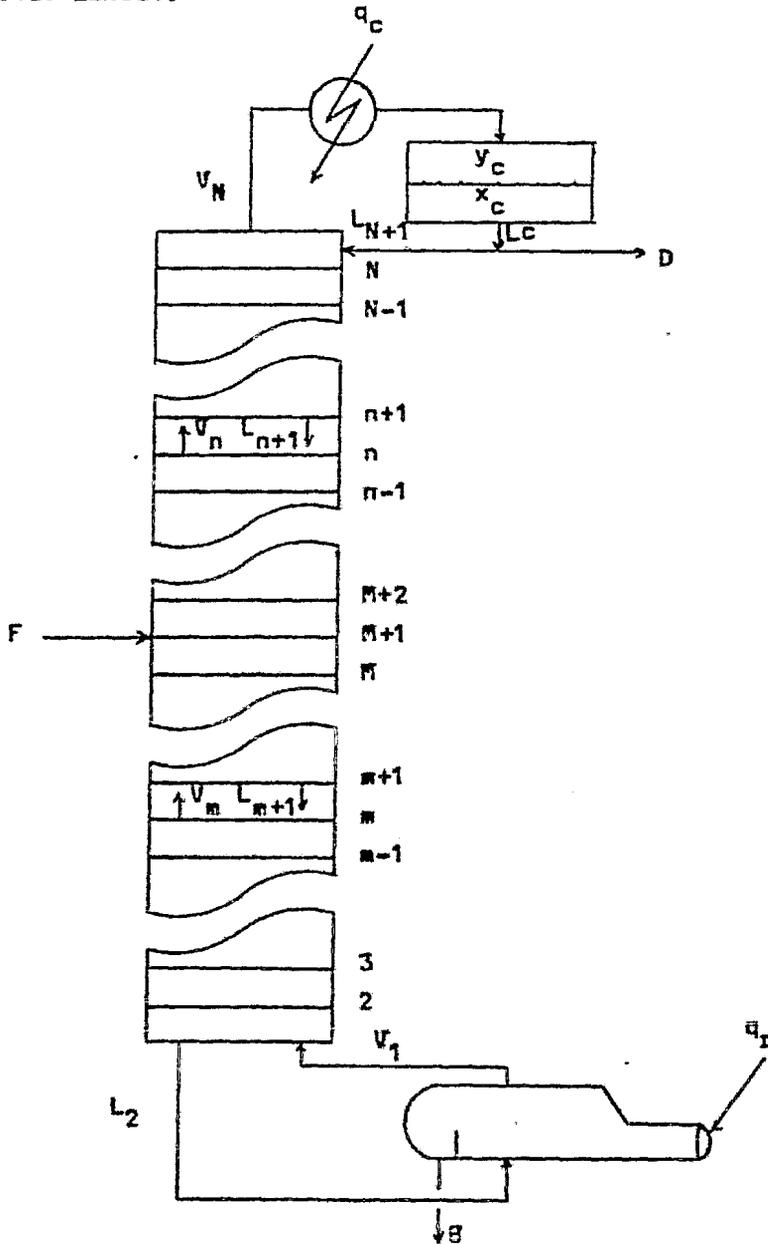


Fig. 5.6 Diagrama esquemático y nomenclatura para una columna de destilación con una alimentación, un condensador total y un rehervidor parcial.

Tomando la parte superior marcada en dicha figura, el balance de materiales correspondiente para cualquier componente es:

$$y_n = \frac{L_{n+1}}{V_n} x_{n+1} + \frac{D}{V_n} x_D. \quad (5.9)$$

Suponiendo flujo molar constante (CMC) a lo largo de la columna, los subíndices de las corrientes en la ecuación 5.9 desaparecen, quedando:

$$y_n = \frac{L}{V} x_{n+1} + \frac{D}{V} x_D \quad (5.10)$$

El flujo molar constante se fundamenta en dos suposiciones previas:

- los dos componentes tienen igual calor molar de vaporización, y

- no hay pérdida ni ganancia de calor en el equipo y el calor de solución es cero.

Esto quiere decir que por cada mol de vapor que se condensa en una etapa, debe formarse un mol de vapor en la misma.

Aplicando el mismo procedimiento a la zona inferior de la columna, el balance de materiales resultante es:

$$y_m = \frac{L}{V} x_{m+1} - \frac{B}{V} x_B \quad (5.11)$$

Las ecuaciones 5.10 y 5.11, una vez representadas gráfi

camente en el diagrama de equilibrio se conocen como líneas de operación.

Puede deducirse que un punto sobre una línea de operación representa el corte hecho a dos corrientes internas de la columna.

Trazando líneas verticales y horizontales entre la curva de equilibrio y las líneas de operación, se determina el número de etapas de equilibrio requerido para lograr la separación deseada.

c) Ecuación de la línea de alimentación.

El efecto de la alimentación sobre los flujos de líquido y vapor en la columna, depende de la condición térmica del material introducido. La alimentación puede ser desde un líquido subenfriado hasta un vapor sobrecalentado. Como ayuda para la descripción analítica de la corriente de alimentación se emplea el término "q":

$$q = \frac{\text{calor para convertir una mol de alimentación a vapor saturado}}{\text{calor molar de vaporización}}$$

(5.12)

De esta definición se derivan los siguientes valores de

q:

Líquido subenfriado	$q > 1.0$
Líquido saturado	$q = 1.0$
Mezcla vapor-líquido	$1.0 > q > 0$
Vapor saturado	$q = 0$
Vapor sobrecalentado	$q < 0$

El término q puede emplearse para derivar una ecuación que represente todas las intersecciones de las dos líneas de operación, resultando:

$$y = \frac{q}{q-1} x - \frac{x_F}{q-1} \quad (5.13)$$

Al graficar esta ecuación en el diagrama de equilibrio genera una línea recta con pendiente igual a $q/(q-1)$. La figura - 5.7 muestra 5 rectas producto de diferentes valores de q .

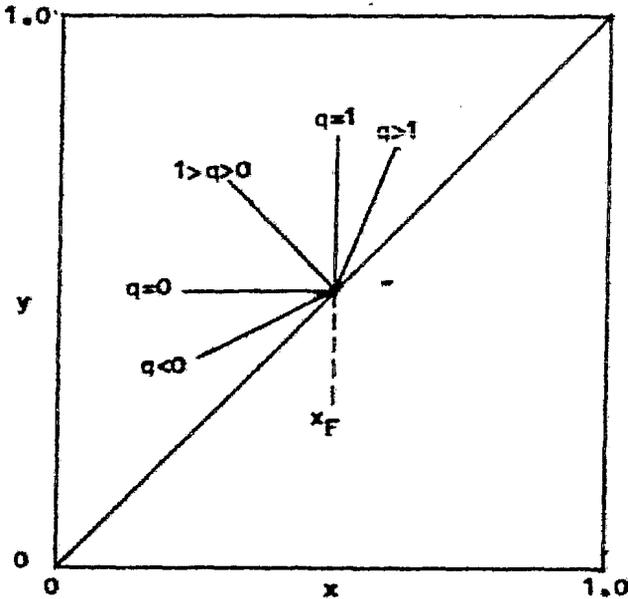


Fig. 5.7 Localización de 5 líneas de alimentación.

5.3 Columna de rectificación.

El esquema representativo se muestra en la figura

5.8.

Una columna de rectificación tiene como propósito sepa-

rar el componente más volátil de la mezcla alimentada, lo más puro posible. Como producto de fondo se obtiene una corriente más rica en el componente menos volátil; comparada con la alimentación.

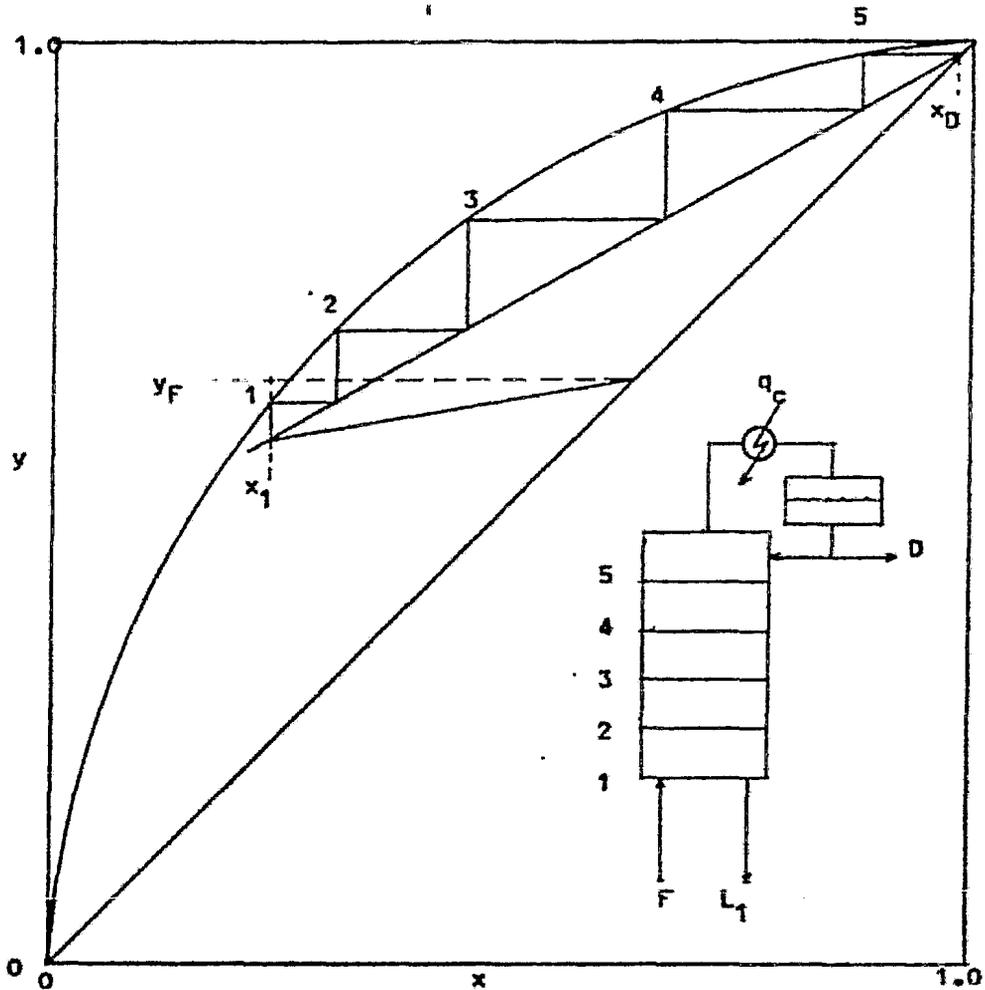


Fig. 5.8 Columna de rectificación con cinco etapas teóricas y una alimentación en forma de vapor sobrecalentado.

Analizando el diagrama de equilibrio presentado en la -

figura 5.6, notamos las siguientes características:

- la corriente de alimentación es un vapor sobrecalentado. En una rectificación el único suministro de energía, representado por la fase vapor que asciende por la columna, proviene de la corriente de alimentación; por ello es indispensable que la alimentación esté cuando menos parcialmente vaporizada.

- sólo se representa una línea de operación. Esta línea es la correspondiente al balance de materiales efectuado en la parte superior de una columna de destilación.

- cuando el vapor sobrecalentado se pone en contacto con el líquido que llega a la etapa 1, se vaporiza una porción considerable de este líquido. Como consecuencia de esto, la concentración del vapor que sale de la etapa 1 es menor que la concentración de la corriente de alimentación.

5.4 Secuencia de cálculo.

Basándonos en los grados de libertad especificados en la parte 5.1 para una columna de rectificación con condensador total y la información disponible hasta el momento, tenemos:

Considerando que la caída de presión permisible en el equipo es mínima (5 mmHg), supondremos que todas las etapas de equilibrio, el condensador y el divisor de corriente operarán a una misma presión de trabajo, igual a 30 mmHg.

Si suponemos que todo el equipo estará perfectamente aislado, las corrientes de calor q para las etapas de equilibrio y divisor de corriente serán igual a cero.

Asimismo supondremos que la alimentación es un vapor saturado y que el reflujo entrará a la columna como líquido saturado.

Quedan entonces por determinar las características de la corriente F , la composición de la corriente D_L y el número de etapas de equilibrio.

A continuación se presenta la secuencia de cálculo que se empleará para diseñar el sistema de recuperación:

a) Calcular el diagrama de equilibrio para el sistema g qua-glicol @ 30 mmHg absolutos.

b) Determinar el número de etapas de equilibrio.

c) Seleccionar el tipo de columna.

d) Efectuar el balance de materiales.

e) Diseñar el equipo requerido.

a) Calcular el diagrama de equilibrio.

Para calcular las composiciones en equilibrio $[x-y]$ mediante las ecuaciones 5.7 y 5.8 se requiere una función que relacione la presión de vapor con la temperatura para cada componente.

Esta función esté expresada por la ecuación de Antoine:

$$\log P = A + \frac{B}{T} \quad (5.14)$$

donde:

P presión de vapor, mmHg.

A, B constantes particulares.

T temperatura, °K.

Despejando la ecuación 5.14 para evaluar las constantes, tenemos:

$$A = \log P - \frac{B}{T} \quad (5.15)$$

$$B = \frac{\log \frac{p'}{p}}{\frac{1}{T'} - \frac{1}{T}} \quad (5.16)$$

En la Tabla 5.1 se muestran los datos empleados para --
calcular las constantes de Antoine de cada componente.

Tabla 5.1 Temperatura y presión para cada componente.

Componente	T (°C)	p (mmHg)	T' (°C)	p' (mmHg)
Agua	0	4.579	34.0	34.898
Etilenglicol	53.0	1.0	105.8	20.0

Las constantes de Antoine para cada componente se muestran en la Tabla 5.2.

Tabla 5.2 Constantes de Antoine para cada componente.

Componente	A	B
Agua	9.1542	-2319.9789
Etilenglicol	9.4007	-3066.0528

Por medio de un programa de calculadora se resolvieron la ecuación 5.14 de cada componente a una temperatura dada y las ecuaciones 5.7 y 5.8 a las presiones de vapor resultantes.

El código del programa se presenta en la Tabla 5.3.

Los resultados obtenidos se presentan en la Tabla 5.4.

Los datos contenidos en la Tabla 5.4 se encuentran graficados en la figura 5.9

Tabla 5.3 Código de programa calculadora HP-25 para cálculo de composiciones en equilibrio de sistemas binarios.

Pantalla			Pantalla		
Paso	Código	Teclas	Paso	Código	Teclas
1	15 22	g 1/x	21	71	÷
2	23 00	sto 0	22	74	r/s
3	24 02	rcl 2	23	24 05	rcl 5
4	51	x	24	61	x
5	24 01	rcl 1	25	24 07	rcl 7
6	51	+	26	71	÷
7	15 08	g 10 ^x			
8	23 05	sto 5			
9	24 00	rcl 0			
10	24 04	rcl 4			
11	51	x			
12	24 03	rcl 3			
13	51	+			
14	15 08	g 10 ^x			
15	23 05	sto 6			
16	24 07	rcl 7			
17	41	-			
18	24 06	rcl 6			
19	24 05	rcl 5			
20	41	-			

Memorias.	
R ₀	1/T
R ₁	A ₁
R ₂	B ₁
R ₃	A ₂
R ₄	B ₂
R ₅	P ₁
R ₆	P ₂
R ₇	P _T

Tabla 5.4 Composiciones en equilibrio [x-y] vs. temperatura para el sistema agua-*o*-licol @ 30 mmHg abs.

T (°K)	x	y
302.5	0.94226	0.99939
303	0.95387	0.99971
304	0.96977	0.99931
305	0.94903	0.99338
306	0.90142	0.99841
307	0.75673	0.99790
308	0.71477	0.99735
309	0.67535	0.99675
310	0.63830	0.99610
311	0.50347	0.99540
312	0.57071	0.99464
314	0.51087	0.99294
316	0.45782	0.99098
320	0.36880	0.98612
324	0.29817	0.97974
330	0.21794	0.96645
340	0.13028	0.92999
350	0.07740	0.86559
370	0.02258	0.57633
380	0.00776	0.28938
385	0.00201	0.09023

(composiciones en fracción mol).

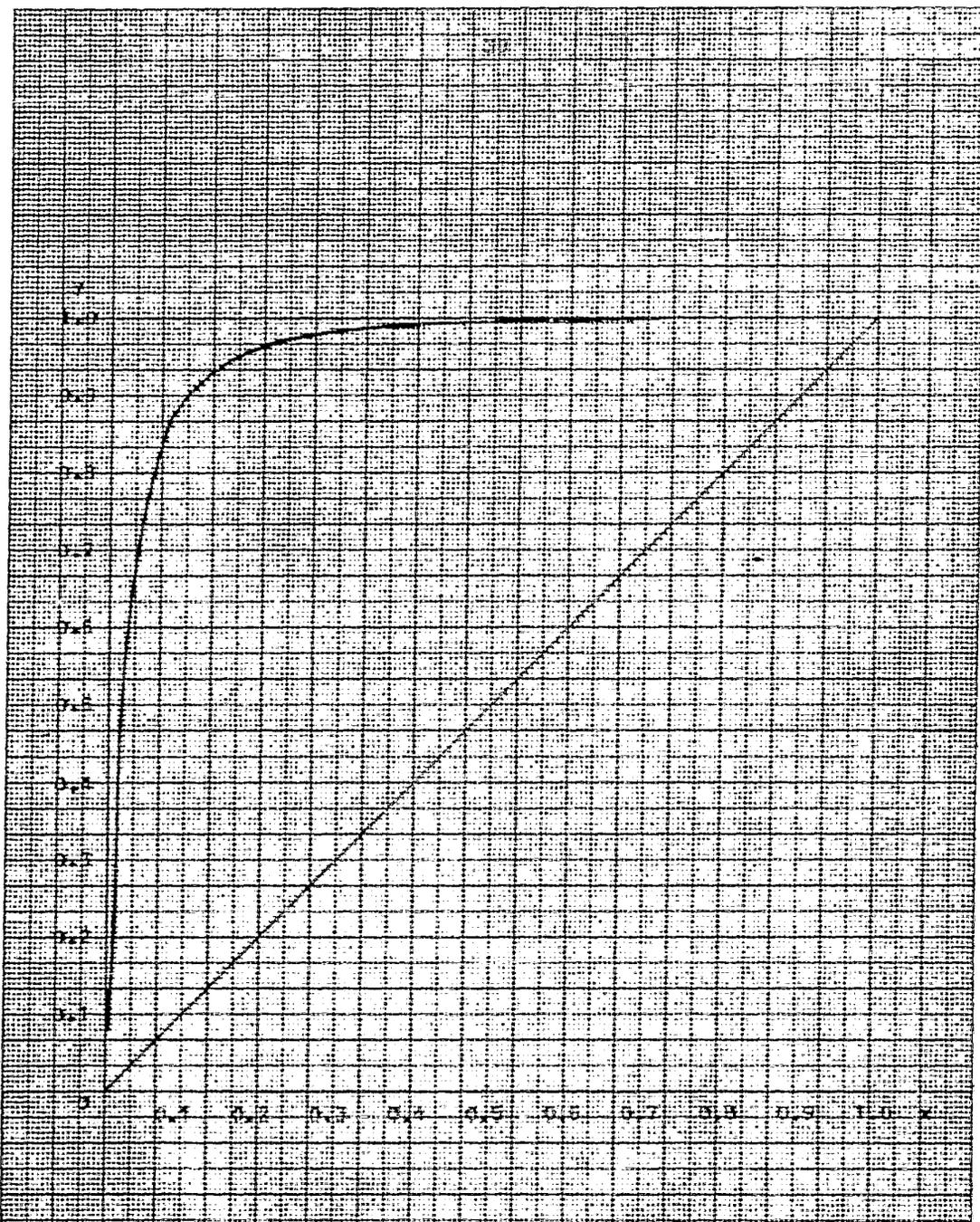


Fig. 3.7 Curve de un sistema de control de tiempo de 0.50 segundos.

b) Determinar el número de etapas de equilibrio.

Cuando se analizaron las variables de diseño, se de terminó que los grados de libertad resultantes se emplearían en especificar la corriente F (alimentación), la corriente D_L (descarga del equipo de recuperación) y el número de etapas de equilibrio.

i) Corriente de alimentación, F.

glicol	200 kg/día	+ 62 kg/mol	=	3.22581 moles/día
agua	254.2 kg/hr	x 24 hr/día	+ 18 kg/mol	= 338.93333 moles/día
Total			=	342.15914 moles/día

Componente	fracción mol
agua	0.99057
glicol	0.00943

ii) Corriente de descarga, D_L .

Queremos recuperar 90% mínimo del glicol que contiene la corriente de alimentación; el 10% restante quedará en la corriente de descarga. El glicol no recuperado será:

$$3.22581 \times 0.1 = 0.32258 \text{ moles/día.}$$

Como primera aproximación calcularemos la corriente D_L suponiendo flujo molar constante. Este valor se ajustará cuando se efectúe el balance completo de materiales.

Para un CMO, el agua total a la descarga será:

$$338.93333 + (3.22581 \times 0.9) = 341.83656 \text{ moles/día.}$$

La corriente de descarga tendrá esta composición:

Componente	moles/día	fracción mol
agua	341.83656	0.99906
glicol	0.32258	0.00094
Total	342.15914	1.0

iii) Número de etapas.

En este cálculo interviene la relación de reflujo L/V . Esta relación nos indica qué fracción de la corriente de salida, V , regresa a la columna como líquido, L , para lograr la separación deseada. El valor L/V representa a la pendiente de la línea de operación de una columna rectificadora.

Para un número de etapas de equilibrio (1, 2 ó 3 en nuestro caso), supondremos un valor de L/V , calcularemos las coordenadas de su intersección con la línea de alimentación y trazaremos, a partir de la composición del destilado, las etapas de equilibrio fijadas.

En caso de que la última etapa no coincida con la intersección entre la línea de operación y la de alimentación, tendremos que suponer otro valor de L/V . Si la última etapa trazada coincide con la intersección mencionada, el cálculo habrá terminado.

El punto de intersección marca la composición de la corriente líquida de descarga, es decir, la concentración del glicol en el fondo de la columna. Asimismo queda determinado el valor de L/V con el que deberá operar la columna de rectificación.

Con base en los resultados obtenidos, se decidirá el número de etapas de equilibrio más adecuado a nuestro propósito.

Para efectuar los cálculos emplearemos el programa de calculadora utilizado anteriormente, ya que el intervalo de composiciones en el que se trabajará es muy pequeño para hacer un diagrama $[x-y]$ preciso.

Aún cuando el producto destilado estará en forma de vapor saturado, para efectos de cálculo se supondrá que se cuenta con un condensador total que suministra el reflujo a la columna.

El diagrama de flujo se presenta en la figura 5.10 y la curva de equilibrio correspondiente en la figura 5.11.

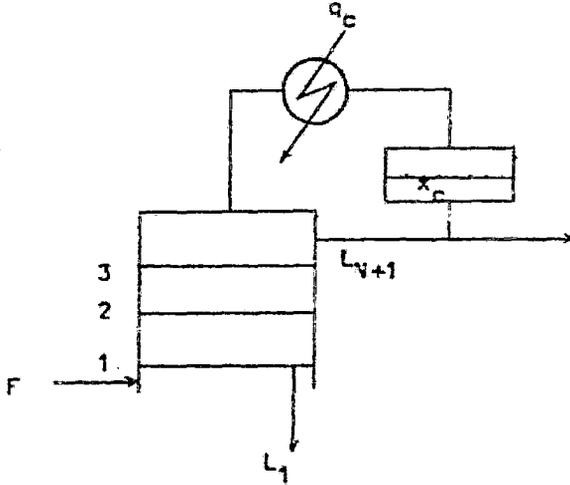


Fig. 5.10 Columna de rectificación de tres platos con condensador total.

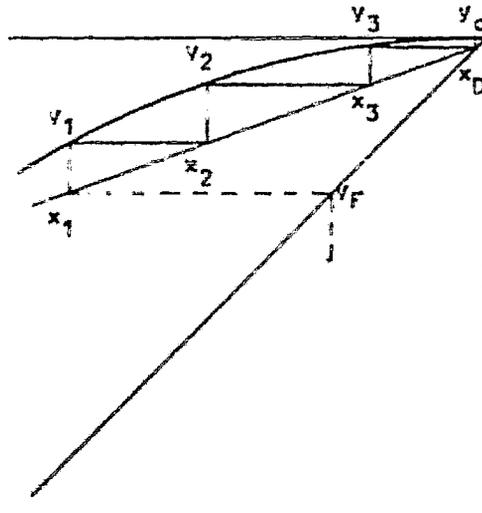


Fig. 5.11 Curva de equilibrio para una rectificación en tres etapas con condensación total.

Los cálculos requeridos en el caso de una etapa de equilibrio son:

1.- Puesto que se cuenta con un condensador total, $x_D = x_C = y_1$, que corresponde a y_3 de la figura 5.11.

2.- Con y_1 fija, se supone una temperatura y se introduce a la calculadora (o raramente programada). La temperatura correcta es aquella que genera una $y = y_1$. El valor de x correspondiente es x_1 .

3.- Con los datos obtenidos y la intersección con la diagonal (x_D) se calcula la pendiente de la línea de operación, L/V , que es igual a $\Delta y / \Delta x$.

Para efectuar los cálculos correspondientes a 2 etapas de equilibrio, la secuencia es la siguiente:

1.- Puesto que se cuenta con un condensador total, $x_D = x_C = y_2$, que corresponde a y_3 de la figura 5.11.

2.- Con y_2 fija buscamos el valor de x_2 en equilibrio.

3.- Suponemos un valor de L/V .

4.- Calculamos la ordenada al origen de la línea de operación, ec. 5.10, que es igual a $(1 - L/V) x_D$.

5.- Mediante la línea de operación, calculamos el valor de y_1 .

6.- Con y_1 fija, calculamos el valor de x_1 correspondiente, haciendo uso del programa de calculadora.

7.- Calculamos con x_1 el valor de y correspondiente, aplicando la ecuación de la línea de operación.

8.- Comparamos el valor de y calculado con la y_F . Si son diferentes regresamos al punto 3 suponiendo otro valor de L/V .

Si son iguales, el cálculo ha terminado.

En el caso de 3 etapas de equilibrio, la secuencia es:

1.- $x_D = x_C = y_3$.

2.- Calculamos el valor de x_3 en equilibrio con y_3 .

3.- Suponemos una L/V.

4.- Calculamos la ordenada al origen de la línea de operación.

5.- Calculamos y_2 correspondiente al valor de x_3 , aplicando la ecuación de la línea de operación.

6.- Mediante el equilibrio obtenemos el valor de x_2 correspondiente a y_2 .

7.- Con x_2 , aplicando la ecuación de la línea de operación, calculamos el valor de y_1 .

8.- Con y_1 calculamos el valor de x_1 en equilibrio.

9.- Mediante la ecuación de la línea de operación, calculamos el valor de y correspondiente a x_1 .

10.- Comparamos el valor de y con la y_F . Si no son iguales, regresamos al paso 3, suponiendo un nuevo valor de L/V.

Si los dos valores son iguales, el cálculo ha terminado.

Para convertir valores de fracción mol a fracción peso y viceversa, aplicamos las siguientes ecuaciones:

$$x'_{H_2O} = \frac{18 x_{H_2O}}{62 + 44 x_{H_2O}} \quad (5.17)$$

$$x_{H_2O} = \frac{62 x'_{H_2O}}{18 + 44 x'_{H_2O}} \quad (5.18)$$

donde:

x'_{H_2O} fracción peso del agua.

x_{H_2O} fracción mol del agua.

Los resultados obtenidos se presentan en el Cuadro 5.1.

Cuadro 5.1 Composiciones del producto de fondo correspondientes a 1, 2 y 3 etapas de equilibrio.

Etapas de equilibrio.						
Fracción	1 etapa		2 etapas		3 etapas	
	mol	peso	mol	peso	mol	peso
y_3	0.99906	0.99677	0.99906	0.99677	0.99906	0.99677
x_3	0.86994	0.55008	0.86994	0.55008	0.86994	0.55008
y_2			0.99504	0.98649	0.99676	0.98893
x_2			0.63544	0.33601	0.57611	0.37735
y_1					0.99331	0.97733
x_1					0.52256	0.24114
L/V	0.066		0.02335		0.0178	
Dx_D/V	0.93312		0.97573		0.98128	

Analizando la información presentada en el Cuadro 5.1, podemos decir lo siguiente:

- una sola etapa de equilibrio nos permite alcanzar una concentración de 34% en peso de glicol.
- un sistema con dos etapas proporciona una concentración de 66% en peso de glicol.
- por otro lado, con tres etapas de equilibrio obtenemos una concentración en peso de 76%.

Hay que recordar que la concentración máxima alcanzable por condensación total es de 3.1% en peso de glicol.

En vista de que una concentración del 34% en peso de glicol es suficientemente alta como para recuperar el glicol en forma económica, se recomienda implementar un equipo de rectificación con una etapa de transferencia.

c) Selección del tipo de columna más apropiado.

Las condiciones de operación que servirán para seleccionar el tipo de columna más apropiado son:

- 1.- Presión de trabajo, 30 mmHg.
- 2.- Máxima caída de presión permisible, 5mmHg
- 3.- Una etapa de transferencia.
- 4.- Flujo total de la fase gaseosa, 275 kg/hr.
- 5.- La fase gaseosa arrastra cierta cantidad de sólidos.

De acuerdo con la información existente, los equipos que pueden aplicarse son:

- 1.- Columna de platos (perforados, calotas y válvulas).
- 2.- Columna empacada.
- 3.- Columna de espreado.

Generalmente en las columnas de platos, éstos son perforados, de calotas o de válvulas. La selección del tipo de plato dependerá de la aplicación particular de la columna.

En las columnas empacadas, se cuenta con una gama muy extensa de empacues. Cada empacue tiene características y aplicaciones particulares que deben considerarse al diseñar el equipo.

Una columna típica de espreado consiste de un recipiente cilíndrico por el que se hace pasar la fase gaseosa para ponerla en contacto con la fase líquida, generalmente a contracorriente.

ta. El líquido es la fase dispersa y el gas es la fase continua. La transferencia de masa ocurre en la superficie de las gotas de líquido. El líquido se alimenta a presión alta a través de espaldas. Con objeto de obtener un contacto adecuado, el líquido debe cubrir por completo la sección transversal de la columna.

Las condiciones que favorecen a una columna empacada sobre una de platos son:

- para columnas de menos de 0.5 m. de diámetro, resulta más barato empacar que instalar platos, a menos que el empaque deba ser de una aleación especial.

- una columna empacada permite manejar ácidos y materiales corrosivos, ya que puede emplearse material cerámico, carbón, etc. para fabricar el empaque.

- para destilaciones a vacío, el empaque muestra características favorables de eficiencia vs. caída de presión.

- si el líquido forma espuma, un empaque es más apropiado debido a que el grado de agitación es menor.

- la acumulación de líquido en una columna empacada es mínima, lo cual es una ventaja cuando el líquido es sensible al calor (altas temperaturas).

Por otro lado existen condiciones adversas a una columna empacada, tales como:

- sólidos presentes en el líquido o el gas. Estos sólidos pueden manejarse con menos problemas en una columna de platos.

- algunos empaques son susceptibles de quebrarse durante el empaquetado o por expansiones y contracciones térmicas durante la operación de la columna.

- para flujos altos de líquido, las columnas de platos son más económicas.

- en caso de requerirse, es más fácil instalar serpentines de enfriamiento en columnas de platos.

- la eficiencia de contacto disminuye a medida que el flujo de líquido es menor en una columna empacada debido a que el líquido no cubre toda la superficie disponible.

Las columnas de espreado pueden considerarse si se tiene una o más de las siguientes limitantes en el sistema:

- el gas a manejar es corrosivo.

- el gas contiene sólidos o partículas finas que puedan causar obstrucciones en una columna empacada convencional.

- sólo se requiere una, o cuando mucho dos, etapas tácticas de contacto.

- la caída de presión debe mantenerse al mínimo posible.

Como desventajas de las columnas de espreado podemos mencionar:

- alto costo de la energía consumida para atomizar la fase líquida.

- para evitar pérdidas de líquido por arrastre el equipo debe diseñarse con un G/β suficientemente bajo.

Considerando que la corriente a manejar arrastra consigo cierta cantidad de sólidos y que la caída de presión permisible es muy pequeña, además de que sólo se requiere una etapa de equilibrio, el equipo más adecuado para recuperar el glicol del sistema de vacío es una columna de espreado.

Previendo posibles problemas de operación tales como --

obstrucción de la esdrea, desperfecto mecánico de la bomba de recirculación, etc. es conveniente considerar la instalación de dos columnas de esdreado en serie. Con esta medida tendremos la ventaja de alcanzar una concentración en glicol superior al 66% en peso de glicol cuando operen las dos columnas y una concentración mínima del 34% cuando opere sólo una de ellas.

El equipo periférico requerido será:

- tanques de recirculación.
- bombas de recirculación.
- línea de alimentación de reflujo.

El arreglo final del equipo propuesto se presenta en la figura 5.12.

d) Efectuar balance de materiales.

De acuerdo con la nomenclatura de la figura 5.12, la información disponible hasta el momento está resumida en el Cuadro 5.2.

Cuadro 5.2. Información sobre las corrientes conocidas.

Corriente	Composiciones	
	peso	mol
①	0.95825	0.99057
④	0.33601	0.63544
⑤	0.98649	0.99604
⑧	0.66008	0.85994
⑨, ⑩, ⑪	0.99677	0.99906

Nota: ④, ⑧ y ⑩ son corrientes en estado líquido, el resto son gaseosas.

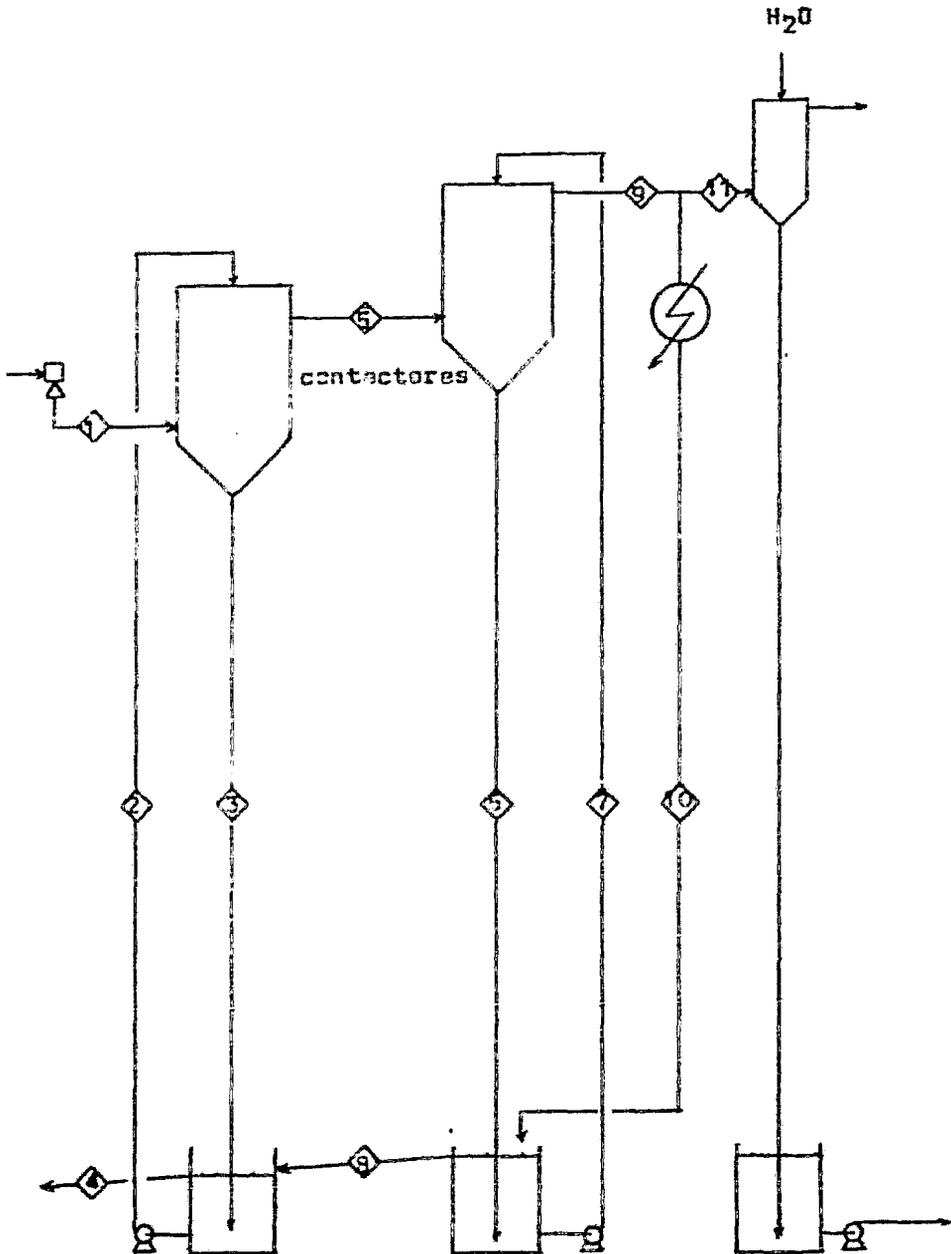


Fig. 5.12 Arreglo del equipo para dos columnas de espray en serie.

Además se conoce:

$$\diamondsuit = 252.53 \text{ kg/hr}; \text{ esto es, } 14.25563 \text{ moles/hr.}$$

$$L/V = 0.02335$$

Por medio de la siguiente ecuación podemos conocer el flujo de \diamondsuit :

$$\diamondsuit = \diamondsuit \frac{y_1 - x_4}{Vg - x_4} = 14.25563 \frac{0.99057 - 0.63544}{0.99906 - 0.63544} = 13.92376 \text{ moles/hr.}$$

$$\text{Agua: } 13.92376 \times 0.99906 = 13.91067 \times 18 = 250.39 \text{ kg/hr.}$$

$$\text{Glicol: } 13.92376 - 13.91067 = 0.01309 \times 62 = 0.81 \text{ kg/hr.}$$

De:

$$L/V = 0.02335 \quad y \quad (5.19)$$

$$V = L + D \quad \text{ó} \quad \diamondsuit = \diamondsuit + \diamondsuit \quad (5.20)$$

$$\diamondsuit = \frac{\diamondsuit}{(1 - 0.02335)} = \frac{\diamondsuit}{0.97665}$$

$$\text{Agua en } \diamondsuit = \frac{250.39}{0.97665} = 255.38 \text{ kg/hr.}$$

$$\text{Glicol en } \diamondsuit = \frac{0.81}{0.97665} = 0.83 \text{ kg/hr.}$$

La corriente \diamondsuit se calcula por diferencia entre \diamondsuit y \diamondsuit .

$$\text{Agua en } \diamondsuit = 255.38 - 250.39 = 14.99 \text{ kg/hr.}$$

$$\text{Glicol en } \diamondsuit = 0.83 - 0.81 = 0.02 \text{ kg/hr.}$$

Del balance total despejamos \diamondsuit :

$$\diamondsuit = \diamondsuit + \diamondsuit \quad (5.21)$$

$$\diamondsuit = \diamondsuit - \diamondsuit$$

$$\diamondsuit = 262.53 - 251.20 = 11.33 \text{ kg/hr}$$

$$\text{Agua en } \diamondsuit = 11.33 \times 0.33601 = 3.81 \text{ kg/hr.}$$

$$\text{Glicol en } \diamondsuit = 11.33 - 3.81 = 7.52 \text{ kg/hr.}$$

Balace de materiales para la primera columna de esprea
do:

$$\textcircled{1} + \textcircled{8} = \textcircled{4} + \textcircled{5} \quad (5.22)$$

Balace de glicol:

$$\textcircled{1} y_1 + \textcircled{8} x_8 = \textcircled{4} x_4 + \textcircled{5} y_5 \quad (5.23)$$

De 5.22:

$$\textcircled{5} = \textcircled{1} + \textcircled{8} - \textcircled{4} \quad (5.24)$$

Sustituyendo 5.24 en 5.23 tenemos:

$$\textcircled{1} y_1 + \textcircled{8} x_8 = \textcircled{4} x_4 + (\textcircled{1} + \textcircled{8} - \textcircled{4}) y_5$$

$$\textcircled{8} = \frac{\textcircled{1} (y_5 - y_1) + \textcircled{4} (x_4 - y_5)}{(x_8 - y_5)}$$

$$\textcircled{8} = \frac{262.53 (0.99549 - 0.98625) + 11.33 (0.33601 - 0.98649)}{(0.66008 - 0.98649)}$$

$$\textcircled{8} = 7.91 \text{ kg/hr.}$$

$$\text{Aqua en } \textcircled{8} = 7.91 \times 0.66008 = 5.22 \text{ kg/hr.}$$

$$\text{Glicol en } \textcircled{8} = 7.91 - 5.22 = 2.69 \text{ kg/hr.}$$

De la ecuaci3n 5.24 sustituimos valores para $\textcircled{5}$:

$$\textcircled{5} = 262.53 + 7.91 - 11.33 = 259.11 \text{ kg/hr.}$$

$$\text{Aqua en } \textcircled{5} = 259.11 \times 0.99549 = 258.51 \text{ kg/hr.}$$

$$\text{Glicol en } \textcircled{5} = 259.11 - 258.51 = 0.60 \text{ kg/hr.}$$

Las corrientes ② y ⑥ se calcularon con base a tener una recirculación L/G = 50. Esta relación nos permite obtener una eficiencia muy alta debido a que se favorece el contacto líquido - gas en la columna.

$$\textcircled{2} = 50 \times \textcircled{1} = 50 \times 262.53 = 13126.5 \text{ kg/hr.}$$

Las corrientes ② y ④ tienen la misma composición, por tanto:

$$\text{Agua en } \textcircled{2} = 13126.5 \times 0.33501 = 4410.64 \text{ kg/hr.}$$

$$\text{Glicol en } \textcircled{2} = 13126.5 - 4410.64 = 8715.86 \text{ kg/hr.}$$

$$\textcircled{6} = 50 \times \textcircled{5} = 50 \times 259.11 = 12955.5 \text{ kg/hr.}$$

De igual manera, las corrientes ⑥ y ⑧ tienen la misma composición:

$$\text{Agua en } \textcircled{6} = 12955.5 \times 0.66008 = 8551.67 \text{ kg/hr.}$$

$$\text{Glicol en } \textcircled{6} = 12955.5 - 8551.67 = 4403.83 \text{ kg/hr.}$$

Por medio de balances de material en los tanques de recirculación calculamos las corrientes ③ y ⑦.

$$\textcircled{3} = \textcircled{2} + \textcircled{4} - \textcircled{6} \quad (5.25)$$

$$\text{Agua en } \textcircled{3} = 4410.64 + 3.81 - 5.22 = 4409.23 \text{ kg/hr.}$$

$$\text{Glicol en } \textcircled{3} = 8715.86 + 7.52 - 2.69 = 8720.69 \text{ kg/hr.}$$

$$\textcircled{3} = 4409.23 + 8720.69 = 13129.92 \text{ kg/hr.}$$

De la misma forma calculamos la corriente ⑦:

$$\textcircled{7} = \textcircled{6} + \textcircled{8} - \textcircled{10} \quad (5.26)$$

$$\text{Agua en } \textcircled{7} = 8551.67 + 5.22 - 14.99 = 8541.90 \text{ kg/hr}$$

Glicol en ⑦ = $4403.83 + 2.69 - 0.02 = 4406.50$ kg/hr.

⑧ = $8541.90 + 4406.50 = 12948.40$ kg/hr.

En el Cuadro 5.3 se muestra el balance de materiales.

Cuadro 5.3 Balance de materiales.

kg/hr	①	②	③	④	⑤	⑥
Agua	254.2	4410.64	4409.23	3.81	255.61	8551.67
Glicol	8.3	8715.86	8720.69	7.52	3.50	4403.83
Total	262.5	13126.50	13129.92	11.33	259.11	12955.50

kg/hr	⑦	⑧	⑨	⑩	⑪
Agua	8541.90	5.22	265.38	14.99	250.39
Glicol	4406.50	2.69	0.83	0.02	0.81
Total	12948.40	7.91	266.21	15.01	251.20

e) Diseñar el equipo.

Los equipos a calcular son los siguientes:

- 1.- Columnas de esprayado, que en adelante llamaremos - contactores.
- 2.- Líneas de descarga y retorno de los contactores.
- 3.- Tanques de recirculación.
- 4.- Bombas de recirculación.
- 5.- Línea de alimentación de reflujo.

1.- Contactores:

- i) Tipo de esprea.
- ii) Diámetro y altura.
- iii) Espesor del cuerpo.
- iv) Espesor de la tapa.

i) Tipo de esprea.

Utilizando el catálogo de Spraying Systems Company, para un flujo de 13126.5 kg/hr (220 l/min) a una presión de 1.0 --- kg/cm^2 , la espesa de cono lleno adecuada es el modelo 2H40 con conexión para tubo de 50 mm. de diámetro.

Esta espesa tiene un ángulo de dispersión a esta presión de trabajo de 80°.

ii) Diámetro y altura.

En cuanto al diámetro, el criterio a seguir es el de -- que la velocidad del gas sea suficientemente baja para permitir -- que las partículas (gotas de líquido) desciendan libremente sin -- ser arrastradas fuera del equipo por la corriente gaseosa.

La acción de la gravedad acelera a una partícula en caída libre hasta el punto en que la fricción con el medio se equilibra con la fuerza gravitacional, después continuará cayendo a una velocidad constante conocida como velocidad terminal.

La figura 5.82 de Perry 'Chemical Engineer's Handbook' 5th Edition muestra la velocidad terminal de partículas esféricas de diferentes densidades descendiendo en aire y agua a 21°C bajo la acción de la gravedad.

La velocidad terminal está relacionada directamente con el tamaño de la partícula. Para una espesa de cono sólido, el tamaño mínimo de partícula es de 100 micras (volumen acumulado prácticamente cero) de acuerdo con la figura 18.113 de Perry.

Utilizando la figura 5.82 de Perry, la velocidad terminal correspondiente a un líquido con densidad de 1000 kg/m^3 es de 0.3 m/seg.

Con objeto de aplicar la información anterior haremos uso de un parámetro cinético. Este parámetro cinético nos indicará

la máxima energía cinética permisible a las condiciones de nuestro proceso que evitará el arrastre mecánico de las partículas de líquido.

La ecuación aplicada para calcular la energía cinética es la siguiente:

$$E_K = \frac{1}{2} \frac{m}{g} u^2 \quad (5.27)$$

donde:

E_K energía cinética, kg m

m masa, kg.

g aceleración de la gravedad, m/seg²

u velocidad, m/seg.

Por analogía con la ecuación 5.27, derivamos el parámetro cinético:

$$P_C = \rho u^2 \quad (5.28)$$

donde:

P_C parámetro cinético, kg/ m seg²

ρ densidad del gas, kg/ m³

Densidad del aire a 21 C: 1.2005 kg/m³.

$$P_C = 1.2005 \text{ kg/m}^3 \times (0.3 \text{ m/seg})^2 = 0.1080 \text{ kg/m seg}^2.$$

Aplicando este parámetro cinético a vapor de agua a --
30 mm Hg absolutos, tenemos:

Densidad del vapor de agua a 30 mmHg abs.: 0.0286 ----
kg/m³.

Despejando la velocidad de la ecuación 5.28:

$$u = (P_C / \rho)^{0.5} = (0.1080 / 0.0286)^{0.5}$$

$$u = 1.942 \text{ m/seg.}$$

El diámetro requerido será:

$$D = \left[\frac{W}{0.7854 (3600) / u} \right]^{0.5} \quad (5.29)$$

donde:

D diámetro, m.

W flujo de gas, kg/hr.

$$D = \left[\frac{262.53}{0.7854 (3600) (0.0286) (1.942)} \right]^{0.5}$$

$$D = 1.30 \text{ m.}$$

La altura total del contactor se compone de: altura para desenganchamiento de líquido, altura para el cono de líquido que forma la espuma, altura para alimentación de vapores y cono de descarga de líquido. Ver figura 5.13.

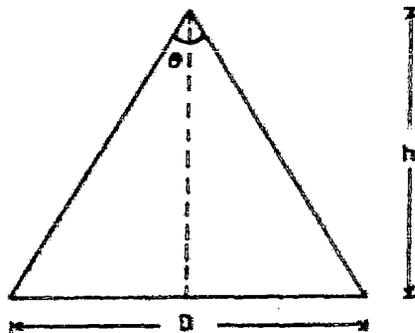


Fig. 5.13 Altura para un cono con ángulo de aspersión dado.

Para un cono de 1.30 m. de diámetro y con ángulo de aspersión de 80° se requiere una altura de:

$$\tan (0.5 \theta) = \frac{0.5 D}{h} \quad (5.30)$$

$$h = \frac{0.5 D}{\tan (0.5 \theta)}$$

$$h = \frac{0.5 (1.3)}{\tan (0.5 \times 80^\circ)} = 0.77 \text{ m.}$$

La altura correspondiente para el cono de descarga de líquido, considerando un cono de 90° es:

$$h = \frac{0.5 (1.3)}{\tan (0.5 \times 90^\circ)}$$

$$h = 0.65 \text{ m.}$$

Para el desenganchamiento de líquido en el contactor -- consideraremos una altura de 0.77 m. y la altura correspondiente a la entrada de vapores será de 0.50 m.

En suma, la altura total del contactor será de 2.69m.

iii) Espesor del cuerpo.

Emplearemos la figura 6-133 de Perry, "Gráfica para determinar espesor de pared de envases cilíndricos y esféricos de acero al carbón sujetos a presión externa".

Se requiere calcular previamente L/D_0 y suponer un valor de D_0/t tal que corresponda a la presión externa de trabajo.

D_0 diámetro externo, m.

t espesor de la pared, m.

L longitud del recipiente, m.

La altura L se considerará descontando 1/3 de la altura del cono de descarga. Por tanto:

$$\frac{L}{D_0} = \frac{2.69 - 0.33 (0.65)}{1.3} = 1.9$$

Para un $D_0/t = 200$ obtenemos una presión externa máxima de 1.3 kg/cm^2 . El espesor t correspondiente es:

$$t = \frac{D_0}{200} = \frac{1.3}{200} = 0.0065 \text{ m.} = 6.5 \text{ mm.}$$

Por los efectos de la corrosión incrementaremos en 25% el espesor calculado:

$$t = 6.5 \text{ mm.} \times 1.25 = 8.1 \text{ mm.}$$

iv) Espesor de la tapa.

Con objeto de reducir al máximo el costo del equipo y facilitar su construcción, se propone una tapa plana, provista de una boquilla central para instalar la espres.

El método de cálculo utilizado se encuentra en el Mark, "Mechanical Engineer's Handbook" 6th Ed. pp. 5-67 y 5-68.

Se emplea la siguiente ecuación:

$$S_{\pi} = k \frac{w R^2}{t^2} \quad (5.31)$$

donde:

- S_M esfuerzo máximo del material, $\vec{\text{kg/cm}}^2$.
 k factor particular del sistema.
 w presión de trabajo, $\vec{\text{kg/cm}}^2$.
 R radio de la tapa, m.
 t espesor de la tapa, m.

Para una tapa circular firmemente apoyada en la orilla y con una boquilla instalada en su centro se aplica el caso 5 de la figura 66 de Mark.

Tomando una boquilla de 15 cm. de diámetro, el valor de R/r correspondiente es de 11. Con este valor localizamos una $k = 0.730$.

En Tablas encontramos que para acero al carbón SA 285 - grado A tenemos un $S_M = 798 \vec{\text{kg/cm}}^2$ (Perry Tabla 6-57).

Despejando el espesor t de la ecuación 5.31 resulta:

$$t = \left[\frac{k w R^2}{S_M} \right]^{0.5} = \left[\frac{0.73 (1.3) (0.65)^2}{798} \right]^{0.5}$$

$$t = 0.0226 \text{ m.}$$

Este valor lo ajustaremos a 0.0254 m. debido a la corrosión.

2.- Líneas de descarga y retorno.

La caída de presión máxima permisible para la línea de descarga es la equivalente a 0.95 m. de altura de líquido. Esta línea tendrá una longitud aproximada de 10 m.

Empleando la Tabla B-14 de Crane, "Flow of fluids throu

gh valves, fittings and pipe, el diámetro adecuado es:

$$0.65 \frac{\vec{\text{kg}}}{\text{cm}^2} \times 1000 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times \frac{\vec{\text{lb}}}{0.454 \vec{\text{kg}}} \times \frac{(0.3048 \text{ m})^2}{\text{ft}^2} \times \frac{\text{ft}^2}{144 \text{ in}^2} = 0.92 \frac{\vec{\text{lb}}}{\text{in}^2}$$

$$10 \text{ m.} \times \frac{\text{ft}}{0.3048 \text{ m.}} = 32.81 \text{ ft.}$$

$$13126.5 \frac{\text{kg}}{\text{hr}} = 218 \frac{\text{l}}{\text{min}} = 57.8 \text{ gpm}$$

La caída de presión correspondiente a 100 ft de longitud es:

$$\begin{aligned} 32.81 \text{ ft} &= 0.92 \frac{\vec{\text{lb}}}{\text{in}^2} \\ 100.0 \text{ ft} &= X \frac{\vec{\text{lb}}}{\text{in}^2} \\ X &= 2.80 \frac{\vec{\text{lb}}}{\text{in}^2} \end{aligned}$$

Con esta caída de presión y un flujo de 60 gpm, el diámetro de tubería correspondiente es de 50 mm.

De igual manera se estima el diámetro de la línea de retorno, pero con una caída de presión total de $0.5 \vec{\text{kg}}/\text{cm}^2$. La longitud total también es de 10 m.

$$0.5 \frac{\vec{\text{kg}}}{\text{cm}^2} \times \frac{\vec{\text{lb}}}{0.454 \vec{\text{kg}}} \times \frac{(2.54 \text{ cm})^2}{\text{in}^2} = 7.11 \frac{\vec{\text{lb}}}{\text{in}^2}$$

La caída de presión equivalente a una longitud de 100 - ft es:

$$\begin{aligned} 32.81 \text{ ft} &= 7.11 \frac{\vec{\text{lb}}}{\text{in}^2} \\ 100.0 \text{ ft} &= X \\ X &= 21.55 \frac{\vec{\text{lb}}}{\text{in}^2} \end{aligned}$$

El diámetro encontrado para un flujo de 60 gpm es: Tubo rfa de 68 mm.

3.- Tanques de recirculación.

El tanque deberá ser capaz de contener como mínimo el líquido del cono de descarga del contactor, el de la línea de descarga y el de la línea de recirculación.

Volumen del cono de descarga:

$$V = \frac{1}{3} A h \quad (5.32)$$

donde:

V volumen, m³.

A área de la base, m².

h altura del cono, m.

$$V = \frac{1}{3} (0.7854) (1.3)^2 (0.65) \text{ m}^3$$

$$V = 0.29 \text{ m}^3 = 290 \text{ l.}$$

Volumen de la línea de recirculación:

10 m. de tubo de 39 mm. de diámetro, diámetro interno 40.9 mm.

$$V = \left(40.9 \text{ mm} \times \frac{\text{dm}}{100 \text{ mm}} \right)^2 \times 0.7854 \times 10 \text{ m.} \times \frac{10 \text{ dm}}{\text{m}}$$

$$V = 13.1 \text{ dm}^3 = 13 \text{ l.}$$

Volumen de la línea de descargas:

10 m. de tubo de 50 mm. de diámetro, diámetro interno 52.5 mm.

$$V = \left(52.5 \text{ mm} \times \frac{\text{dm}}{100 \text{ mm}} \right)^2 \times 0.7854 \times 10 \text{ m.} \times \frac{10 \text{ dm}}{\text{m.}}$$

$$V = 21.65 \text{ dm}^3 = 22 \text{ l.}$$

Volumen total mínimo:

$$V = 290 \text{ l} + 13 \text{ l} + 22 \text{ l} = 325 \text{ l.}$$

Volumen de diseño: 350 l.

Considerando un $L/D = 2$, las dimensiones del tanque serán:

L altura, m.

D diámetro, m.

$$\frac{L}{D} = 2$$

$$V = 0.7854 D^2 L$$

$$V = 2 \times 0.7854 D^3$$

$$D = \left[\frac{V}{2 \times 0.7854} \right]^{1/3}$$

$$D = \left[\frac{350 \text{ dm}^3}{2 \times 0.7854} \right]^{1/3}$$

$$D = 6 \text{ dm.} = 0.6 \text{ m.}$$

$$L = 2 D = 1.2 \text{ m.}$$

$$t = 2.38 \text{ mm. (espesor arbitrario)}$$

4.- Bombas de recirculación:

La cabeza requerida es de:

$$W = \Delta P + \sum h_f + \Delta Z \frac{g}{g_c} \quad (5.33)$$

donde:

W cabeza requerida, $\vec{kg} \text{ m/kg}$.

ΔP diferencia de presiones, $\vec{kg} \text{ m/kg}$.

$\pm h_f$ pérdida de cabeza por fricción, $\vec{kg} \text{ m/kg}$.

$\Delta Z \frac{g}{g_c}$ diferencia de alturas, $\vec{kg} \text{ m/kg}$.

$$\Delta P = 1.0 \frac{\vec{kg}}{\text{cm}^2} \times \frac{(100 \text{ cm})^2}{\text{m}^2} \times \frac{\text{m}^3}{1000 \text{ kg}} = 10 \vec{kg} \text{ m/kg}$$

$$\pm h_f = 0.5 \frac{\vec{kg}}{\text{cm}^2} \times 10 \frac{\text{cm}^2 \text{ m}}{\text{kg}} = 5 \vec{kg} \text{ m/kg}$$

$$\Delta Z \frac{g}{g_c} = 10 \vec{kg} \text{ m/kg}$$

De aruf resulta:

$$J = 25 \vec{kg} \text{ m/kg}$$

Potencia requerida:

$$P = m \frac{W}{\rho} \quad (5.34)$$

donde:

P potencia, $\vec{kg} \text{ m/seg}$

m flujo másico, kg/seg .

η eficiencia de bombeo.

$$P = 13126.5 \frac{\text{kg}}{\text{hr}} \times \frac{\text{hr}}{3600 \text{ seg}} \times 25 \frac{\vec{kg} \text{ m}}{\text{kg}} \times \frac{\text{HP}}{75 \vec{kg} \text{ m}} \text{ seg}$$

$$P = 1.22 \text{ HP}$$

Suponiendo una eficiencia de bombeo de 0.5 resulta:

$$P = \frac{1.22 \text{ HP}}{0.5} = 2.44 \text{ HP}$$

Seleccionamos un motor de 3 HP.

El NPSH disponible para la bomba es de:

$$\text{NPSH} = \frac{P - p^*}{\rho} - h_{sf} + Z \frac{g}{g_c} \quad (5.35)$$

donde:

NPSH cabeza neta positiva sobre la bomba, ---
 $\vec{\text{kg}} \text{ m/kg}$

P presión atmosférica, $\vec{\text{kg}}/\text{m}^2$

p^* presión de vapor, $\vec{\text{kg}}/\text{m}^2$

Z altura de líquido sobre la succión de la
 bomba, m.

$$P = 560 \text{ mm Hg} \times 13.59 \frac{\vec{\text{kg}}/\text{m}^2}{\text{mm Hg}} = 7610.5 \frac{\vec{\text{kg}}}{\text{m}^2}$$

$$p^* = 253.7 \frac{\vec{\text{kg}}}{\text{m}^2} @ 25^\circ\text{C.}$$

$$\rho = 1000 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$$

$$h_{sf} = 0.0$$

$$Z = 1.2 \text{ m.}$$

$$\text{NPSH} = \frac{(7610.5 - 253.7) \frac{\vec{\text{kg}} \text{ m}}{\text{kg}}}{1000 \text{ kg/m}^3} + 1.2 \text{ m} \frac{\vec{\text{kg}}}{\text{kg}}$$

$$\text{NPSH} = 8.557 \text{ m } \vec{\text{kg}}/\text{kg}.$$

5.- Línea de alimentación de reflujo.

En la figura 5.12 se puede apreciar que el reflujo es una fracción condensada de la corriente de vapores que sale -- del equipo de recuperación.

Debido a que el contenido de glicol de esta corriente - es mínimo, se recomienda suministrar el reflujo mediante una línea de agua nueva, evitando así la instalación de un condensador.

Puesto que la corriente de reflujo es muy seca, una línea de 13mm. de diámetro será más que adecuada. La longitud requerida de tubería es de 15 m. aproximadamente. Se requiere además la instalación de un rotámetro que permita cuantificar el gasto de agua alimentado al equipo de recuperación.

6.- ANALISIS ECONOMICO.

Todo proyecto de reducción de costos debe justificarse mediante un análisis económico. El parámetro empleado para decidir si conviene implementar un proyecto, es el tiempo en el que se recuperaría la inversión.

Los puntos esenciales de un análisis económica son:

- a) Reducción de costos.
 - b) Inversión requerida.
- a) Reducción de costos.
 - i) Ahorro en materias primas.

El glicol recuperado por los contactores en un año será:

$$7,52 \frac{\text{kg}}{\text{hr}} \times 24 \frac{\text{hr}}{\text{día}} \times 350 \frac{\text{días}}{\text{año}} = 63168 \frac{\text{kg}}{\text{año}}$$

Aplicando una eficiencia de 90% en la columna de destilación de glicol, resulta:

$$63168 \frac{\text{kg}}{\text{año}} \times 0.90 = 56851.2 \frac{\text{kg}}{\text{año}}$$

El precio del glicol a junio de 1982 es de \$32.41 M.M. por kilogramo.

$$56851.2 \frac{\text{kg}}{\text{año}} \times 32.41 \frac{\$}{\text{kg}} = 1\ 842\ 368 \frac{\$}{\text{año}}$$

- ii) Costo de recuperación.

Costo variable	Costo unitario ($\frac{\$}{\text{kg glicol}}$)	Costo total (\$)
Vapor 10 $\bar{\text{kg}}/\text{cm}^2$	0.37	23341
Total	0.37	23341
Costo fijo		
Mano de obra	0.80	50467
Electricidad	0.77	48575
Gastos de mantenimiento	0.30	18925
Total	1.87	117967
Gran total	2.24	141308

La reducción neta de costos se obtiene restando al ahorro en materias primas el costo de su recuperación. Para el total de glicol recuperado en un año tendremos una reducción neta de -- costos de \$ 1 701 050.00 M.N.

Partida	Cant.	Descripción	Costo estimado (\$)		
			Indiv.	Total	Acum.
1	2	Espea modelo 2H40, acero inoxidable, cono sólido.	7000	14000	14000
2	2	Contacto con conexiones bridas, acero al carbón, peso aproximado 700kg.	140000	280000	294000
3	2	Línea de descarga, 50 mm. de diámetro, cédula 40, acero al carbón, 10 m. de longitud.	7400	14800	308800
4	2	Línea de retorno, 38 mm. de diámetro, cédula 40, acero al carbón, 10 m. de longitud	5000	10000	318800
5	2	Tanque de recirculación, acero al carbón, peso aproximado 45 kg.	9000	18000	336800

Par- tida	Cant.	Descripción	Costo estimado (\$)		
			Indiv.	Total	Acum.
6	3	Bomba de recirculación, cen- trífuga, impulsor acero al carbón, motor 3HP, cabeza - requerida 30 m., NPSH dispo- nible 8 m.	30000	90000	426800
7	1	Línea de alimentación de re- flujo, 13 mm. de diámetro, cédula 40, acero al carbón, 15 m. de longitud.	4500	4500	431300
8	1	Rotámetro para líquido, --- 0-20 lph.	5000	5000	436300
9	3	Válvula de globo de 1 1/2 mm. de diámetro, 10 kg/cm ² de - presión, uniones roscadas, acero al carbón.	1000	3000	439300
10	2	Válvula de globo de 3/8 mm. de diámetro, 10 kg/cm ² de - presión, uniones roscadas, acero al carbón.	3000	6000	445300
11	4	Válvula de globo de 50 mm. de diámetro, 10 kg/cm ² de - presión, uniones roscadas, acero al carbón.	4000	16000	461300
12	1	Material eléctrico (cable, gabinetes, arrancadores, -- ductos, etc.)	90000	90000	551300
13	1	Instalación mecánica (líne- as, contactores, bombas, -- etc.)	90000	90000	641300
14	1	Instalación eléctrica (líne- as, conexiones, gabinetes, etc.)	30000	30000	671300

Total de inversión requerida: \$ 671 300.00 M.N.

Aplicando el estudio económico correspondiente tenemos:

Ingresos:	\$M
Reducción de costos	1 701.1

Depreciación (10% de la inversión)	(67.1)
Reducción neta	1634.0
Impuestos y participación (50%)	(817.0)
Utilidad neta	817.0

Recuperación de la inversión:

$$\frac{\text{Inversión}}{\text{Utilidad neta} + \text{Depreciación}} = \frac{671.3}{817 + 67.1} = 0.76 \text{ años.}$$

Este mismo capital invertido a plazo fijo con una tasa de interés del 50%, pagadero mensualmente, se recuperaría en un plazo de:

$$S = P (1 + i)^n \quad (6.1)$$

donde:

S valor futuro.

P valor presente.

i tasa de interés.

n número de períodos.

Si suponemos a $P = 1$, tenemos que $S = 2$; $i = 0.0417$.

Tomando logaritmos en la ec. 6.1:

$$\log S = \log P + n \log (1 + i) \quad (6.2)$$

Despejando n de 6.2:

$$n = \frac{\log S/P}{\log (1 + i)} = \frac{\log 2/1}{\log (1 + 0.0417)}$$

$$n = 16.97 \cong 17 \text{ meses.}$$

Esto quiere decir que el capital se recuperaría en ---
1.4 años. Por lo tanto es recomendable implementar el presente -
proyecto de reducción de costos.

7.- DISCUSION DE LOS CALCULOS.

Se analizarán los siguientes puntos:

- I.- Etapas de equilibrio.
 - a) Ecuación de Antoine.
 - b) Diagrama de equilibrio McCabe-Thiele.
 - c) Condición térmica de la alimentación.
 - d) Eficiencia de contacto.
- II.- Parámetro cinético.
 - a) Gráfica % volumen acumulado .vs. tamaño de partícula.
 - b) Gráfica tamaño de partícula .vs. velocidad terminal.

I.- Etapas de equilibrio.

- a) Ecuación de Antoine.

Esta ecuación permite calcular la presión de vapor de un componente en función de la temperatura. Generalmente - contiene tres constantes; pero por limitaciones de la capacidad - de la calculadora empleada sólo se incluyeron dos constantes para cada componente.

El error obtenido no rebasa el 5% con respecto a datos - de presión de vapor existentes en la literatura.

- b) Diagrama de equilibrio McCabe-Thiele.

El método más exacto para obtener las composiciones en equilibrio entre la fase líquida y la fase vapor de un sistema no ideal (real), a una presión de trabajo especificada, es

por medición directa en el laboratorio. Este método considera todas las desviaciones de la idealidad que pudieran existir, tanto en la fase líquida como en la fase vapor.

Cuando no se cuenta con el equipo de laboratorio apropiado, puede recurrirse a la literatura para calcular el coeficiente de fugacidad y el coeficiente de actividad, los cuales permiten operar, matemáticamente, con sistemas no ideales.

El coeficiente de fugacidad es una medida de la energía libre de un gas real. El coeficiente de actividad nos indica la tendencia de escape que tiene un soluto en una solución real dada. Estos coeficientes son adecuados para aquellos sistemas en los cuales la fracción molar de cualquier componente pueda variar desde cero hasta la unidad.

Nuestro sistema agua-glicol opera a 30 mmHg absolutas, presión sumamente baja, que permite considerar a la fase vapor como una mezcla de gases ideales. Esta condición hace innecesario calcular el coeficiente de fugacidad de los componentes.

En cuanto a la fase líquida, no podemos decir que sea ideal. Un coeficiente de actividad diferente a la unidad afecta al número de etapas de equilibrio calculado, suponiendo que el sistema era completamente ideal.

Si el coeficiente es mayor que la unidad, requerimos un número menor de etapas de transferencia y si es menor que la unidad, el número de etapas de equilibrio necesario será mayor, para un reflujo dado.

El procedimiento a seguir, una vez que el equipo está en operación, es variar la cantidad de reflujo hasta que obtenamos la concentración deseada de producto. Indirectamente estare-

mos cambiando el número de etapas de transferencia proporcionado por el equipo.

c) Condición térmica de la alimentación.

La alimentación al equipo de recuperación se considerá como si fuera vapor saturado.

El vapor motriz suministrado a los eyectores es de 17 kg/cm² de presión, saturado. Al salir de los eyectores tiene una presión absoluta muy baja (entre 5 y 30 mmHg). La expansión de este vapor suponemos que es politrópica, puesto que efectúa trabajo al comprimir los incondensables evacuados del sistema.

El vapor a la descarga de los eyectores debería estar cuando menos saturado. No podría estar parcialmente condensado, ya que el agua líquida tendería a congelarse en el interior de los eyectores obstruyendo el paso de los incondensables, lo que ocasionaría una pérdida de la presión absoluta en el equipo de polimerización.

Para evitar este congelamiento, se tiene un suministro externo de calor en los dos primeros efectos del sistema de vacío. Este calentamiento puede incluso sobrecalentar al vapor de descarga de los eyectores.

Si consideramos que la alimentación está sobrecalentada, el efecto en la rectificación será positivo, debido a que se obtendría una corriente líquida de descarga con una concentración más alta en glicol, lo cual redundaría en una disminución en el coste final de recuperación.

d) Eficiencia de contacto.

El cálculo del número de etapas de equilibrio se afectuó considerando que la eficiencia de contacto era del 100%. Esto significa que las fases en contacto (líquida y vapor) alcanzan el equilibrio en cada etapa de la columna de separación.

Una manera para tratar de alcanzar una eficiencia del 100% es forzando a que el líquido y el vapor estén en contacto - el mayor tiempo posible y con la mejor agitación.

Tratamos de alcanzar esta condición ideal fijando una cantidad de líquido en recirculación muy superior al vapor manejado en el sistema. Si esta condición de proceso no nos permitiera alcanzar una eficiencia de contacto del 100%, tenemos todavía el recurso de aumentar el reflujo a la columna, situación muy similar a la planteada en el inciso b.

II.- Parámetro cinético.

a) Gráfica % volumen acumulado .vs. tamaño de partícula.

La gráfica empleada relaciona el comportamiento de un líquido particular (agua) que fluye a través de un tipo específico de espesa. El haberla aplicado en la solución de nuestro problema presentará ciertas ventajas o desventajas, de acuerdo al comportamiento que tenga la solución agua-glicol fluyendo a través de la espesa seleccionada.

Por medio de esta gráfica fijamos el tamaño máximo de partícula que signifique un % de volumen acumulado prácticamente igual a cero.

Esta condición es muy importante considerando que el volumen de líquido intercambiado en los contactores, representa menos del 0.1% del volumen que fluye a través de las espumas.

Por tanto, entre menor sea el % de volumen acumulado para el tamaño de partícula fijado, mayor será la recuperación de material y viceversa.

b) Gráfica tamaño de partícula .vs. velocidad terminal.

Una vez fijado el tamaño de partícula que contribuye con un % volumen acumulado prácticamente de cero, procedimos a calcular su velocidad terminal, para luego calcular el área de flujo, es decir, el diámetro del contactor.

Como en el inciso anterior, esta gráfica está calculada para líquidos de diferentes densidades que fluyen a contracorriente en aire.

En este caso la desviación entre lo calculado y lo estado es menor, puesto que se introdujo el concepto de parámetro cinético. Este parámetro nos permitió extrapolar el comportamiento del sistema agua-aire, obtenido de la gráfica mencionada, al sistema solución acuosa de glicol-vapor de agua.

8.- CONCLUSIONES.

La Ingeniería Química es en esencia la solución de problemas prácticos, para ello es indispensable la generación de alternativas. No se concibe la solución de problemas o la toma de decisiones sin considerar cuando menos dos alternativas. Para originar alternativas, el ingeniero químico tiene que aplicar tanto sus conocimientos teóricos como prácticos, buscando siempre opciones que le permitan solucionar un problema o tomar una decisión. En el caso de que la alternativa seleccionada se enfrenta a un obstáculo insalvable se tendrá el recurso de utilizar otra alternativa que sea más viable.

Al desarrollar la presente Tesis se pretendió detectar todos aquellos puntos donde era preciso generar alternativas. Entre otros, tenemos alternativas para, el proceso de recuperación de glicol, el punto de implementación del mismo, el número de etapas de equilibrio, el tipo de columna, etc.

Por otra parte, el ingeniero químico debe basar sus decisiones técnicas en cuestiones económicas. La implementación de una solución a un problema o de una decisión depende, en gran parte, de las ventajas económicas que se derivan de ella. Es por esto que se incluye un análisis económico que demuestra la conveniencia de implementar el proceso recomendado.

BIBLIOGRAFIA.

- 1.- "Boquillas de aspersion y accesorios para la línea industrial"
Catálogo 25 S.
Spraying Systems Co.
USA, 1965.
p. 12.
- 2.- Castellan, Gilbert W.
Fisicoquímica, 2a. edición.
Fondo Educativo Interamericano, S.A.
Puerto Rico, 1975.
p.p. 219,220,299,300,352-354.
- 3.- "Flow of fluids through valves, fittings and pipe"
Technical paper No. 410, sixteenth edition.
Crane Co.
New York, 1976.
p.p. A(6,10,12-15); B(9,14-17).
- 4.- Foust; Wenzel; Clump; Maus; Andersen.
Principles of unit operations, corrected second printing.
John Wiley & Sons, Inc.
New York, 1960.
p.p. 20,21; 69-75; 391-402.
- 5.- Hougen; Watson; Ragatz.
Principios de los procesos químicos, balances de materia y energía.

Editorial Reverté, S.A.

España, 1975.

p.p. 54-76; 81-96; 109-115; 119-136.

6.- Baumeister, Avallone, Baumeister III (Editors).

Mark's standard handbook for mechanical engineers.

McGraw Hill Book Co.

New York, 1979.

p.p. 5 (52, 53).

7.- McCabe; Smith.

Unit operations of chemical engineering, third ed.

McGraw Hill Kogakusha, LTD.

Tokio, 1976.

p.p. 465-471; 483-491; 545-571.

8.- Perry; Chilton (Editors).

Chemical engineers' handbook, fifth ed.

McGraw Hill Kogakusha, LTD.

Tokio, 1973.

p.p. 5(64,65); 6(92-94,96); 13(14-17,18-26); 14-2;

18(3-5,11,13,19,20,49-51,58-65).

9.- Schmidt; List.

Material and energy balances.

Prentice Hall, Inc.

Englewood Cliffs, N.J., 1962.

p.p. 36-65; 85-97.

10.- Sherwood; Pigford.

Absorption and extraction.

McGraw Hill Book Co.

New York, 1952.

p.p. 258-277.

11.- Smith, B. D.

Design of equilibrium stage processes.

Mc. Graw Hill Book Co.

New York, 1963.

p.p. 67-88; 122-137; 141-146.

12.- Treybal, R. E.

Mass transfer operations, second ed.

McGraw Hill Kogakusha, LTD.

Tokio, 1968.

p.p. 281-288; 339-352; 362-368.

13.- Van Winkle, Matthew.

Distillation.

McGraw Hill Book Co.

New York, 1967.

p.p. 7-31; 193-201; 248, 256-255.