

9
2oj.



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO

ESCUELA NACIONAL DE ESTUDIOS PROFESIONALES ZARAGOZA

**ANALISIS DE SISTEMAS DE EVAPORACION A SIMPLE
Y MULTIPLE EFECTO**

T E S I S
QUE PARA OBTENER EL TITULO DE
INGENIERO QUIMICO
P R E S E N T A N
JUAN MANUEL ENRIQUEZ GALLEGOS
JOSE FRANCISCO ORTEGA MINOR

MEXICO, D. F.

1986





UNAM – Dirección General de Bibliotecas Tesis Digitales Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS © PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

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

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

I N D I C E.

I. Introducción.	1
II. Generalidades.	4
II.1. Equilibrio Vapor-Líquido.	7
II.2. Ebullición en un tubo horizontal sumergido.	9
II.3. Fundamentos de Evaporación a múltiple efecto.	16
II.4. Superficies de calentamiento.	20
II.5. Economía de los evaporadores de múltiple efecto.	22
II.6. Capacidad de los evaporadores de múltiple efecto.	23
II.7. Métodos de alimentación.	25
II.7.1. Ventajas y desventajas de la alimentación en paralelo.	25
II.7.2. Ventajas y desventajas de la alimentación en contracorriente.	28
II.7.3. Ventajas y desventajas del método de alimentación mixta.	29
II.8. Influencia de la elevación del punto de ebullición en los evaporadores de simple y múltiple efecto.	30
II.9. Número de efectos óptimo en un sistema de evaporación.	38
II.10. Teoría de la compresión del vapor.	40

II.10.1. Recompresión térmica.	43
II.10.2. Recompresión mecánica.	44
II.11. Mecanismos de transferencia de calor.	46
III. Criterios para la selección y diseño de un evaporador.	49
III.1. Temperatura de alimentación.	56
III.1.1. Temperatura del condensado y sobrecalentamiento.	56
III.2. Presión de vapor de calentamiento.	58
III.3. Presión en el espacio de vapor.	59
III.4. Efecto de la altura del líquido.	61
III.5. Selección del evaporador.	67
III.6. Criterios de selección de materiales.	68
III.7. Criterios complementarios para la selección de un evaporador.	71
III.8. Criterios de diseño.	72
IV. Coeficientes de transferencia de calor.	75
IV.1. Coeficientes de superficie para vapor condensante.	75
IV.2. Coeficiente de superficie para un líquido en ebullición.	76
IV.3. Coeficientes globales.	79

IV.4. Efecto de la carga hidrostática en coeficientes globales.	83
IV.5. Coeficientes de transmisión de calor en evaporadores de circulación forzada.	86
IV.6. Formación de incrustaciones.	89
IV.6.1. Velocidad de formación de incrustaciones.	90
V. Tipos de evaporadores.	95
V.1. Aparatos calentados a fuego directo.	96
V.2. Aparatos de camisa calefactora.	96
V.3. Evaporador de tubos horizontales.	99
V.4. Evaporador de tipo normal (estandar ó de calandria).	102
V.5. Evaporador Tipo canasta.	106
V.6. Evaporador de tubos largos verticales.	108
V.7. Evaporadores de circulación forzada.	112
V.8. Evaporadores de circulación forzada y superficies calefactoras externas al aparato.	116
V.9. Evaporador de película turbulenta.	118
V.10. Evaporador de combustión sumergida.	120
V.11. Evaporadores de serpentes.	121

VI. Accesorios de evaporadores.	123
VI.1. Condensadores.	123
VI.1.1. Condensadores de superficie.	123
VI.1.2. Condensadores de contacto.	124
VI.2. Bombas de vacío.	128
VI.3. Purgadores.	130
VI.4. Eliminación de sólidos.	134
VI.5. Separación por arrastre.	135
VII. Balances de materia y energía.	138
VII.1. Nomenclatura.	139
VII.2. Balances de materia para un sistema de evaporación con arreglo de flujos en paralelo.	142
VII.3. Balance de energía para un sistema de evaporación con arreglo de flujos en paralelo.	147
VII.4. Balances de materia para un sistema de evaporación con arreglo de flujos en contracorriente.	152
VII.5. Balance de energía para un sistema de evaporación con arreglo de flujos en contracorriente.	155
VII.6. Ecuaciones de diseño termodinámico.	160
VII.6.1. Sistema en paralelo.	160
VII.6.2. Sistema en contracorriente.	162

VII.7. Casos de estudio.	163
VII.8. Análisis de variables.	208
VIII. Simulación del sistema de evaporación.	212
VIII.1. Secuencia de cálculo.	217
VIII.2. Diagrama de flujo del programa.	220
VIII.3. Listado del programa.	222
VIII.4. Manejo del programa.	234
VIII.5. Resultados.	236
IX. Conclusiones.	246
X. Bibliografía.	250
XI. Apéndice.	253

I. INTRODUCCION.

El proceso de evaporación es uno de los más importantes de las - operaciones unitarias; tan importante como los procesos de secado, humidificación, destilación, cristalización, etc..

La evaporación tiene como objetivo concentrar una solución hasta cierto grado, en esta operación la mayor parte de las veces se busca recuperar la solución concentrada, aunque existen algunas excepciones tales como la evaporación del agua de mar en donde el producto de interés es el vapor de agua producido.

A diferencia de la destilación, la evaporación se distingue de ésta porque se lleva a cabo en una sola etapa y los componentes se separan tan marcadamente que no es necesario un mayor número de - etapas. Cuando la evaporación se lleva más allá de cierto límite de concentración, en donde ya aparecen cristales en la solución se conoce con el nombre de cristalización.

El objetivo general de este trabajo que presentamos, es el de -- sentar las bases necesarias para poder resolver ó analizar un sistema de evaporación a simple ó múltiple efecto, que en un momento dado se presente; empezando por las generalidades, en donde se hace - una descripción del equilibrio líquido vapor, considerándose el prin cipio de la ebullición en un tubo horizontal sumergido, así como - los fundamentos de la evaporación a múltiple efecto, incluyendo tam-

bién métodos de alimentación y mecanismos de transferencia de calor; a continuación se fijan las bases para la selección de un evaporador ó sistema de evaporación, considerándose factores como la temperatura de ebullición, altura del líquido, presión, etc., hasta fijar los criterios para su diseño.

En el capítulo IV se hace un análisis de los diferentes factores que afectan a los coeficientes de transferencia de calor tales como la carga hidrostática, incrustación, incondensables, etc.. En los capítulos V y VI se realiza una descripción con cierto detalle de los diferentes tipos de evaporadores, así como de los accesorios más empleados en éstos.

En el capítulo VII se realizan los balances de materia y energía para los sistemas de evaporación con arreglo de flujos en paralelo y a contracorriente, con lo que se obtienen las ecuaciones de diseño termodinámico, tanto para simple como múltiple efecto, conduciéndonos ésto al siguiente capítulo en donde se hace uso de una computadora para la resolución de dichas ecuaciones, considerándose un sistema de evaporación en particular. Con el objeto de simplificar el análisis de los sistemas de evaporación se eligió el sistema sosa cáustica-agua, debido a que el diseño de un sistema, es específico de la solución a concentrar y de las variantes implícitas, existiendo un número de diseños tan grandes como cantidad de solucio--

nes y variantes se presenten. Además de ser un sistema de alta importancia para la industria química básica, se cuenta con bastante información.

Agradecemos de antemano el interés y tiempo prestado a éste trabajo, esperando sea de utilidad para futuras generaciones así como a personas interesadas en el análisis de sistemas de evaporación.

II. GENERALIDADES.

La transmisión de calor a líquidos para su ebullición es una etapa necesaria en las operaciones básicas de evaporación, destilación, etc.. El líquido que ebulle puede estar contenido en un recipiente provisto de una superficie de calentamiento formada por tubos ó por placas, horizontales ó verticales que suministran el calor necesario para la ebullición del líquido. El líquido puede también fluir a través de los tubos calientes y recibir calor por convección natural ó forzada, a través de la pared de los tubos.

Cuando la ebullición se produce mediante una superficie caliente sumergida, la temperatura de la masa del líquido es la misma que la temperatura de ebullición del líquido a la presión existente en el sistema. Las burbujas de vapor se generan en la superficie de calentamiento, ascienden a través de la masa del líquido y se rompen contra la superficie del mismo. El vapor se acumula en el espacio existente sobre el líquido y a medida que se va formando, abandona el sistema ó aparato por medio de un ducto dispuesto al efecto. Este tipo de ebullición se denomina "ebullición de líquido saturado" debido a que el vapor que se forma está en equilibrio con el líquido a su temperatura de ebullición.

Cuando un líquido se somete a ebullición con circulación natural en el interior de un tubo vertical, por la parte inferior del tubo penetra líquido relativamente frío, se calienta y vaporiza parcial-

mente a medida que asciende por el tubo. Cuando el líquido fluye con circulación forzada a través de tubos puede entrar también a cierta temperatura, hasta que alcanza su temperatura de ebullición; la ventaja aquí es que dicha circulación forzada arrastra violentamente las burbujas que se forman en el tubo, con lo que se consigue una mejoría en el funcionamiento del sistema de evaporación. A veces se coloca una válvula de control de flujo a la salida del tubo con el fin de poder calentar el líquido hasta una temperatura bastante superior al punto de ebullición del líquido a la presión existente a la salida de la válvula. En estas condiciones el líquido no ebulle en el tubo, sino que previamente se calienta como un líquido a una temperatura elevada, y después sufre una vaporización súbita ó "FLASH" al pasar a través de la válvula.

Conforme a lo anterior tenemos que en general existen dos clases de evaporadores, los de circulación natural y los de circulación forzada.

Los evaporadores de circulación natural son satisfactoriamente efectivos para la mayor parte de los usos, además de ser más económicos y simples en cuanto a su construcción que los de circulación forzada; sin embargo su empleo se ve limitado cuando la solución a concentrar es muy viscosa, ocasionando un flujo pobre de producto, también no son recomendables para aquellas soluciones que forman mucha espuma, ni tampoco para aquellas que resistan poco tiempo la temperatura del evaporador.

Por otro lado los evaporadores de circulación forzada están provistos de una bomba la cuál ocasiona que se tengan mayores flujos de producto, y son muy efectivos para soluciones viscosas, soluciones que precipiten sales y que formen espuma. Algunas veces la decisión del empleo de un evaporador de este tipo, depende de un balance económico que incluya el costo inicial del evaporador, costos de potencia, operación y mantenimiento de la bomba y el costo comparativo para la limpieza de los tubos del evaporador, así como de una evaluación de los beneficios, tales como un mayor coeficiente de transferencia de calor, mayor flujo de solución concentrada, el intervalo de tiempo entre la limpieza de tubos es mayor que en el de circulación natural, etc..

II.1. EQUILIBRIO VAPOR-LIQUIDO.

El proceso de la evaporación es en realidad equivalente a una separación de una sola etapa. Sin embargo, los componentes normalmente se separan tan marcadamente que a menudo se olvida el equilibrio entre fases. En las aplicaciones donde la fase vapor es un producto valioso, el equilibrio resulta ser importante. Por ejemplo si el vapor se condensa y se quiere alimentar a una caldera, la corriente debe, por regla general, tratarse de una manera específica para ajustar el pH y quitar todos los indicios de impurezas. La figura 2.1 - (Ref. 9) es un diagrama de equilibrio de fases para disoluciones acuosas de hidróxido de sodio a una atmósfera de presión. Las concentraciones de equilibrio del vapor y de la fase líquida suceden en la intersección de las líneas límite de líquido saturado y del vapor con una línea de temperatura constante.

Nótese que no se logra una concentración de hidróxido de sodio en la fase vapor hasta que en la fase líquida se alcanza una composición del 95% de NaOH y una temperatura arriba de 700°F.

La mayoría de los vapores en equilibrio con las disoluciones de sólidos, que en general se concentran en los evaporadores industriales, son fundamentalmente agua pura. Como la temperatura del vapor está por encima del punto de ebullición del agua pura a la presión existente, el vapor esta sobrecalentado con respecto al agua.

El punto de ebullición de la solución se expresa en función de -

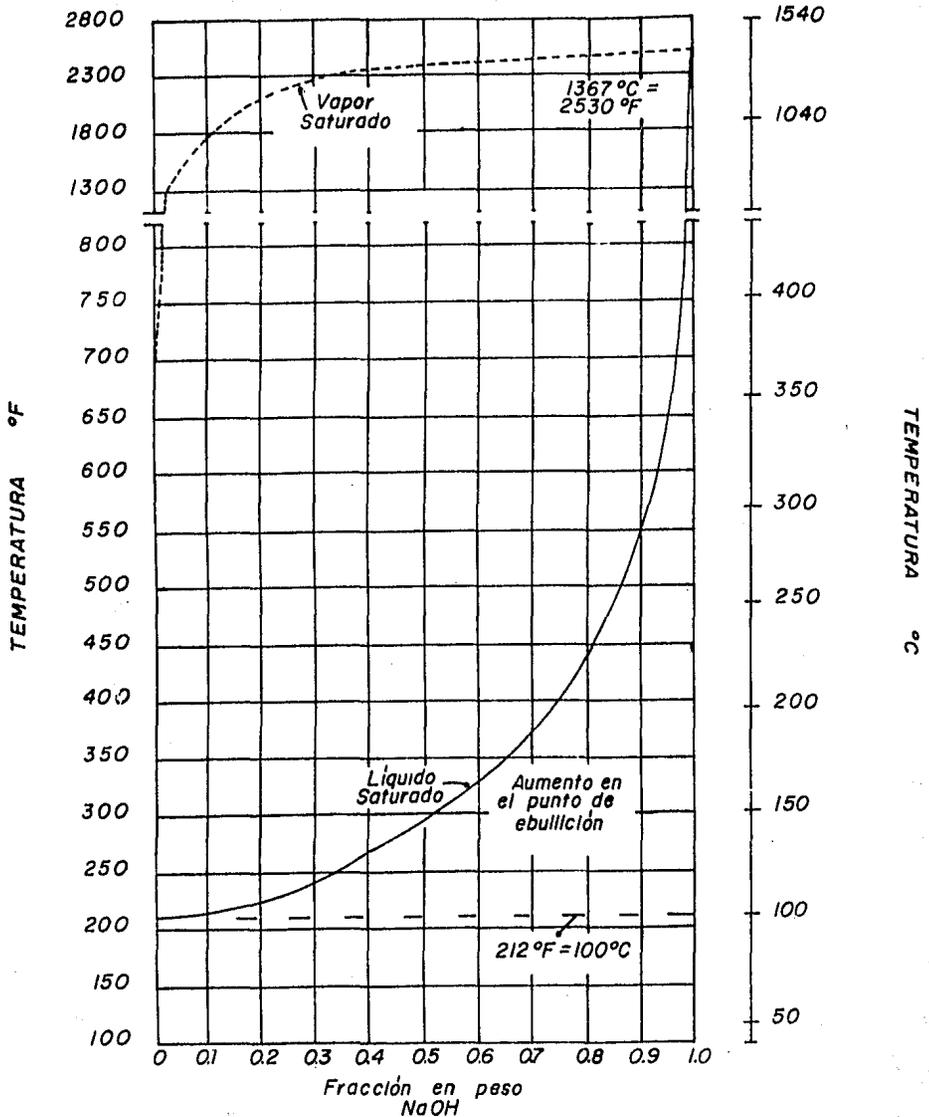


Fig. 2.1. Diagrama de equilibrio entre fases para el sistema Agua-NaOH a una atmósfera

la elevación del punto de ebullición del agua pura.

Las elevaciones de los puntos de ebullición son apreciables en el caso de sales tales como hidróxido de sodio, cloruro de sodio, etc., pero se ha observado que son despreciables para la mayoría de sustancias químicas orgánicas.

II.2. EBULLICION EN UN TUBO HORIZONTAL SUMERGIDO.

Si se considera un tubo horizontal sumergido en un recipiente -- que contiene un líquido en ebullición y se hacen mediciones de q/A en kilocalorías por metro cuadrado por hora ó Btu por pie cuadrado por hora contra la diferencia de la temperatura entre la pared del tubo y la del líquido en ebullición (ΔT) se obtendrá en coordenadas logarítmicas una curva como la que se indica en la figura 2.2 (Ref. 3). El primer tramo de ésta curva, recta AB de pendiente 1.25, corresponde a la ecuación :

$$q/A = a\Delta T^{1.25} \quad 2.1$$

siendo a una constante, el segundo tramo BC depende del experimento en concreto, y generalmente su pendiente está comprendida entre 3 y 4, y termina en un punto de densidad de flujo de calor máximo (punto C) y se llama incremento crítico de la temperatura.

El tercer tramo, línea CD, la densidad de flujo disminuye a medida que aumenta la temperatura, alcanzando un mínimo en el punto D que se llama punto de Leidenfrost. El último tramo, línea DE, la densidad de flujo aumenta con el ΔT y para grandes caídas de temperatura sobrepasa el máximo alcanzado en el punto C.

Si por definición $U=(q/A)/\Delta T$, la gráfica de la figura 2.2 se convierte fácilmente en una gráfica de U vs ΔT . Esta gráfica se representa en la figura 2.3; se puede observar que el coeficiente U pasa por un valor máximo y otro mínimo que no coinciden. El coeficiente máximo se presenta generalmente para una caída de temperatura ligeramente superior a la densidad de flujo máximo y el coeficiente mínimo ocurre para una temperatura mucho mayor que la del punto de Leidenfrost. El primer trazo de la línea de la figura 2.3, el coeficiente es proporcional a $\Delta T^{0.25}$ y en el segundo entre ΔT^2 y ΔT^3 .

Los cuatro primeros tramos de la figura 2.2 corresponden a un determinado mecanismo de ebullición. La primera parte corresponde a un mecanismo de transmisión de calor a un líquido por convección natural, las burbujas se forman sobre la superficie de calentamiento, se desprenden de ella, ascienden a la superficie del líquido y pasan al espacio de vapor, sin embargo su número es pequeño.

Para caídas de temperatura más altas comprendidas entre 5 y 25°C la velocidad de formación de burbujas es grande de forma que se aumenta la velocidad de las corrientes de circulación y el coeficiente

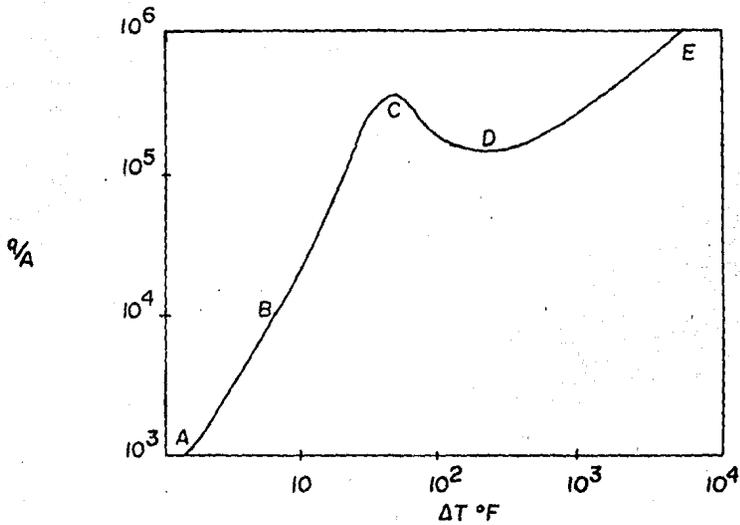


Fig.2.2. Densidad de flujo de calor frente a caída de temperatura para la ebullición de agua a 1 atm: AB, convección natural. BC, ebullición nucleada. CD, ebullición de transición. DE, ebullición de película.

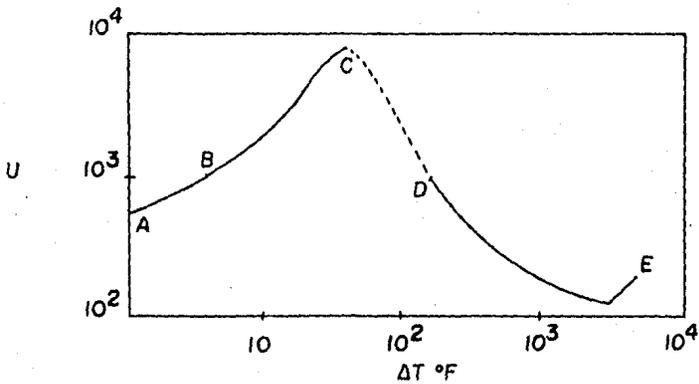


Fig.2.3. Coeficientes de transmisión de calor frente al ΔT para la ebullición de agua a una atmósfera.

de transmisión de calor es mayor que para la convección natural.

La ebullición que se produce para temperaturas menores al punto crítico se denomina Ebullición Nucleada, haciendo referencia a la formación de diminutas burbujas ó núcleos de vaporización sobre la superficie de calefacción, las burbujas se generan en pequeños hoyos de la superficie de calentamiento.

También se puede formar una capa de vapor aislante sobre la superficie de calentamiento, la cual posee una superficie muy inestable con formación de diminutas explosiones que envían chorros de vapor desde la superficie de calefacción hacia el interior de la masa del líquido. Este tipo de ebullición se denomina Ebullición de Transición, al aumentar el ΔT aumenta en esta región el espesor de la película de vapor y disminuye el número de explosiones que se producen en un determinado intervalo de tiempo. Tanto el coeficiente de transmisión de calor como la densidad de flujo disminuyen al aumentar la caída de temperatura.

Cerca del punto de Leidenfrost se produce otra variante distinta del mecanismo, en esta zona aparece una capa estática de vapor a través de la cuál se transmite calor por conducción y para ΔT elevados también por radiación. Las características anteriores son sustituidas por una lenta y ordenada formación de burbujas en la interfase entre el líquido y la película de vapor. Estas burbujas se desprenden por si solas de la interfase y ascienden a través del líquido. La agitación del líquido es poco importante y toda la resistencia a

la transmisión de calor proviene de la envoltura de vapor que recubre el elemento de calefacción. Conforme aumenta el ΔT crece la densidad de flujo de calor y va adquiriendo importancia la transmisión de calor por radiación, este tipo de ebullición se le conoce con el nombre de Ebullición de Película.

La ebullición de película en la mayoría de los aparatos comerciales es despreciable, debido a que la velocidad de transmisión de calor es pequeña comparada con el ΔT .

La eficacia de la ebullición nucleada depende principalmente de la facilidad con la que se forman y liberan las burbujas en la superficie de calentamiento, la capa de líquido próxima a la superficie caliente se recalienta debido al contacto con ésta, el líquido recalentado tiende a emitir espontáneamente calor, de esta forma suprime el sobrecalentamiento.

La tendencia del líquido a sufrir una vaporización súbita ó flash es lo que proporciona el ímpetu característico de la ebullición. Desde el punto de vista físico, el flash sólo se puede producir mediante la formación de pequeñas burbujas en la interfase líquido-vapor. Sin embargo no es fácil formar una pequeña burbuja en un líquido recalentado, debido a que, a una determinada temperatura la presión de vapor en la burbuja es muy pequeña comparada con la de una burbuja grande y en una superficie de líquido. Una burbuja muy pequeña puede existir en equilibrio con líquido sobrecalentado, y cuanto menor

sea la burbuja mayor será el sobrecalentamiento de equilibrio y mayor la tendencia a la producción del flash.

Si se eliminan toda clase de gases y otras impurezas es posible calentar el agua varios cientos de grados centígrados sin formación de burbujas.

El factor que controla la velocidad de desprendimiento es la Tensión Interfacial entre el líquido y la superficie de calentamiento. Si la tensión interfacial es grande la burbuja tiende a extenderse sobre la superficie y recubrir el área de transmisión de calor, tal como se indica en la fig. 2.4.c, en vez de abandonarla y dejar sitio para otras burbujas. Si la tensión interfacial es pequeña la burbuja se desprenderá fácilmente, según se deduce de la fig. 2.4.a. En la fig. 2.4.b se representa el caso de tensión interfacial intermedia.

La elevada velocidad de transmisión de calor que se obtiene en la ebullición nucleada, depende de variables tales como la naturaleza del líquido, tipo y condición de la superficie de calentamiento, composición y pureza del líquido, presencia ó ausencia de agitación así como temperatura y presión. Pequeños cambios de estas variables originarán una variación considerable del coeficiente.

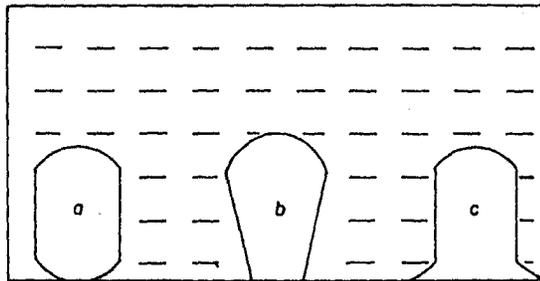


Fig.2.4. Efecto de la tensión interfacial sobre la formación de burbujas.

II.3. FUNDAMENTOS DE EVAPORACION A MULTIPLE EFECTO.

En la figura 2.5 se indica la forma de conectar tres evaporadores estandar de tubos verticales y caída central para formar un sistema de evaporación de múltiple efecto. El principio general es que el vapor desprendido en una unidad sirve como medio de calefacción en el evaporador siguiente. Debe observarse que el convertir estos evaporadores en un múltiple efecto, es simplemente cuestión de conexión de tuberías y no de la estructura de los cuerpos.

Imaginémonos que el sistema completo está frío a la presión atmosférica y que cada cuerpo está lleno con el líquido que ha de evaporarse y con un nivel determinado, por ejemplo la placa tubular superior. Imaginemos también que la bomba de vacío se pone en marcha y que las válvulas V1, V2 y V3 de las líneas de gases incondensables están abiertas completamente, estando todas las demás válvulas cerradas. Supongamos que el vacío más elevado que puede hacer la bomba durante la operación normal sea de 660 mm Hg referido a un vacío barométrico de 760 mm Hg y que la bomba trabaja para producir éste vacío. Se deduce que a través de las líneas de gases incondensables y las de vapor de agua, el aparato completo llegará a estar a un vacío de 660 mm Hg.

Supongamos que ahora se abren las válvulas de entrada de vapor de agua S1 y de salida de agua condensada D1, hasta que se establece la presión deseada P_0 en la caja de vapor del efecto I. Sea t_0 la tem-

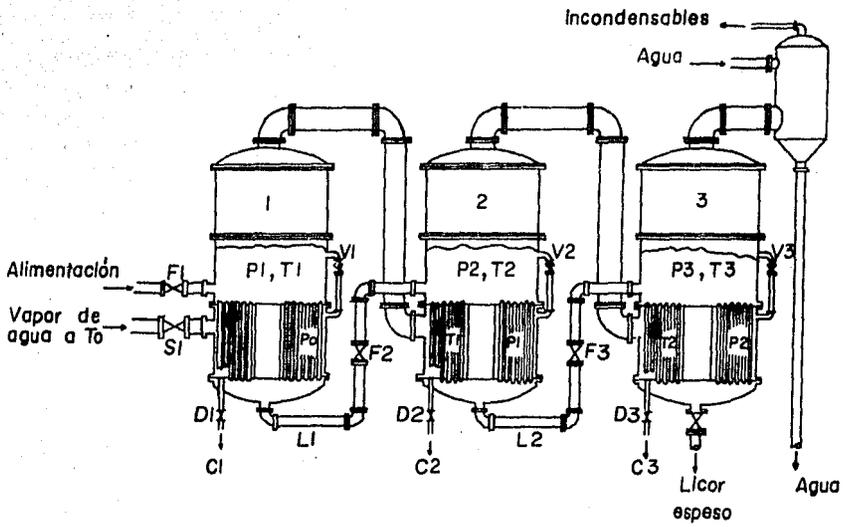


Fig.2.5. Sistema de evaporación a triple efecto.

peratura del vapor saturado a la presión P_0 . El vapor de agua desplazará primeramente al aire residual que haya podido quedar en la caja de vapor a través de la válvula V1.

Puesto que el líquido que llena los tubos está frío, el vapor de agua se condensará. El purgador permite salir al condensado a medida que se va formando.

El líquido se calentará hasta alcanzar la temperatura de ebullición bajo un vacío de 660 mm. Supongamos que el líquido que ha de evaporarse tenga una elevación despreciable en su punto de ebullición, en éste caso empezará a hervir a los 51.8 °C.

El vapor de agua así generado desplazará gradualmente el aire de la parte superior (espacio de vapor) del efecto I, de la línea de conexión de vapor y de la caja de vapor del cuerpo II. Cuando este vapor ha llenado completamente todos los espacios, se cerrará la válvula de salida de gases incondensables V2.

El vapor de agua que procede de la ebullición del líquido en el efecto I transmitirá su calor latente de condensación al líquido del cuerpo II y se condensará. La válvula de condensado D2 se abrirá para que el condensado pueda ser eliminado a medida que se forma. Al condensarse cede su calor al líquido del cuerpo II. A medida que se calienta, la diferencia de temperaturas también se hace menor y, por tanto, la presión en el espacio de vapor del cuerpo I aumenta gradualmente, aumentando T_1 (punto de ebullición del líquido para

el efecto I) y aminorando la diferencia de temperaturas $t_0 - T_1$. Así se continúa hasta que el líquido del efecto II alcanza la temperatura de $51.8\text{ }^\circ\text{C}$, en cuyo momento empieza a hervir.

El mismo proceso se repite en el efecto III. A medida que el líquido en el efecto III se va calentando y finalmente comienza a hervir, la caída de temperatura entre él y el vapor que procede del segundo efecto se hace menor y la presión aumentará en el efecto II--alcanzando T_2 , de manera que la diferencia de temperatura $T_1 - T_2$ se hace menor. Esto disminuye la velocidad de condensación y aumentará la presión en el espacio de vapor del efecto I aún más, hasta que finalmente el evaporador completo llega al régimen permanente con el líquido hirviendo en los tres cuerpos.

El resultado de ésta ebullición es el de hacer descender los niveles del líquido en los cuerpos. A medida que desciende el nivel del líquido en el cuerpo I, se abre la válvula de entrada de la alimentación F1 hasta que permanezca constante el nivel del líquido. A medida que el líquido hierve en el cuerpo II, desciende su nivel y se abre la válvula de alimentación F2 ajustándola para que permanezca constante el nivel en este cuerpo, y cuando el líquido del cuerpo III comienza a hervir se abre y se ajusta la válvula F3. Un cambio en cualquiera de las válvulas llevará consigo un nuevo ajuste en las otras, pero debe ser de tal manera que los niveles de los líquidos en los tres cuerpos tienen que permanecer constantes. El lí-

quido del cuerpo III se hace cada vez más concentrado y cuando alcanza la concentración requerida se abrirá la válvula de salida del líquido concentrado en la cantidad necesaria y se pone en marcha la bomba de extracción del concentrado. En esta forma cuando el proceso de evaporación se efectúa en régimen permanente, existirá alimentación continua en el sistema de evaporación. El evaporador se encuentra ahora en operación continua con un flujo continuo del líquido - a través de él, y todas las temperaturas y presiones están en equilibrio, es decir a régimen permanente.

II.4. SUPERFICIES DE CALENTAMIENTO.

La energía de calentamiento del primer efecto que se transmite en unidades de calor por hora viene dada por la ecuación :

$$q_1 = AU_1\Delta T_1 \quad 2.2$$

Si se desprecia por el momento la parte de este calor, necesaria para calentar la alimentación hasta el punto de ebullición, resulta que prácticamente todo él aparece como calor latente en el vapor que sale del primer efecto. La temperatura del condensado que sale por D2 es aproximadamente igual a la temperatura T1 del vapor que se origina en la ebullición del líquido del primer efecto. Por consiguiente, en la operación en estado estacionario, prácticamente todo el calor consumido en la creación de vapor del primer efecto es cedido en el segundo durante la condensación de ese mismo vapor. El

calor transmitido en el segundo efecto viene dado por la ecuación :

$$q_2 = A_2 U_2 \Delta T_2 \quad 2.3$$

Pero según se ha indicado anteriormente, q_1 y q_2 son aproximadamente iguales, por consiguiente :

$$A_1 U_1 \Delta T_1 = A_2 U_2 \Delta T_2 \quad 2.4$$

Utilizando el mismo razonamiento, tendremos que, aproximadamente:

$$A_1 U_1 \Delta T_1 = A_2 U_2 \Delta T_2 = A_3 U_3 \Delta T_3 \quad 2.5$$

Es preciso tener en cuenta que las expresiones anteriores son solamente ecuaciones aproximadas que hay que corregir mediante la adición de términos que, sin embargo, son relativamente pequeños comparados con los que intervienen en dichas expresiones.

En la práctica, las áreas de calentamiento de los efectos de un evaporador de múltiple efecto son iguales, con el fin de conseguir una mayor economía constructiva. Con ésta condición la última ecuación se transforma en :

$$U_1 \Delta T_1 = U_2 \Delta T_2 = U_3 \Delta T_3 = q/A \quad 2.6$$

De donde se deduce que en un evaporador de múltiple efecto las caídas de temperatura son, de forma inversamente proporcionales a los coeficientes de transmisión de calor.

II.5. ECONOMIA DE LOS EVAPORADORES DE MULTIPLE EFECTO.

Puesto que el calor latente necesario para evaporar un kilogramo de agua a T_1 es aproximadamente el mismo que queda libre cuando se condensa un kilogramo de vapor a t_0 , el primer efecto de un evaporador a múltiple efecto evaporará aproximadamente un kilogramo de agua por cada kilogramo de vapor de agua que se condensa. Esto es aproximadamente igual si la alimentación en el primer efecto está muy próxima a su punto de ebullición y es menos exacto cuando la alimentación está fría. De acuerdo con el mismo razonamiento, se deduce que por cada kilogramo de vapor generado en el primer efecto y condensado -- sobre la superficie de calefacción del segundo, se evaporará aproximadamente un kilogramo de agua en el segundo efecto; y por el mismo camino, por cada kilogramo de agua evaporada en el segundo efecto, se evaporará un kilogramo de agua en el tercer efecto, y así sucesivamente. Esta relación es sólo aproximada y no debe usarse en cálculos reales. Algunos términos han sido despreciados en el razonamiento anterior los cuales tienen una importancia creciente con el número de efectos.

De lo anterior podemos observar que existe un ahorro ó economía de vapor vivo suministrado al sistema de evaporación a múltiple efecto y de manera más formal, ésta economía se expresa como : masa de líquido evaporado / masa de vapor vivo alimentado.

Por otro lado el incremento de economía que se consigue al aumentar el número de efectos se realiza a costa de reducir la capaci--

dad. Cabría pensar que, puesto que el área de la superficie de calentamiento se hace varias veces mayor, la capacidad de evaporación debería de aumentar, pero en realidad no ocurre así. La capacidad total de un evaporador de múltiple efecto no es mayor que la de uno de simple efecto que tiene una superficie de calentamiento igual a la de uno de los de múltiple efecto y que opera con las mismas condiciones extremas. La cantidad de agua vaporizada por metro cuadrado de superficie en un evaporador que consta de N efectos es aproximadamente igual a $1/N$ veces la capacidad del efecto simple; deduciéndose por lo tanto que la razón de trabajar con evaporadores a múltiple efecto es la de obtener gran economía de vapor de calentamiento.

II.6. CAPACIDAD DE LOS EVAPORADORES DE MULTIPLE EFECTO.

A pesar de que el uso del principio de evaporación a múltiple efecto es aumentar la economía de vapor de agua de calefacción, no debe de pensarse que no existen desventajas. Relacionada en importancia con la economía de un sistema de evaporación está la cuestión de su capacidad. Por capacidad se entiende la evaporación total por hora. Puesto que el calor latente es aproximadamente constante en la zona de presiones empleada ordinariamente, la capacidad también se mide por la cantidad total de calor transmitido en todos los efectos. El calor transmitido en los tres efectos, suponiendo despreciable el

calor de disolución y la carga de calentamiento, el calor transmitido en cada efecto viene dado por las siguientes ecuaciones :

$$q_1 = U_1 A_1 \Delta T_1$$

$$q_2 = U_2 A_2 \Delta T_2$$

$$q_3 = U_3 A_3 \Delta T_3$$

La capacidad total es proporcional a la velocidad total de transmisión de calor q , que se obtiene sumando estas ecuaciones :

$$q = U_1 A_1 \Delta T_1 + U_2 A_2 \Delta T_2 + U_3 A_3 \Delta T_3 \quad 2.7$$

Suponiendo que el área de la superficie de cada efecto es A y que el coeficiente global U es también el mismo para cada efecto, la ecuación 2.7 se transforma en :

$$q = UA(\Delta T_1 + \Delta T_2 + \Delta T_3) = UA \Delta T \quad 2.8$$

siendo ΔT la caída total de temperatura entre el vapor que condensa en el primer efecto y el vapor que sale del último.

Supongamos ahora que un evaporador de simple efecto, de área A opera con la misma caída total de temperatura. Si el coeficiente global es el mismo que en cada uno de los efectos del evaporador a triple efecto, la velocidad de transmisión de calor en el efecto simple es :

$$q = UA \Delta T \quad 2.9$$

Que es exactamente la misma ecuación que para el evaporador de múltiple efecto. Sea cual fuere el número de efectos utilizados, con tal de que los coeficientes globales sean los mismos, la capacidad

no será superior a la de un simple efecto cuya superficie sea igual a la de cada uno de los efectos de la unidad múltiple.

En la práctica, debido a la elevación en el punto de ebullición y a otros factores, la capacidad de un evaporador de múltiple efecto es casi siempre menor que la correspondiente a uno de simple efecto.

II.7. METODOS DE ALIMENTACION.

Los sistemas de evaporación reciben nombres distintos dependiendo del sentido de circulación del líquido a concentrar con respecto al sentido del vapor alimentado, denominándose :

a).- ALIMENTACION DIRECTA O EN PARALELO.

En éste método de alimentación la dirección del vapor de calefacción y del líquido a concentrar es la misma.

b).- ALIMENTACION EN CONTRACORRIENTE.

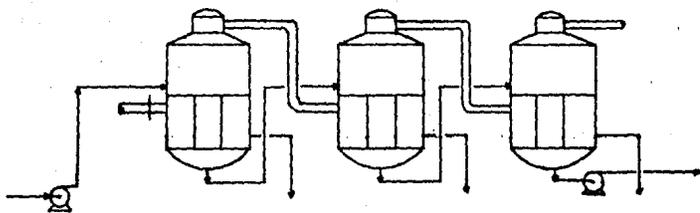
Aquí la dirección del vapor de calefacción y del líquido a concentrar llevan direcciones opuestas.

c).- ALIMENTACION MIXTA.

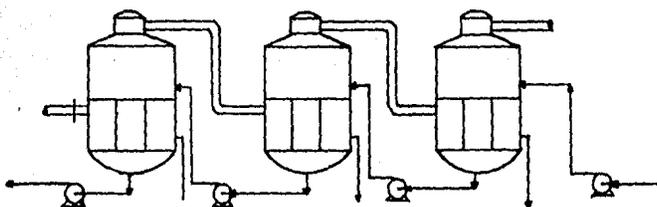
En éste método de alimentación, la dirección de las corrientes en una parte del sistema es a contracorriente y la otra parte es en paralelo.

II.7.1 VENTAJAS Y DESVENTAJAS DE LA ALIMENTACION EN PARALELO.

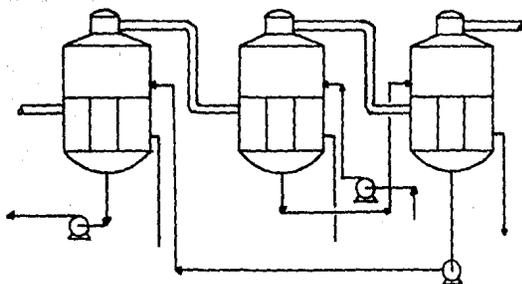
El empleo de la alimentación directa ó en paralelo no es por mucho lo más económico, aquí la concentración del líquido aumenta des-



a)



b)



c)

Fig.26 Metodos de alimentación: a) Alimentación directa ó en paralelo. b) Alimentación en contracorriente. c) Alimentación mixta.

de el primer hasta el último efecto. En éste método únicamente se necesita de una bomba para alimentar la solución a concentrar, y de otra para extraer el licor concentrado del último efecto; el paso de un cuerpo a otro se realiza sin bomba alguna dado que el flujo de líquido se efectúa de presiones altas a presiones bajas, puesto que el vacío se mantiene en el último efecto.

Si la alimentación al evaporador está próxima a la temperatura de operación de este primer efecto, la alimentación con arreglo de flujos en paralelo produce una economía mucho más elevada, puesto que no hay que condensar vapor en este efecto para calentar la alimentación hasta su punto de ebullición, el paso de la solución de un efecto a otro siempre producirá una evaporación de tipo "flash", debido a que la temperatura de saturación de la solución en ebullición en cada efecto es menor que la del efecto precedente, este vapor producido por flash, efectúa evaporación en los siguientes efectos antes de que alcance el condensador, con esto se reduce el consumo total de vapor vivo. Por otra parte si la temperatura de alimentación se aproxima a la del primer efecto, pero ahora se alimenta al último efecto, a medida que entra, se efectúa una evaporación flash a la temperatura de este efecto, de tal manera que se origina cierta cantidad de vapor, pero este vapor generado va directamente al condensador sin efectuar ninguna evaporación en algún otro efecto.

En la alimentación con flujos en paralelo, el licor concentrado se encuentra en el último efecto y obviamente ese efecto tiene el menor coeficiente total de transferencia de calor, ya que el líquido está más concentrado, más viscoso y al mismo tiempo más frío.

II.7.2. VENTAJAS Y DESVENTAJAS DE LA ALIMENTACION EN CONTRACORRIENTE.

En este tipo de alimentación el líquido diluido se concentra desde el último hasta el primer efecto. Cuando se emplea el arreglo de flujos a contracorriente, se evita el tener los licores más concentrados en el último efecto. Aquí el licor diluido entra en el último efecto y más frío, y sale concentrado en el primer evaporador que es el que está a mayor temperatura, con lo que la viscosidad es menor y el coeficiente de transmisión de calor puede ser moderadamente más alto a pesar de la viscosidad. En este arreglo el licor debe calentarse en cada efecto, como sucede con la alimentación en paralelo, teniéndose también evaporaciones flash. Sin embargo la alimentación debe bombearse de efecto a efecto, puesto que el flujo de líquido se efectúa de presiones bajas a altas, lo que significa que los lugares para fugas ó entradas de aire, tales como las bombas y bridas, aumentan, aumentando también el mantenimiento y el costo de potencia.

Sí el licor de alimentación a un sistema de evaporación con flujos a contracorriente está cercano al punto de ebullición, su intro-

ducción en el último efecto no tiene sentido, ya que el vapor que se produce por evaporación flash, se pierde en el condensador, esta condensación representa una pérdida de energía. En general en la alimentación a contracorriente existe una carga calorífica en cada efecto, puesto que la alimentación entra a una temperatura menor que el punto de ebullición que prevalece en él.

El problema de determinar el arreglo de flujos de alimentación, es como en muchos casos, una consideración económica. Los flujos a contracorriente pueden ó no conducir a menor superficie de calentamiento, dependiendo de la cantidad de líquido que vaya a evaporarse y de la viscosidad de la solución final. El costo de vapor será menor para flujos a contracorriente si la alimentación esta fría, y menor para los flujos en paralelo, si el licor que se alimenta esta próximo a la temperatura de operación del primer efecto, ó es mayor.

El análisis para situaciones específicas establecerá realmente el arreglo más favorable.

II.7.3. VENTAJAS Y DESVENTAJAS DEL METODO DE ALIMENTACION MIXTA.

Se ha indicado que una de las ventajas de la alimentación a contracorriente se tiene cuando el líquido concentrado sale del evaporador con una viscosidad muy elevada. Muchas veces puede lograrse este objetivo sin incurrir en los inconvenientes de la alimentación en contracorriente. Si la diferencia en las corrientes entre el lí-

quido diluido y el concentrado es considerable, se verá que el efecto de la excesiva viscosidad se reduce prácticamente a un sólo efecto. En tales casos es posible alimentar el líquido diluido al segundo -- efecto, pasarlo en alimentación en paralelo desde el segundo hasta el último efecto y bombear desde éste al primero para terminar ahí la evaporación. Esto no afectará seriamente a los restantes efectos; pero terminará el líquido viscoso a la temperatura más elevada, donde su viscosidad es menor y el coeficiente de transmisión de calor es mayor. Se encuentran muchas variaciones de esta idea general, aplicándose el término de alimentación mixta.

II.8. INFLUENCIA DE LA ELEVACION DEL PUNTO DE EBULLICION EN LOS EVAPORADORES DE SIMPLE Y MULTIPLE EFECTO.

La carga del líquido y la elevación del punto de ebullición modifican la capacidad de un evaporador tanto de múltiple efecto como de efecto sencillo. La elevación del punto de ebullición también reduce la caída de temperatura en cada efecto de un múltiple efecto -- según se verá a continuación.

Las temperaturas que serán usadas en este caso pertenecen a soluciones saturadas de hidróxido de sodio, las condiciones inicial y final son las mismas para los tres casos, es decir, la temperatura de saturación del vapor perteneciente al último efecto son idénticas en todos los casos y éstas estarán expresadas en grados F pero por razones de notación únicamente se expresarán como °.

Además cada cuerpo contiene solución saturada de sólidos y la columna total en cada caso representa la temperatura total desarrollada desde la temperatura del vapor alimentado en el primer efecto , - hasta el vapor producido en el último ó primer efecto (cuando se trata de un sistema compuesto por un sólo efecto).

Considerando el caso de un simple efecto, figura 2.7, en el cuál se está concentrando la solución desde un 5% hasta un 50% de sólidos en la solución, la presión de operación establece en éste punto una temperatura de 130 °. Como el vapor empezará a formarse, hasta que la solución haya llegado a su punto de ebullición, éste estará sobrecalentado a la temperatura de ebullición, con respecto a la temperatura de ebullición del líquido puro (agua), a esa misma presión de operación. La temperatura de ebullición para el agua a esa presión de operación es de 118°.

Determinando su diferencia de temperatura efectiva para la transferencia de calor, tenemos que ésta será igual a la diferencia entre la temperatura de condensación del vapor de calentamiento y la del seno del líquido.

$$\Delta T \text{ efectiva} = T \text{ vapor calentamiento} - T \text{ ebullición solución}$$

$$\Delta T \text{ efectiva} = 259^{\circ} - 130^{\circ} = 129^{\circ}$$

En el caso de que no existiera esta elevación del punto de ebullición (EPE), la diferencia de temperaturas efectiva sería igual a la diferencia de temperaturas entre la temperatura del medio de ca-

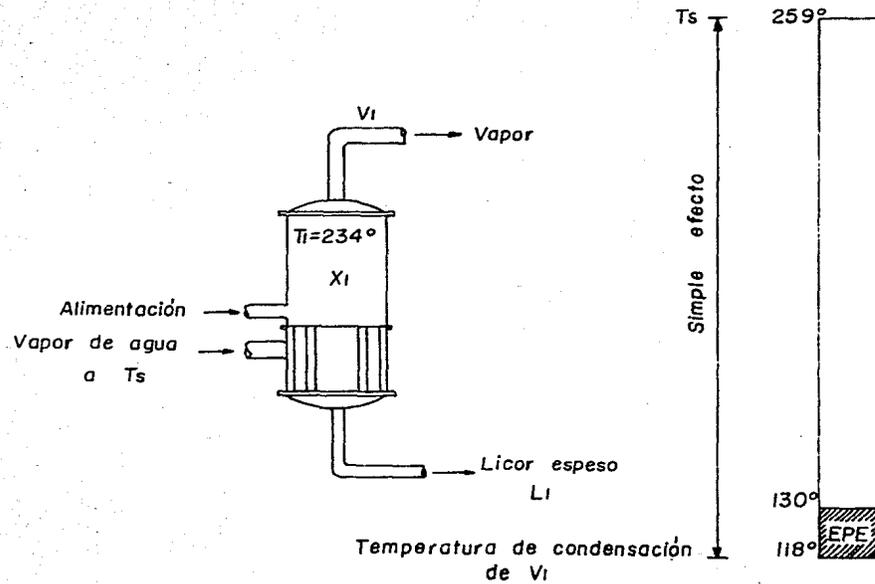


Fig.2.7. Elevación en el punto de ebullición a simple efecto.

lentamiento y la del solvente puro que ha de evaporarse.

$$\Delta T_{\text{efectiva}} = T_{\text{vapor calentamiento}} - T_{\text{ebullición solvente puro}}$$

$$\Delta T_{\text{efectiva}} = 259^{\circ} - 118^{\circ} = 141^{\circ}$$

Para el caso de un doble efecto, figura 2.8, la solución a concentrar llegará primero a una concentración del 18% en el primer efecto y a 50% en el segundo. La presión de operación en cada efecto se establecerá, de acuerdo a los coeficientes totales de transferencia de calor para cada sistema a través de una superficie igual de calentamiento en cada efecto. De ésta manera la solución hervirá a 219° para el primer efecto y 130° para el segundo. Por otra parte, los puntos de ebullición correspondientes al solvente puro a estas mismas presiones de operación serán de 203° para el primero y 118° para el segundo. La diferencia de temperatura efectiva en el primer efecto será :

$$\Delta T_{\text{efectiva}} = T_{\text{vapor calentamiento 1}} - T_{\text{ebullición solución 1}}$$

$$\Delta T_{\text{efectiva 1}} = 259^{\circ} - 219^{\circ} = 40^{\circ}$$

Para el segundo efecto tendremos :

$$\Delta T_{\text{efectiva 2}} = T_{\text{vapor calentamiento 2}} - T_{\text{ebullición solución 2}}$$

$$\Delta T_{\text{efectiva 2}} = 203^{\circ} - 130^{\circ} = 73^{\circ}$$

Se ha visto que el paso del vapor sobrecalentado (producido en el primer efecto) a vapor saturado como medio de calentamiento para el segundo efecto, se debe a la elevación en el punto de ebullición de la solución, provocando con ello que se disminuya más la diferen-

cia de temperaturas.

Para el caso de un triple efecto, el procedimiento sería el mismo para determinar sus diferencias de temperaturas efectivas, es decir, la presión de operación correspondiente en cada efecto se establecerá de acuerdo al valor del coeficiente de transferencia de calor (definido por las características de la solución en cada efecto). Así, la distribución de la diferencia real de temperaturas se ajustará en cada efecto de tal manera que pueda igualarse la superficie en cada cuerpo. Las diferencias de temperaturas efectivas se muestran en la figura 2.9, la cuál indica que esta diferencia total se redujo mucho más, y por lo que :

$$\Delta T_{\text{efectiva 1}} = T_{\text{vapor calentamiento 1}} - T_{\text{ebullición solución 1}}$$

$$\Delta T_{\text{efectiva 1}} = 259^{\circ} - 234^{\circ} = 25^{\circ}$$

$$\Delta T_{\text{efectiva 2}} = T_{\text{vapor calentamiento 2}} - T_{\text{ebullición solución 2}}$$

$$\Delta T_{\text{efectiva 2}} = 218^{\circ} - 190^{\circ} = 28^{\circ}$$

$$\Delta T_{\text{efectiva 3}} = T_{\text{vapor calentamiento 3}} - T_{\text{ebullición solución 3}}$$

$$\Delta T_{\text{efectiva 3}} = 176^{\circ} - 130^{\circ} = 46^{\circ}$$

Por todo lo anterior se observa que es lo que pasaría en el caso de que se tuviera un gran número de efectos ó grandes elevaciones en el punto de ebullición, en este caso sería posible que la suma de todas estas elevaciones alcanzara a ser mayor, e igual que la diferencia de temperaturas disponible (operación que bajo tales circunstancias es prácticamente imposible), provocando así que no exis-

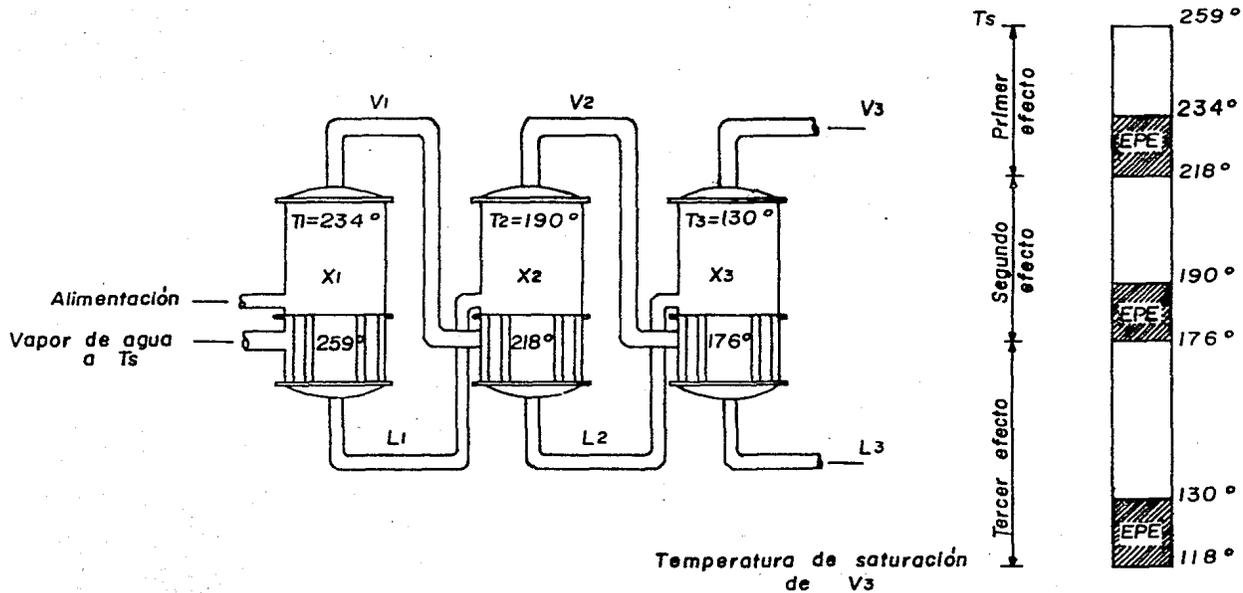


Fig.2.9. Elevación en el punto de ebullición a triple efecto

tiera diferencia de temperaturas para la transferencia de calor.

Por lo anteriormente expuesto se deduce que la economía de un evaporador de múltiple efecto no se modifica por las elevaciones del punto de ebullición si no se tienen en cuenta factores tales como la temperatura de ebullición y las variaciones de los calores de vaporización. Un kilogramo de vapor vivo que condensa en el primer efecto genera aproximadamente un kilogramo de vapor que se condensa en el segundo efecto generando otro kilogramo para el tercer efecto y así sucesivamente.

La economía de un evaporador de múltiple efecto depende del balance de energía y no de la velocidad de transmisión de calor. Sin embargo la capacidad se reduce con la elevación del punto de ebullición. La capacidad de un evaporador de doble efecto que concentra una solución que tiene elevación del punto de ebullición es inferior a la mitad de la capacidad de dos efectos simples, cada uno de los cuales opera con la misma caída global de temperatura. La capacidad de un triple efecto es por la misma razón, menor que la tercera parte que la de tres efectos simples que operan con las mismas temperaturas extremas.

II.9. NUMERO DE EFECTOS OPTIMO EN UN SISTEMA DE EVAPORACION.

Suponiendo que se tiene un evaporador de simple efecto que tiene una superficie de calefacción A y que trabaja con vapor de calentamiento de 108 °C y una temperatura de vapor producido de 51°C. Supongamos también que el coeficiente global es igual al coeficiente medio de un sistema a triple efecto. La ecuación de éste será :

$$q = U_{med} A \Delta T \quad 2.10$$

Que es exactamente la misma ecuación que a triple efecto. No importa el número de efectos que se utilicen con tal de que el coeficiente global medio sea el mismo para obtener exactamente la misma expresión para la capacidad de cualquier evaporador. Se deduce de - ésto que si el número de efectos de un sistema de evaporación se varía y la diferencia total de temperaturas se mantiene constante, la capacidad del sistema no cambia.

Si el costo de un metro cuadrado de superficie de calefacción es constante sin tener en cuenta el número de efectos, el costo de la adquisición de un evaporador de N efectos, será N veces el de un simple efecto de la misma capacidad. La elección del número apropiado de efectos será consecuencia del balance económico entre el ahorro del vapor de agua obtenido con el múltiple efecto y el gasto suplementario efectuado por la superficie de calefacción extra.

La figura 2.10 indica éstas relaciones. Las cargas fijas anuales pueden tomarse como un porcentaje del costo inicial del evaporador.

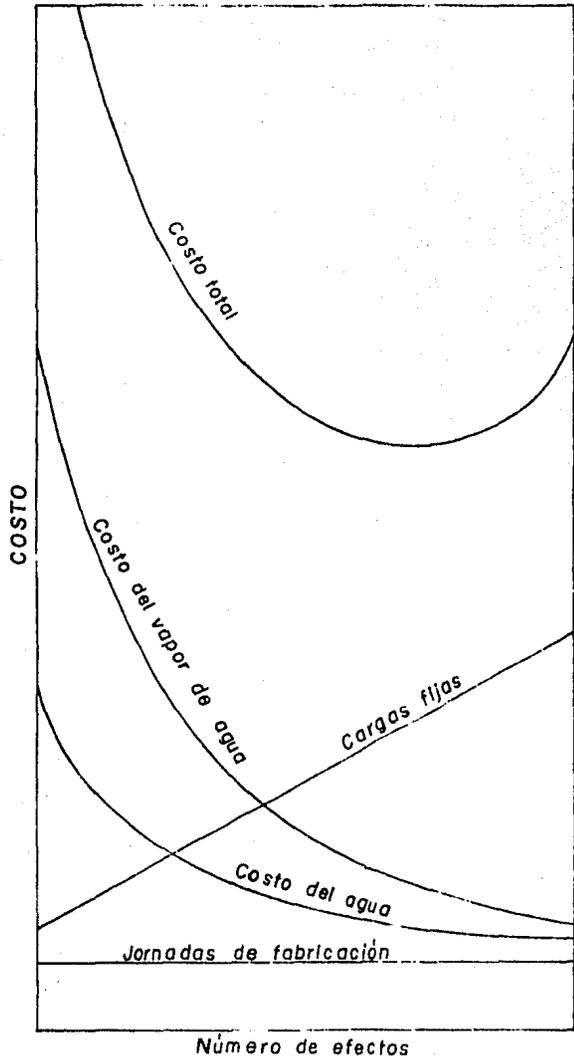


Fig.2.10. Relación entre costos y número de efectos.

Como el costo por metro cuadrado de superficie calefactora aumenta un poco en los tamaños pequeños, la curva del costo inicial no será una línea recta más que en la parte superior de la zona.

Los costos de operación pueden considerarse constantes, puesto que sólo es necesario un operario, excepto cuando el número de efectos es muy elevado. El costo total de operación de un evaporador será la suma de todas estas curvas y normalmente presenta un mínimo -- marcado en los tamaños pequeños ó moderados para el número óptimo -- de efectos.

II.10. TEORIA DE LA COMPRESION DEL VAPOR.

La energía que se desprende de una solución en ebullición se puede utilizar para vaporizar más agua con tal de que exista una caída de temperatura en la dirección deseada para la transmisión de calor. En un evaporador de múltiple efecto esta caída de temperatura se crea disminuyendo progresivamente la temperatura de ebullición de -- la solución en una serie de evaporadores, mediante la utilización de presiones absolutas cada vez más pequeñas. La fuerza impulsora necesaria se puede obtener también aumentando la presión (y, por consiguiente la temperatura de condensación) del vapor que se forma, mediante una compresión mecánica ó térmica. El vapor comprimido se con-

densa posteriormente en la calandria del evaporador del que procede.

El principio de operación es el que se muestra en la figura 2.11 en donde se aprecia el ciclo para el agua en un diagrama esquemático de la entalpia con respecto a la presión. El agua se evapora en A dentro del evaporador para llegar a ser vapor saturado en B. Este vapor se comprime según la trayectoria B-C y el trabajo realizado por el compresor es HC - HB si la compresión es adiabática. El vapor comprimido en C entra a la caja de vapor donde se condensa dando energía al líquido que se evapora. El condensado en la condición D deja la unidad a través de un cambiador en el cuál se calienta la carga.

El calor desprendido al condensarse el vapor (HC - HD) debe de ser el suficiente como para evaporar una cantidad igual de líquido (HB - HA) y suministrar todas las pérdidas de calor. La ΔT disponible en el cambiador es aquella existente entre la solución hirviente a baja presión y el vapor que condensa a presión superior.

En consecuencia, únicamente si la adquisición de la energía es muy barata, el uso de generadores eléctricos de vapor para mover el termocompresor no resultará ser un gran ahorro comparado con un evaporador continuo de múltiple efecto que trabaje con vapor de escape.

En la figura 2.12, se representa el fundamento de la recompresión mecánica del vapor. La alimentación diluida se calienta hasta una temperatura próxima a la de ebullición mediante el intercambio de -

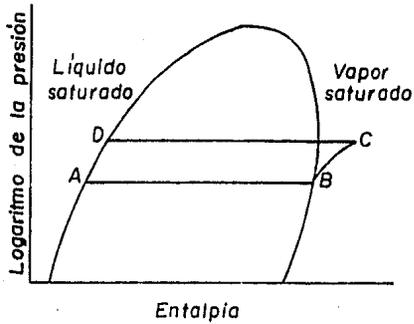


Fig.2.11. Diagrama para la entalpia con respecto a la presión mostrando el ciclo de operación de un evaporador con recompresión de vapor.

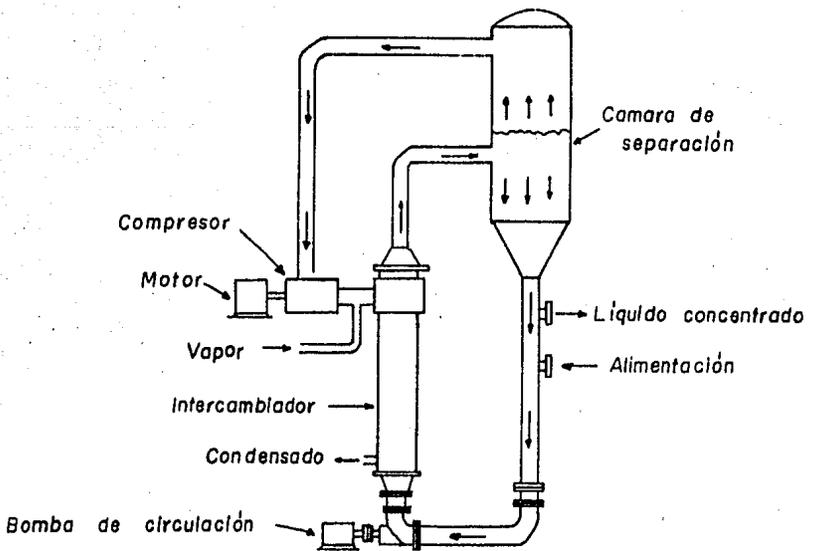


Fig.2.12. Recompresión mecánica aplicada a un evaporador de circulación forzada.

calor con la solución concentrada caliente, y pasa a través de un calentador tal como en un evaporador convencional de circulación forzada. Sin embargo, el vapor que se desprende no se condensa sino que se comprime a una presión algo más elevada, por medio de un compresor de desplazamiento positivo o centrifugo, con el fin de transformarlo en el vapor vivo que se alimenta al calentador. Como la temperatura de saturación del vapor comprimido es mayor que la temperatura de ebullición de la alimentación, el calor fluye desde el vapor hacia la solución generando más vapor. Se necesita una pequeña reposición de vapor vivo. La caída de temperatura óptima para un sistema típico es del orden de 5°C. La utilización de la energía en un sistema de este tipo es muy buena; la economía basada sobre el vapor equivalente a la potencia necesaria para mover el compresor, corresponde a la de un evaporador de 10 a 15 efectos. Las aplicaciones más importantes de la evaporación con recompresión mecánica corresponden a la de concentración de soluciones radioactivas muy diluidas y a la producción de agua destilada.

Existen dos métodos prácticos por medio de los cuales puede efectuarse la recompresión :

II.10.1. RECOMPRESION TERMICA.

En un sistema de recompresión térmica el vapor se comprime mediante un eyector accionado por vapor de agua de alta presión. Como se utiliza más vapor de agua que el necesario para la ebullición de la

solución el exceso de vapor se deja escapar o se condensa. La relación entre el vapor motriz y el vapor procedente de la solución depende de la presión de evaporación; para muchas operaciones a baja temperatura la relación es del orden de 1 kilogramo de vapor vivo a la presión de 8 Kg/cm^2 , por cada 2 kilogramos de agua evaporada.

Puesto que los eyectores pueden tratar grandes volúmenes de vapor de baja densidad, la recompresión térmica resulta más adecuada para la evaporación a vacío que la recompresión mecánica. Los eyectores son más baratos y de mantenimiento más sencillo que los soplantes y compresores. Las principales desventajas de la recompresión térmica son la baja eficacia mecánica de los eyectores y la falta de flexibilidad del sistema para las variaciones de las condiciones de operación, aunque con este tipo de recompresión se efectúa una reducción en el tamaño de los efectos.

II.10.2. RECOMPRESION MECANICA.

El segundo método de compresión de vapor de agua es el representado mediante un compresor rotativo. Estos compresores se han utilizado satisfactoriamente en muchos casos y llenan completamente muchos de los requisitos de la termocompresión. Si un compresor de este tipo es movido por un motor eléctrico con un precio bajo de energía eléctrica, puede ser satisfactorio, pero si es movido con una turbina de vapor o por energía generada en una planta que utiliza va--

por a alta presión, el vapor de escape de estas unidades generadoras debe utilizarse normalmente en un evaporador de múltiple efecto.

En general este sistema se emplea solamente en aplicaciones especiales debido a los variados inconvenientes mecánicos y económicos:

- 1.- El compresor es caro y sujeto a costos de mantenimiento, superiores al resto del evaporador.
- 2.- En rangos de operación razonables, la AT obtenida es pequeña - digamos de 10°F, como consecuencia de ésto, el equipo del evaporador debe ser considerablemente grande para una producción industrial, AT superiores pueden obtenerse mediante una relación superior de - compresión, pero la eficiencia decrece proporcionalmente.
- 3.- Si la solución tiene un incremento considerable en el punto de ebullición, el costo de recompresión aumenta demasiado y rápidamente debido a que el vapor debe de comprimirse hasta una presión tal que su temperatura de saturación esté por encima de la temperatura a la cuál ebulle la solución. En el caso en que los costos de combustible sean altos, pero en cambio la fuerza eléctrica sea barata, la recompresión es económica y práctica en la evaporación. Sin embargo, como en la mayoría de los países lo que sucede es que el combustible es más barato que la energía eléctrica, la evaporación por recompresión no es muy atractiva que digamos.

II.11. MECANISMOS DE TRANSFERENCIA DE CALOR.

Existen básicamente tres formas de transmitir calor de la fuente al receptor, presentándose combinaciones de dos ó tres en aplicaciones de ingeniería, estas son, conducción, convección y radiación.

CONDUCCION.- La conducción es la transferencia de calor a través de un material fijo, tal como la pared estacionaria mostrada en la figura 2.13, y se lleva a cabo de una molécula a otra por el sólo hecho de que cuando están en contacto tienden al equilibrio térmico y para ello se presenta una difusión de energía. Su mayor importancia la tiene en sólidos que implican el cálculo de paredes de hornos y aislantes. Aún cuando la conducción de calor se asocia usualmente con la transferencia de calor a través de sólidos, también es aplicable a gases y líquidos, con sus limitaciones.

CONVECCION.- Es la transferencia de calor entre partes relativamente calientes y frías de un fluido por medio de mezcla.

Existen dos tipos de convección :

a).- Convección natural ó libre : Se realiza por la diferencia de densidades entre dos regiones, causada por una diferencia de temperatura entre ellas.

b).- Convección forzada : Se produce por medio de un agente mecánico como un agitador ó la inyección de un fluido a presión.

Este tipo de transferencia de calor puede ser descrito por la --

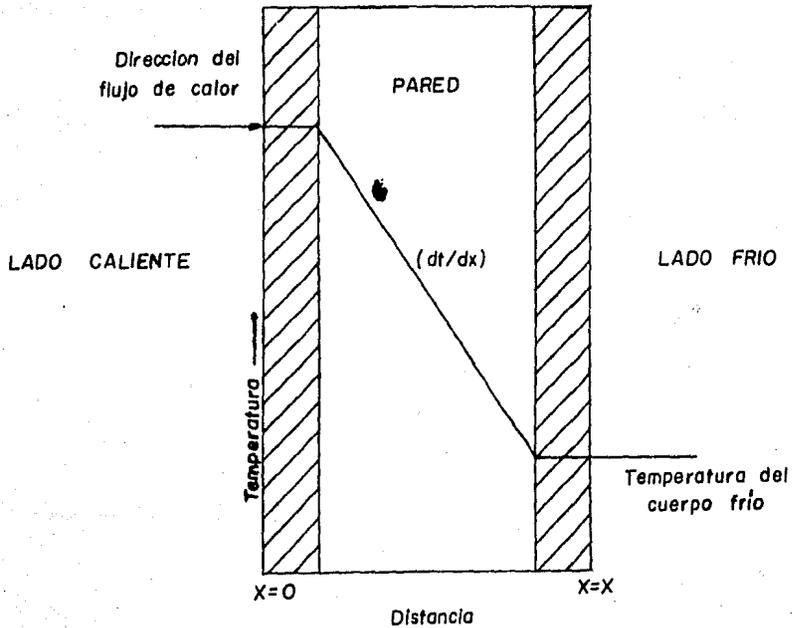


Fig.2.13. Flujo de calor a través de una pared.

siguiente ecuación :

$$dq = U A dT \quad 2.11$$

donde :

dq = Flujo de calor (Btu/hr).

U = Coeficiente de Transferencia de Calor
(Btu/(hr ft² °F)).

A = Area de Transferencia de Calor (ft²).

dT = Diferencia de Temperatura (°F).

RADIACION.- En éste tipo de transferencia, parte de la energía la absorbe el receptor y parte la refleja. Sólo se considera de importancia cuando la diferencia de temperatura provocada es muy grande.

Basándose en la segunda ley de la termodinámica se estableció :

$$dq = \sigma \epsilon dA T^4 \quad 2.12$$

que es conocida como la ley de la cuarta potencia, donde :

T = Temperatura absoluta.

σ = Constante dimensional.

ϵ = Factor peculiar de la radiación y se llama emisividad.

III. CRITERIOS PARA LA SELECCION Y DISEÑO DE UN EVAPORADOR.

En la selección y diseño de un sistema de evaporación se deben tomar en cuenta muchos factores, entre ellos las características de la solución tales como concentración, temperatura de ebullición, temperatura de condensado y de sobrecalentamiento, y otros como la presión en el espacio de vapor, medios de calentamiento, escala de operación, etc.. De las propiedades físicas de la solución se debe contar con la mayor cantidad posible ya que éstas afectan de manera directa en el diseño y selección del sistema de evaporación, a continuación mencionamos algunas de las más importantes, como por ejemplo : La solubilidad, que es importante especialmente cuando se trata de soluciones salinas, ya que en primer lugar la cantidad de sólidos disueltos tiene un efecto importante sobre la elevación en el punto de ebullición y éste aumenta a medida que se va teniendo una solución más concentrada, originando con esto un requerimiento de mayor gasto de vapor ó área de intercambio de calor, en segundo lugar se puede alcanzar una concentración tal que exista precipitación de sólidos, con lo cuál puede ser necesario modificar la forma estándar de la parte del fondo del evaporador, con el fin de poder purgar los cristales formados.

Otra propiedad física importante es la viscosidad de la solución, debido a que ésta afecta la velocidad de convección ó circulación de la solución por los tubos y por lo tanto afecta también la velocidad de evaporación; cuando la viscosidad es alta ocasiona la for-

mación de una película de vapor sobre la superficie de calentamiento con lo que se reduce el coeficiente de transmisión de calor, por lo que, dependiendo de que tan viscosa sea la solución se seleccionará un sistema de evaporación, que pudiera ser de convección natural ó forzada con tubos largos verticales.

En lo que respecta a la temperatura de ebullición de la solución es necesario saber como y cuanto varía con respecto a la concentración(a presión constante), es muy importante debido a que determina el valor de otras propiedades ó variables tales como : viscosidad, solubilidad, calor latente de vaporización y condensación, sobrecalentamiento, etc.. Ahora bien, en realidad no existe ningún método para evaluar la temperatura de ebullición de soluciones concentradas. En el caso del sistema agua-sosa cáustica se puede hacer uso de la regla de Duhring, ésta también es útil para estimar el calor latente de vaporización del solvente en la solución. Esto se logra utilizando la ecuación de Clapeyron; la ecuación resultante para bajas presiones, donde se puede asumir que el vapor sigue la ley de los gases ideales es :

$$HVAPL = (HVAPW / m) (TL / TW)^2 \quad 3.1$$

Donde :

HVAPL = Calor latente de vaporización del solvente en la solución a la temperatura TL y presión Ps.

HVAPW = Calor latente de vaporización del solvente puro a la

temperatura T_L y presión P_s .

T_L = Temperatura de ebullición de la solución a la presión P_s (temperatura absoluta).

T_W = Temperatura de ebullición del solvente puro a P_s (temperatura absoluta).

m = Pendiente de la línea de Duhring.

En algunos casos no se tienen datos disponibles, pero se puede usar el calor latente de vaporización del disolvente puro a la temperatura T_W para los cálculos involucrados en el diseño del sistema de evaporación, ya que de hecho es más alto que el del disolvente puro a T_L y por lo tanto se tiene un cierto margen de seguridad.

El verdadero calor latente de vaporización del disolvente en la solución es más alto que el del disolvente puro a T_L y también a T_W excepto para soluciones endotérmicas.

Por otro lado es importante considerar el medio de calentamiento, que por lo general es vapor de agua, se puede decir que un sistema de evaporación puede diseñarse para operar bajo cualquier presión de vapor de calentamiento, pero en realidad no se recomiendan presiones elevadas; entre mayor es la presión de vapor, menor es el calor latente de vaporización, y por lo tanto, es menor la cantidad de calor que pudiera liberar para transmitirlo a la solución, lo que ocasionaría un requerimiento de un área mayor.

Un factor muy importante es la escala a la cuál se va a llevar -

a cabo el proceso y las condiciones de operación, ó modo de operación. En general es preferible la operación continua a la intermitente excepto cuando el producto final es muy viscoso ó cuando en el evaporador mismo toma lugar una operación de mezclado de dos ó más componentes, por ejemplo en la adición de solución de azúcar a la leche, en la elaboración de la leche dulce condensada. También se usa la operación intermitente cuando las cantidades de solución a concentrar son pequeñas ó dependen de un proceso anterior que a su vez trabaja en forma intermitente.

Por otra parte la operación continua es preferible cuando se procesan grandes cantidades de solución y cuando se dispone de tanques de almacenamiento. Por ejemplo, la concentración de licor negro en la industria papelera que puede realizarse prácticamente en una operación continua a pesar de que el licor se recibe en forma intermitente en tanque de almacenamiento, ésto se debe al gran volumen en que se opera.

Casi todos los evaporadores de múltiple efecto trabajan bajo un régimen continuo, aún cuando en algunos casos (doble efecto) se operan intermitentemente, especialmente cuando se trata con soluciones de alimentación muy diluidas y la concentración en el segundo efecto es alta.

El diseño de cualquier evaporador puede hacerse en coordinación con el personal de la compañía proveedora del equipo básico. Si el

proceso es conocido, cualquier proveedor puede satisfacer los requerimientos de diseño sin mayor problema que el de especificar la cantidad que se pretende evaporar en la planta. Si se trata de un proceso nuevo se puede establecer un contrato confidencial.

En algunos casos el proveedor puede ofrecer la elección entre algunos diseños y esta elección depende de la economía global del proceso. Por ejemplo, puede darse el caso de un conjunto de evaporadores de circulación natural que requiera limpieza una vez por semana, pero cuando la circulación es forzada podría requerirse limpieza sólo una vez cada dos semanas. Tanto el costo inicial como el de operación son más altos para el sistema de circulación forzada; pero - si se deben limpiar los evaporadores una vez por semana en el sistema de circulación natural se reduce en mayor proporción la velocidad de producción de la planta que en el sistema de circulación forzada, con las consecuentes pérdidas que ésto origina. En este caso se debe hacer una evaluación de cual sería a la larga el sistema más económico.

También hay restricciones que limitan la flexibilidad en la elección y diseño de un evaporador, entre éstas se tienen las limitaciones de espacio que en un momento dado pueden determinar que el vapor de calentamiento fluya en una menor área seccional, lo que se traduce en una erosión drástica debida a la excesiva velocidad del vapor.

En lo referente a las especificaciones mecánicas, se debe establecer no solo el material de construcción sino también el tipo de acabados, pues por ejemplo en el caso de productos alimenticios se debe cumplir con las especificaciones de índole sanitario para acabados y recubrimiento de equipo.

Siempre es conveniente especificar el tipo de condensador. Donde se tienen problemas para la instalación elevada se pueden instalar condensadores barométricos de bajo nivel.

Se puede especificar el grado de control deseado para la instrumentación. Por lo general el representante de ventas puede ofrecer los tipos de instrumentación adecuada al equipo que se recomienda.

Otra cuestión importante en la especificación de un sistema de evaporación son los servicios, pues estos datos afectan directamente en el balance global de energía, economía de vapor, número de efectos y sistemas de condensado y de vacío. Los cambios en la presión del vapor pueden variar la superficie de calentamiento requerida. Los costos de vapor y agua son importantes también para la economía de vapor y el número de efectos. Un cambio en la temperatura del agua de enfriamiento puede ocasionar un cambio en los sistemas de condensado y vacío.

Cuando se está especificando un evaporador para un producto que nunca antes había sido concentrado comercialmente, se debe poner especial atención y cuidado en la determinación de sus propiedades fí-

sicas y químicas necesarias para el diseño básico de un evaporador, se deben realizar pruebas de laboratorio con condiciones similares a las que operaría el equipo comercial.

A continuación se describirán con un poco de más detalle algunos de los factores y criterios que pueden ser tomados en cuenta para el diseño de un sistema de evaporación, no debe perderse de vista que una vez realizado el diseño, las variaciones ó fluctuaciones en las variables consideradas producirán problemas de operación y no de diseño, por lo que se recomienda que todas las variables se consideren con sus valores extremos posibles de operación.

III.1. TEMPERATURA DE ALIMENTACION.

En todos los modelos de evaporadores excepto en los de tubos largos verticales, el volumen de líquido existente en el evaporador es muy grande y siempre tiene la misma concentración final, por lo que se encuentra a la temperatura de ebullición de esta concentración final. La alimentación que se introduce en un evaporador ha de ser tal que la temperatura media del líquido hirviendo no sea afectada por la entrada de alimentación fría ó caliente. El volumen de líquido concentrado es siempre grande y está en violenta agitación, por lo que las mediciones de temperatura efectuadas, excepto en las -- proximidades de la entrada de alimentación, han puesto de manifiesto que la temperatura existente es la de ebullición del líquido a la -- concentración final. En el caso de que la alimentación sea extremadamente fría, será muy favorable colocar un sistema de precalenta-- miento exterior en el que se caliente la alimentación hasta una temperatura próxima al punto de ebullición.

III.1.1. TEMPERATURA DEL CONDENSADO Y SOBRECALENTAMIENTO.

En el caso de que exista un sobrecalentamiento moderado del va-- por empleado en el calentamiento, no se produce ningún efecto sobre la temperatura media del vapor que se desprende. En la mayor parte de los sistemas de evaporación, la caja de vapor está sometida a una turbulencia; la energía de sobrecalentamiento es pequeña y se disipa

rápidamente y si la turbulencia del vapor es suficiente como para - que toda la superficie calefactora quede mojada por el líquido condensado, una pequeña cantidad del calor de sobrecalentamiento se consume en lograr el equilibrio del vapor sobrecalentado con su condensado. Además, la cantidad de calor transmitido por el sobrecalentamiento es corrientemente una fracción tan pequeña del calor total - que normalmente no se tiene en cuenta.

En aquellos casos raros en los que existe un sobrecalentamiento elevado, de tal forma que una parte apreciable de la superficie de calentamiento se mantiene seca, se presenta un problema diferente. El coeficiente de transmisión de calor entre el vapor sobrecalentado y una pared metálica, es el mismo que el de cualquier gas permanente, es decir, extremadamente bajo, posiblemente una milésima parte del coeficiente de transmisión entre el vapor saturado y la pared metálica.

En caso de existir un sobrecalentamiento elevado, hay que hacer una estimación de la superficie de calentamiento que queda seca y - para ello se utiliza el coeficiente de transmisión del gas permanente y la pared metálica, calculando la superficie que es necesaria para transmitir el calor latente. Este caso se presenta muy raras veces.

Es normal suponer que el condensado sale a la temperatura del vapor. En la práctica, éste es el caso común, y si existe un enfria-

miento del condensado, éste es de unos pocos grados. La cantidad de calor así transmitida es tan pequeña comparada con la transmitida como calor latente que no tiene influencia apreciable sobre el ΔT total.

En resumen se puede observar que la mayoría de las veces la temperatura de alimentación, la temperatura de salida del condensado, y un posible sobrecalentamiento se desprecian, y que la caída de temperatura de trabajo es la diferencia que existe entre el punto de ebullición del líquido y la de saturación del vapor de agua utilizado para el calentamiento.

III.2. PRESION DE VAPOR DE CALENTAMIENTO.

En las plantas industriales, generalmente se considera un vapor de baja presión, por ejemplo 0.35 Kg/cm^2 , ¿pero porqué no se utiliza un vapor con una presión mayor que produciría una mayor caída de temperatura con la consiguiente disminución en el volumen (y como consecuencia menor precio del evaporador) ?.

Como ejemplo considérese una planta que genera vapor a 30.6 Kg/cm^2 indicados y $T = 235.5^\circ\text{C}$ que es mucho más valioso como fuente de potencia que como fuente de calor. En efecto, el vapor a 30.6 Kg/cm^2 tiene una entalpia total de 670 Kcal/Kg y un calor latente de 426.5 Kcal/Kg . El vapor de 0.35 Kg/cm^2 tiene respectivamente 643 y $533.7 - \text{Kcal/Kg}$. De esto se deduce que en un evaporador cualquiera, el vapor de 0.35 Kg/cm^2 deja en libertad una mayor cantidad de calor co-

mo calor latente, que el de alta presión, que en éste caso es de :
 $533.7 - 426.5 = 107.2 \text{ Kcal/Kg.}$

También la construcción del evaporador para trabajar con vapor de alta presión es mucho más cara, que la necesaria para vapor de baja presión. Mucho más útil y valioso como fuente de potencia.

Como es normal el vapor de alta presión se genera sobrecalentado, éste produce más potencia que la generada por el vapor saturado, pudiendo llegar a una fracción grande del costo del evaporador, el costo en la potencia así engendrado, en un caso como éste, el vapor de $0.35 \bar{\text{K}}\text{g/cm}$, que se alimenta al evaporador, sería más barato y contendría más calor latente utilizable para la operación de evaporación. La única desventaja es que con éste evaporador no se tiene tan gran diferencia de temperatura.

III.3. PRESION EN EL ESPACIO DE VAPOR.

A menudo en los cálculos se toma arbitrariamente el valor de una atmósfera como el valor de la presión en el espacio de vapor, que naturalmente fija el punto de ebullición de la solución, por ejemplo 100°C . Esto produce, sin embargo, una caída de temperatura (ΔT), entre el vapor de calentamiento y el punto de ebullición de solo 8°C aproximadamente. Normalmente se desea que ésta caída de temperatura sea la mayor posible, debido a que cuanto mayor sea, menor es la superficie de calentamiento necesaria y por lo tanto el costo del equipo de evaporación, si se agrega al equipo de evaporación un conden-

sador y una bomba de vacío puede lograrse que la presión en el espacio de vapor sea menor que la atmosférica, así por ejemplo, si la presión en el espacio de vapor se hace descender para que exista un vacío de 660 mm Hg (referido a 760 mm Hg), el punto de ebullición será de 52°C, y la diferencia entre el vapor de calentamiento y el punto de ebullición del líquido, en lugar de ser de 8°C, sería de 56°C, con lo que consecuentemente la superficie de calentamiento -- disminuirá.

En los evaporadores no es preciso trabajar en vacío pero resulta más económico hacerlo ya que con ello disminuye el área lo que hace más económico el evaporador.

Existen pocos casos en los que sea necesario trabajar a vacío -- por otras razones, tales como cuando el producto que contiene la solución a concentrar puede descomponerse si ebulle a altas temperaturas. Por otra parte, existen evaporadores que se alimentan con vapor directo de hasta 17.5 Kg/cm^2 y se toma vapor del espacio de vapor de 3.5 a 5.5 Kg/cm^2 , cuando es necesario para otros calentamientos, aunque éstos casos no son frecuentes. Además esto hace que la construcción de estos evaporadores sea mucho más cara que los -- que trabajan a bajas presiones. Un objetivo primordial en la evaporación es obtener una gran caída de temperatura.

III.4. EFECTO DE LA ALTURA DEL LIQUIDO.

Es importante considerar la altura del líquido en un evaporador, la temperatura de ebullición correspondiente a la presión existente en el espacio de vapor es solamente para las capas superficiales de líquido. Una gota de líquido situada a una distancia Z metros por debajo de la superficie está a una presión que es la suma de la existente en el espacio de vapor más la carga hidrostática de Z metros de líquido y por consiguiente, la temperatura de ebullición es más elevada. Por otra parte, cuando la velocidad del líquido es grande la pérdida por fricción en los tubos incrementa también la presión media del líquido. Por esta razón en un evaporador real, la temperatura media de ebullición del líquido en los tubos es mayor que la temperatura de ebullición correspondiente a la presión del espacio de vapor. Este aumento de temperatura disminuye la caída media de temperatura entre el vapor condensante y el líquido en ebullición y en consecuencia reduce la capacidad del evaporador. La reducción no se puede estimar cuantitativamente con precisión pero el efecto cualitativo de la carga del líquido, especialmente para alturas y velocidades de líquido no debe de ignorarse.

En la figura 3.1 se relaciona las temperaturas en un evaporador, medidas desde el fondo, con la distancia a lo largo de los tubos verticales para flujo ascendente de líquido. El vapor entra en el evaporador por la parte superior de la camisa de vapor que rodea a los tubos y fluye hacia abajo. El vapor que llega puede estar lige-

ramente sobrecalentado hasta la temperatura T_h , pero el sobrecalentamiento se pierde rápidamente y el vapor pasa a la temperatura de saturación T_s , de forma que la mayor parte de la superficie de calentamiento permanece a esta temperatura. Antes de abandonar el espacio de vapor, el condensado se puede enfriar hasta la temperatura T_c .

Las líneas abc y a'b'c representan el curso de la temperatura del líquido en los tubos, para altas y bajas velocidades. Se supone que la alimentación entra en el evaporador a una temperatura próxima a la de ebullición del líquido a la presión del espacio de vapor que se representa por T . La temperatura máxima del líquido se alcanza en el punto b', casi a la salida del tubo.

Para velocidades bajas la vaporización se produce cerca del centro del tubo y la temperatura máxima se alcanza en el punto b. El cuál divide al tubo en dos secciones, una inferior donde no existe la ebullición y otra de ebullición superior a dicho punto.

A velocidades altas y bajas se alcanza el equilibrio a la presión existente en el espacio de vapor, si el líquido tiene una considerable elevación en el punto de ebullición su temperatura T es mayor a la temperatura T' de ebullición del agua pura a la presión existente en el espacio de vapor. La diferencia entre T y T' es la elevación en el punto de ebullición (EPE).

La caída de temperatura corregida para la elevación del punto de

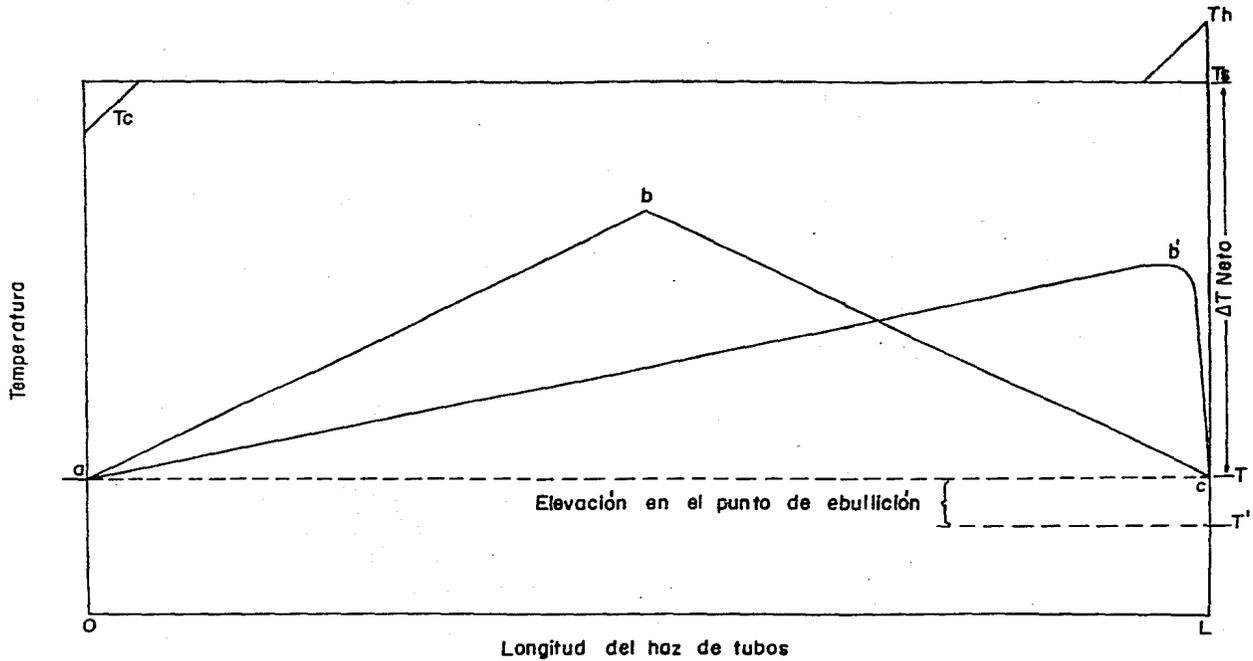


Fig. 3.1. Variación de la temperatura de la solución a lo largo de los tubos y caída de temperatura.

ebullición es $T_s - T$. La caída de temperatura verdadera, está representada por la diferencia media entre T_s y la temperatura variable del líquido.

En general los criterios de diseño que se pueden tomar son los siguientes :

1).- Temperatura de alimentación. Debido al gran volumen de alimentación presente en el cuerpo del evaporador y a que ésta se encuentra sujeta a una violenta agitación, se mantiene una concentración prácticamente constante e igual a la concentración final.

La solución se encuentra a la temperatura de ebullición correspondiente a esta concentración y a la presión que reina en el domo. Dicha temperatura evaluada mediante la regla de Duhring, también se mantiene constante por las razones mencionadas anteriormente. En general esto es cierto y puede demostrarse que la temperatura es homogénea, salvo en las cercanías de la entrada de alimentación.-- Sin embargo, en el caso de que la alimentación esté excesivamente fría es conveniente instalar un precalentador en la línea de alimentación con el objeto de elevar la temperatura hasta cerca del punto de ebullición.

2).- El vapor producido es vapor puro y saturado por lo que sus propiedades, temperatura, entalpia, calor latente de vaporización, etc. son las correspondientes al vapor saturado a la presión existente en el espacio de vapor.

3).- El vapor de calentamiento es de baja presión y saturado. Aún - cuando se puede tener un ligero sobrecalentamiento, sus efectos se pueden considerar despreciables ya que la cantidad de calor transmitido por el sobrecalentamiento es un porcentaje mínimo comparado - con la cantidad de calor transmitido.

4).- El vapor de calentamiento cede únicamente su calor latente de vaporización y el condensado es un líquido saturado, ésto sucede en la mayoría de los casos prácticos y si existe un enfriamiento del -- condensado su contribución como calor sensible al flujo de calor total es sumamente pequeña, debido a que en realidad se tienen pocos grados de subenfriamiento.

5).- Las pérdidas de energía hacia los alrededores dependen de que el equipo se encuentre o no térmicamente aislado. Cuanto más grande es la unidad, la fracción de energía que se pierde por radiación es menor, ya que la relación entre la superficie de la coraza y la superficie para la transmisión de calor disminuye a medida que aumenta el tamaño del evaporador.

6).- El gradiente de temperatura en un evaporador es la diferencia entre la temperatura del vapor de calentamiento y la temperatura de ebullición de la solución concentrada.

7).- Presión en el domo del evaporador. Ya que el gradiente de temperatura es la fuerza impulsora para la transmisión de calor y además es inversamente proporcional a la superficie de calentamiento -

necesaria y por lo tanto el costo del evaporador dependerá de dicho gradiente.

Para determinadas condiciones del vapor de calentamiento, el gradiente queda en función de la temperatura de ebullición de la solución que a su vez depende de la presión en el espacio de vapor. Esta temperatura será menor entre más baja sea la presión en el domo y se logrará una mayor diferencia entre la temperatura del vapor de calentamiento y la temperatura de la solución concentrada, con la consecuente disminución en el área de transferencia de calor y en el costo del equipo.

De hecho, en general no es imprescindible que los evaporadores -- trabajen a vacío para que baje el punto de ebullición de la solución, no es posible obtener un gradiente de temperatura desde el punto de vista económico. Sin embargo, existen casos donde sí es necesario - operar a vacío por otros motivos, por ejemplo cuando la solución a tratar se altere a altas temperaturas.

Pero se ha encontrado que entre más elevado sea el vacío, el coeficiente de transmisión de calor disminuye rápidamente para un gradiente de temperatura determinado y la capacidad del evaporador baja, posiblemente sea por un aumento en la viscosidad del líquido. En general los evaporadores trabajan con un vacío de 660 a 711 mm Hg.

III.5. SELECCION DEL EVAPORADOR.

Puesto que de una instalación a otra son muy variadas las posibilidades económicas, así como las disoluciones que se pueden manejar es imposible señalar una norma general que sirva de guía para seleccionar el tipo de evaporador, número de efectos, método de alimentación, ó los tipos de aparatos más indicados. Por consiguiente, el proyecto de selección de un evaporador sigue siendo una especialidad en que cada instalación se calcula en cada caso según sus características peculiares.

Para poder seleccionar el ó los evaporadores necesarios, primeramente es necesario conocer las características de la solución a concentrar, en nuestro caso la solución a concentrar será la solución de Sosa Cáustica-Agua, corrosiva y con tendencias a formar incrustaciones. Los evaporadores se pueden seleccionar de acuerdo a los siguientes criterios :

Evaporador de tubos largos Verticales:

- 1.- Flujo de licor moderadamente alto.
- 2.- Coeficiente global de transferencia de calor mayor que en los otros evaporadores con circulación natural.
- 3.- No requiere bomba.
- 4.- Si se requiere se puede operar con soluciones que formen espuma.

Evaporador tipo Calandria.

- 1.- Soluciones poco viscosas.
- 2.- Que no depositen cristales.
- 3.- Que no formen espuma, ni incrustaciones.
- 4.- Soluciones diluidas.

III.6. CRITERIOS DE SELECCION DE MATERIALES.

Tomando en cuenta los materiales que más comunmente son maneja-- dos ó empleados en los equipos y considerando los siguientes grupos de fluídos se hacen las siguientes recomendaciones :

ACIDOS : La temperatura y concentración de las soluciones ácidas - frecuentemente determinan el uso de un material o mejor dicho de un metal puro ó de una aleación que resista la corrosión. Los metales y aleaciones que se consideran adecuados en el manejo de los ácidos son : Cobre, latón rojo, bronce fosforado, acero al carbón, aleaciones de cobre-níquel, aluminio-bronce y cobre-manganeso-silicio. El - acero al carbón sólo se recomienda en ciertos casos.

BASES : Para cuando se manejan las bases, se ha visto que la mayoría de las aleaciones de cobre resisten soluciones alcalinas ca-- lientes, pero las que dan mejores resultados son las distintas aleaciones de Cobre-Níquel, así como los distintos aceros al carbón que se pueden usar para todas las concentraciones de hidróxido de sodio, hasta para concentraciones del 50 %.

AMONIACO : El amoníaco completamente seco, no corroe el cobre o sus aleaciones, pero el hidróxido de amonio y el amoníaco en presencia de humedad y el aire lo corroen rápidamente. Entre las aleaciones de cobre que dan buenos resultados tenemos dos aleaciones de Cobre-Níquel con las siguientes composiciones : 68 % de cobre, 30 % de Níquel, 0.6 % de Manganeso y 0.5 % de Fierro. La otra aleación es, -- 66 % de cobre, 30 % de Níquel, 0.6 % de Manganeso y 3.24 % de Fierro.

SULFUROS : Los materiales que contienen un gran contenido de Zinc , son los que han dado mejores resultados. Algunas de las aleaciones más usadas son : Admiralty arseniado con la siguiente composición: 71 % de cobre, 27.96 % de Zinc, 1 % de Estaño y 0.04 de Arsénico.

Muntz que es una aleación con la siguiente composición : 60 % de Cobre, 39.35 % de Zinc y 0.65 % de Plomo. Además se puede usar lo que se conoce como latón amarillo.

Además de los criterios anteriores se deben de tomar en cuenta - las siguientes propiedades importantes de los líquidos que se someten a la evaporación.

CONCENTRACIÓN : Aunque el líquido que entra como alimentación a un evaporador puede ser suficientemente diluido y poseer muchas de las propiedades físicas del agua, a medida que aumenta la concentración, la solución adquiere cada vez un caracter más particular. La densidad y la viscosidad aumentan con el contenido de sólidos hasta que la solución se satura ó se hace demasiado dificultosa para la -

adecuada transmisión de calor. La ebullición continuada de una solución saturada da lugar a la formación de cristales que es preciso retirar con el fin de evitar la obstrucción de los tubos. A medida que aumenta la proporción de sólidos aumenta también la temperatura de ebullición de la solución y puede ser mucho mayor que el del agua a la misma presión.

FORMACION DE ESPUMA : Algunos materiales, especialmente sustancias orgánicas, forman espuma durante la vaporización. Con el vapor sale del evaporador una espuma estable que origina un gran arrastre. En los casos extremos toda la masa del líquido es arrastrada por el vapor.

SENSIBILIDAD A LA TEMPERATURA: Muchos de los productos químicos, medicamentos y alimentos se estropean cuando se calientan a temperaturas moderadas durante espacios relativamente cortos de tiempo. En la concentración de esos materiales es preciso utilizar técnicas especiales para reducir la temperatura de ebullición del líquido y el tiempo de calentamiento.

FORMACION DE COSTRAS : Algunas soluciones depositan costras sobre la superficie de calentamiento. Por éste motivo, el coeficiente global disminuye paulatinamente hasta que es preciso desmontar los tubos. Cuando la costra es insoluble y dura la limpieza resulta difícil y costosa.

MATERIALES DE CONSTRUCCIÓN : Siempre que es posible, los evaporadores se construyen de hierro colado ó acero. Sin embargo muchas soluciones atacan los metales férreos ó son contaminadas por ellos siendo entonces preciso utilizar materiales especiales como Cobre, Niquel, acero inoxidable, aluminio, grafito y plomo. Como estos materiales son caros resulta muy conveniente obtener elevadas velocidades de transmisión de calor con el fin de disminuir el costo del aparato.

III.7. CRITERIOS COMPLEMENTARIOS PARA LA SELECCION DE UN EVAPORADOR.

Estos criterios son tambien muy importantes ya que determinan en gran parte que se seleccione o no un evaporador; aunque también a veces se encuentran por encima de otros criterios :

- a).- Que sea comercial. En México los evaporadores se encuentran comúnmente en el mercado ya que industrialmente los de azúcar y de $\text{NaOH-H}_2\text{O}$ son los más utilizados y fácilmente adquiribles.
- b).- Que sea económico. En el país existen varias compañías que se dedican a contruir evaporadores, de tal manera que la competencia entre éstas y la que proporcione el mejor precio es lo que hará posible adquirir el equipo a costo razonable.
- c).- Que sea eficiente. Esta eficiencia se mide en base a la cantidad de vapor vivo alimentado y la cantidad consumida para con-

centrar la solución hasta un punto determinado en un cierto tiempo , la expresión matemática de esta relación es :

$$\frac{\text{Cantidad de vapor alimentado}}{\text{Cantidad de vapor consumido}} \quad 3.2$$

En base a todos los criterios mencionados anteriormente podemos decir que el evaporador más recomendable tanto económicamente como por sus características para ésta solución (NaOH-H₂O) a simple efecto es el evaporador de tubos largos verticales con un material de construcción del cuerpo ó coraza de una aleación Níquel-Cobre. Para doble efecto se recomienda para el primer efecto un evaporador de tipo calandria y para el segundo uno de tubos largos verticales.

III.8. CRITERIOS DE DISEÑO.

El diseñador debe de estar familiarizado con los principios de la mecánica y de estructuras, así como también con el arte de manejar, maquinar y soldar materiales. Esto es con el objeto de que en la construcción y en el diseño de materiales que sean escogidos en cada caso, sean los adecuados para el trabajo que desempeñará el equipo. A continuación se mencionan algunos factores importantes :

Factores de Temperatura : El especificar las temperaturas tanto de entrada como de salida de los fluidos que van a ser manejados, es especialmente importante para poder tomar como base éstas temperatu-

ras en la selección de materiales de construcción y usar el esfuerzo adecuado para estas condiciones de temperatura.

Conociendo las temperaturas de los fluidos en sus entradas y en sus salidas, se puede ver que tan corrosivos son los fluidos que van a manejarse siendo la corrosividad de las sustancias un factor muy importante en la selección de los materiales de construcción.

Factores de Presión : Es importante conocer la presión de operación del equipo, puesto que es necesario para determinar el espesor de las placas y tubos, dando a la presión de operación un margen de seguridad para que el diseño esté un poco sobrado y que si por alguna causa ya estando en operación se necesita que opere por un corto tiempo a una presión mayor lo puede hacer con bastante eficiencia y seguridad.

Para llevar a cabo el diseño de un recipiente a presión a una temperatura se hace uso del código ASME.

Restricciones de Tamaño : Frecuentemente es necesario limitar la longitud, altura, ancho, volumen ó peso del equipo; estas limitaciones pueden no aplicarse tan solo al equipo, sino también a previsiones de mantenimiento. Hay que tener cuidado al manejar la altura del cuerpo en el caso de un evaporador, porque las dimensiones del espacio de vapor son de gran importancia debido a su influencia en los arrastres de gotas de líquido proyectadas por la ebullición.

Incrustamiento : Es de gran importancia en equipos de transferencia de calor el tomar en cuenta los factores de incrustamiento de los fluidos que se manejan, puesto que ello influye en la transferencia de calor; ya que reduce el diámetro de los tubos en su interior y lo aumenta en su exterior ocasionando con esto una transferencia de calor muy pobre.

Es por ésto que es necesario conocer el grado de incrustación de cada uno de los fluidos que se manejen.

El diseñador debe de tener en cuenta muchas otras características de la solución, tales como : Calor específico, calor de concentración, temperatura de congelación, liberación de gases durante la ebullición, toxicidad, peligro de explosión, radioactividad y necesidad de que la operación se efectúe en condiciones estériles. Debido a la gran variedad de las propiedades de los líquidos, se han desarrollado muchos diseños diferentes de evaporadores. La elección de un evaporador para un problema concreto depende esencialmente de las características del líquido.

IV. COEFICIENTES DE TRANSFERENCIA DE CALOR.

IV.1. COEFICIENTES DE SUPERFICIE PARA VAPOR CONDENSANTE.

La magnitud del coeficiente de superficie para el lado del vapor condensante depende en gran medida de la forma en que condense dicho vapor. La condensación puede efectuarse por cualquiera de las dos formas en que puede hacerlo :

1.- Condensación de tipo Película: El condensado moja la pared sobre la que condensa y forma una película continua de condensado que --- desciende por dicha pared.

2.- Condensación en Gotas: El condensado forma gotas sobre la superficie en la que condensa, éstas comienzan desde un tamaño microscópico y van creciendo hasta que caen, dejando libre una superficie - en la que se forman nuevas gotas.

Los coeficientes en el caso de condensación en gotas puede ser el doble ó más, de los obtenidos cuando la condensación es en película. Los factores que hacen que la condensación se efectúe de una u otra forma son completamente desconocidos, de hecho en la realidad se -- presentan conjuntamente los dos tipos. Como veremos más adelante en la evaporación no suele considerarse el valor del coeficiente de superficie por el lado del vapor, puesto que es mucho más grande que - el del lado del líquido, por lo que la principal resistencia al flujo de calor es por el lado del líquido. Debe hacerse notar que la - presencia de incondensables en la caja de vapor altera el valor de éste coeficiente.

IV.2. COEFICIENTE DE SUPERFICIE PARA UN LIQUIDO EN EBULLICION.

Los tres factores más importantes que rigen la magnitud del coeficiente de superficie en un líquido en ebullición son :

- a).- Velocidad.
- b).- Viscosidad.
- c).- Limpieza de la superficie calefactora.

Estas consideraciones continúan siendo válidas para el caso especial de un líquido en ebullición. En un evaporador con la superficie calefactora sumergida que depende de la circulación originada por la convección natural, y la velocidad depende principalmente de la forma, tamaño y distribución geométrica de la superficie calefactora - con respecto al compartimiento del líquido. En estas circunstancias no es posible predecir cuantitativamente la circulación del líquido en ebullición. Se sabe que depende de factores tales como la viscosidad, densidad y la cantidad de calor que pasa a través de la superficie calefactora en la unidad de tiempo, ya que el último factor determina la velocidad de desarrollo de burbujas; no es posible separar el efecto de estos factores, y por consiguiente no se han desarrollado leyes cuantitativas para este caso. Se ha visto que la limpieza de las superficies calefactoras tiene un efecto sorprendente sobre el coeficiente. Los coeficientes globales de transmisión -

de calor se determinaron para agua destilada utilizando un evaporador de tubos horizontales. Para un punto de ebullición dado y un $\Delta T = 11.1^\circ\text{C}$, el coeficiente fué de aproximadamente de 2196 Kcal / ($\text{m}^2 \text{ hr } ^\circ\text{C}$), en tubos de acero nuevos y limpios, de 4880 para tubos de cobre nuevos y de 6380 a 15360 con tubos de cobre limpios y pulidos por diversos procedimientos.

Los últimos valores representan condiciones tan poco durables -- que continuándolas en días sucesivos no podrán repetirse.

No está claro si las cifras tan bajas obtenidas para el acero -- dependen o no de la presencia de una película de sustancia sólida -- de baja conductividad térmica (óxido o incrustaciones), no presente en el cobre. No se sabe también si los altos resultados obtenidos -- con el cobre pulimentado se deben únicamente a la eliminación de la capa de suciedad, o a la presencia de arañazos submicroscópicos (-- producidos por el agente pulimentador) en los que las burbujas de vapor pueden empezar a formarse. Al presente es muy poco conocido -- lo que produce un efecto positivo sobre las condiciones del efecto de superficie, pero si que un cierto grado de limpieza que raramente se encuentra en el equipo comercial, origina un incremento apreciable en el coeficiente de transmisión de calor por el lado del -- líquido en ebullición.

La construcción del cuerpo del evaporador tiene una influencia -- considerable sobre el coeficiente de película por el lado del líqui-

do. Por ejemplo en el tipo ordinario de tubos horizontales, la circulación es principalmente hacia abajo en uno de los extremos de la caja y hacia arriba en el otro. La disposición de la superficie de calentamiento, en este tipo de evaporador, no es particularmente -- satisfactoria para obtener una circulación vigorosa. En tales condiciones, por lo tanto, el coeficiente de película del líquido es -- bajo y el tipo de evaporador de tubos horizontales normalmente da -- un coeficiente global más bajo que uno de tubos verticales que opere en las mismas condiciones. En los evaporadores normales de tubos verticales, la ebullición en los tubos desarrolla una circulación -- considerable a causa de la aceleración originada por el desarrollo de las burbujas de vapor. Las grandes tomas, tanto central como anular, permiten que el circuito sea completo, por lo que la circulación en un evaporador de tubos verticales es relativamente grande -- comparada con la de tubos horizontales. El coeficiente de película por el lado del líquido en el caso de un evaporador de circulación forzada es mucho mayor, por razones que veremos más adelante, y es una de las razones principales de utilizar la mayoría de las veces un evaporador de circulación forzada.

IV.3. COEFICIENTES GLOBALES.

A pesar de que los problemas de transmisión de calor se estudiarían mejor, dividiendo la resistencia global en coeficientes individuales de superficie, en general no se hace así por varias razones :

a).- El efecto de los gases incondensables sobre el coeficiente de condensación en la superficie, no se toma en cuenta en las ecuaciones de Nusselt.

b).- En la mayor parte de los evaporadores, los coeficientes del vapor condensante son tan altos, comparados con los coeficientes del líquido en ebullición que el coeficiente global es aproximadamente igual al coeficiente del líquido en ebullición.

c).- La determinación de los coeficientes de superficie implica el uso de un equipo muy complicado y caro.

d).- La determinación de los coeficientes globales en condiciones - tales que simulan a las que existen en la práctica fué tan conveniente que pareció importante obtenerlos tan rápidamente como fué posible.

El efecto de los detalles físicos de construcción del evaporador aún ahora son poco conocidos, por lo que los coeficientes globales determinados sobre aparatos copiados de los de construcción normal son más útiles.

A causa de la complejidad del problema y el limitado número de datos experimentales válidos, es imposible predecir los coeficientes por el lado del líquido, excepto en uno ó dos casos muy especiales. La figura 4.1, representa el efecto de la caída de temperatura y punto de ebullición sobre el coeficiente (ref. 1). Las curvas se determinaron en un evaporador de tubos verticales del tipo canasta de 750 mm de diámetro interior y 24 tubos de 50 mm de diámetro y 1200 mm de longitud. El líquido utilizado fué agua. Los coeficientes aumentan con la caída de temperatura debido a que cuanto mayor es ésta, tanto mayor es la cantidad de calor que pasa a través de la superficie calefactora y mucho más vigorosa es la ebullición. Así, aumentando la caída de temperatura en el evaporador se incrementa la capacidad, no solamente debido al incremento del ΔT en la ecuación :

$$q = U A \Delta T \quad 4.1$$

sino también por el aumento del coeficiente. El coeficiente crece con el aumento del punto de ebullición, para un valor dado de ΔT , debido a que cuanto más elevado es el punto de ebullición, menor es la viscosidad del líquido.

Las curvas de la figura 4.1, pueden utilizarse para calcular los coeficientes de transmisión de calor a puntos de ebullición y caída de temperatura cualesquiera, en el evaporador empleado y operando -

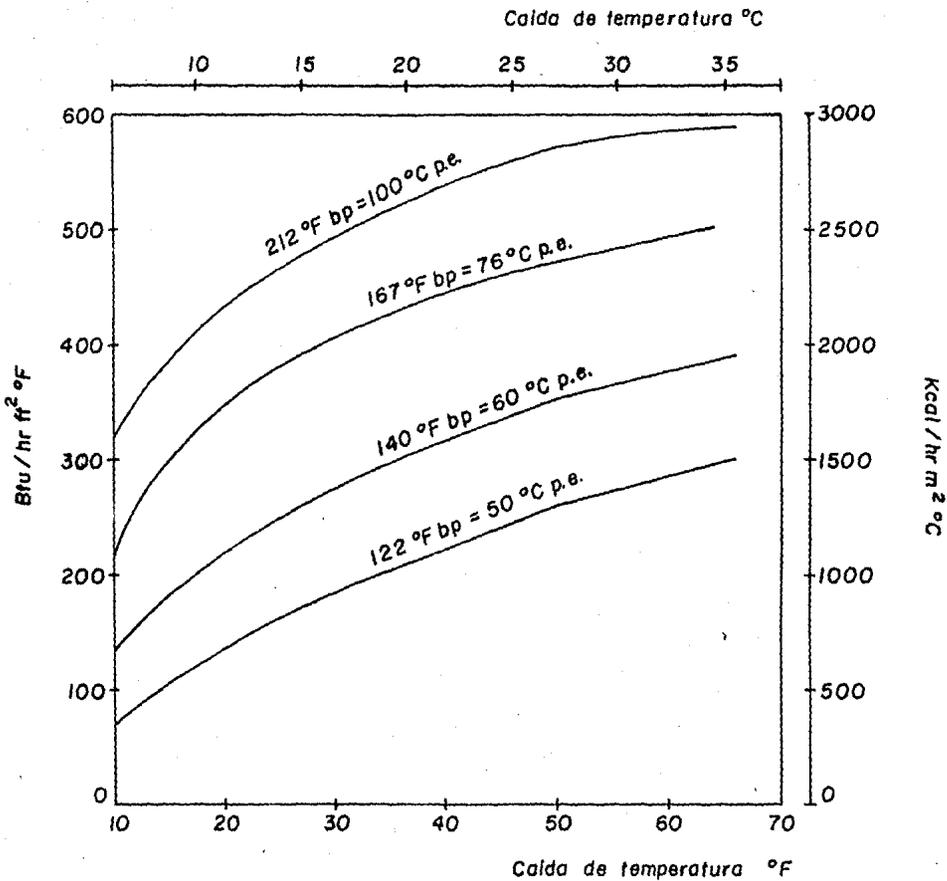


Fig. 4.1. Relación entre el punto de ebullición, caída de temperatura y coeficiente de transmisión de calor en un evaporador de tubos verticales.

con agua destilada ó soluciones equivalentes. Las curvas conducen - a conclusiones cualitativas válidas, pero los valores numéricos de la figura 4.1, no pueden utilizarse para un evaporador de otro tipo y de proporciones semejantes a las del que se utilizó para determinar los valores, tampoco pueden utilizarse los valores para soluciones cuyas propiedades difieran apreciablemente de las del agua destilada.

¿ Por qué se trabaja en los evaporadores con un vacío de 660 a - 711 mm Hg en lugar de hacerlo con un vacío mucho más elevado como el utilizado en las plantas de energía?, la respuesta es que con un vacío de por ejemplo 12.7 mm Hg absolutos, se sumaría a la caída de - temperatura obtenible, un incremento. La figura 4.1, muestra que con vacíos cada vez más elevados (menores puntos de ebullición) los coeficientes disminuyen rápidamente para un ΔT dado, probablemente debido al aumento de la viscosidad del líquido. De hecho es posible - aumentar el vacío hasta un punto en el que el aumento del ΔT queda compensado por la disminución del coeficiente y la capacidad del evaporador. Esto depende, no obstante, de la curva viscosidad-temperatura del líquido y de la elevación del punto de ebullición.

IV.4. EFECTO DE LA CARGA HIDROSTÁTICA EN COEFICIENTES GLOBALES.

Si existe en el evaporador una altura de líquido apreciable, el punto de ebullición que corresponde a la presión que reina en el espacio de vapor por encima del líquido es únicamente el que corresponde a la capa superficial. Una partícula de líquido situada a una distancia X metros por debajo de la superficie estará sometida a una presión igual a la que existe en el espacio de vapor aumentada en la carga hidrostática X m de líquido y por tanto, tendrá un punto de ebullición más elevado. En los evaporadores reales, por esta razón, el punto medio de ebullición de toda la masa del líquido es más elevado que el que corresponde a la presión que existe en el espacio de vapor. Esta elevación en el punto de ebullición es a expensas de la caída de temperatura a través de la superficie calefactora, lo que origina una disminución en la capacidad del evaporador.

No es posible calcular cuantitativamente el efecto de esta elevación del punto de ebullición sobre la capacidad del evaporador.- Consideremos un evaporador normal de tubos verticales. A medida que el líquido brota de los tubos, se pone en equilibrio con el vapor a la presión que existe en el espacio de vapor y alcanza la temperatura correspondiente. La circulación natural en estos aparatos transporta al líquido por la bajada central al fondo de la caja tubular. Cuando entra en los tubos por su parte interior, está por lo tanto a la temperatura del espacio de vapor y no a la que corresponde a -

la presión existente en el fondo de los tubos. A medida que se eleva por el interior de los tubos se va calentando, pero al mismo tiempo la presión va disminuyendo.

En cualquier punto intermedio del recorrido en el tubo, empieza a ebullición, y desde este punto hasta la parte superior del tubo, su presión va reduciéndose hasta la que existe en el espacio de vapor.

Puesto que no puede determinarse o calcularse la temperatura del líquido durante el ciclo, tampoco puede determinarse el valor numérico de la carga hidrostática. Sin embargo, debe admitirse el efecto de esta carga sobre la caída de temperatura en evaporadores de tubos largos verticales y grandes niveles de líquido. La figura 4.2, muestra el efecto del nivel del líquido sobre la capacidad de un evaporador de tipo cesta y tubos verticales (ref.).

Se obtuvo esta curva en un evaporador que tenía tubos de 760 mm de longitud; en ella se ve que un incremento en el nivel del líquido disminuye aparentemente el coeficiente de transmisión de calor.

La disminución de la capacidad cuando aumenta el nivel del líquido es realmente el resultado de la intervención de dos factores; en primer lugar los altos niveles de líquido originan una disminución en la velocidad de circulación, y ésta a su vez disminuye el coeficiente de película por el lado del líquido; y en segundo lugar, los altos niveles de líquido aumentan el efecto de la carga hidrostática y por consiguiente disminuye la caída verdadera de temperatura.

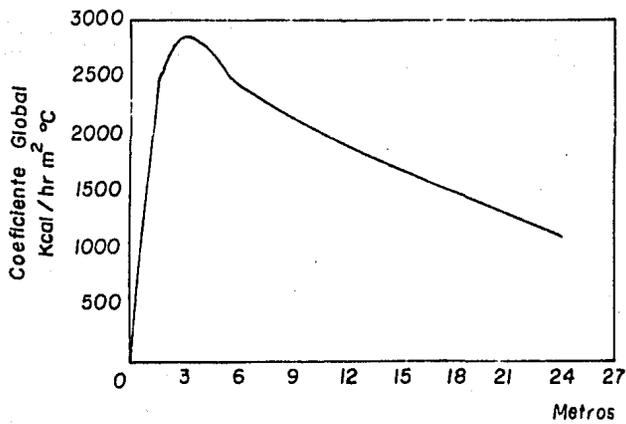


Fig.4.2. Nivel de líquido por encima de la placa tubular inferior.

Las cantidades de calor transferido, representadas en la figura 4.2, se determinaron, no obstante, utilizando la diferencia entre la temperatura del vapor de calentamiento y la temperatura del líquido en equilibrio con la presión que existe en el espacio de vapor. Por este procedimiento de cálculo, un incremento en la caída media verdadera de temperatura, aparece como una disminución aparente sobre el coeficiente global de transferencia de calor. Es imposible separar estos dos efectos, ó también explicar cuál de estos tiene mayor influencia.

IV.5. COEFICIENTES DE TRANSMISION DE CALOR EN EVAPORADORES DE CIRCULACION FORZADA.

En el evaporador de circulación forzada se han investigado los coeficientes de transmisión de calor que pueden predecirse con suficiente aproximación.

Un evaporador experimental de este tipo (ref. 1), formado por un único tubo, fué provisto de una serie de termopares colocados sobre la pared de forma que se pudieran determinar separadamente los coeficientes del lado del líquido y del lado del vapor y por medio de un termopar que se hacía descender a través del centro del tubo se determinó el curso de las temperaturas desde la parte superior a la infe---

rior. El líquido que se evaporó, fué agua destilada, la figura 4.3 muestra las temperaturas del líquido a dos caídas de temperatura y velocidades de líquido diferentes. En estos experimentos se emplearon tubos de 3.65 m de longitud, de tal manera que el lado izquierdo de la figura corresponde al fondo del tubo y el derecho a la parte superior.

Las curvas para caídas de temperatura grande y pequeña indican - que para velocidades inferiores a 1.5 m por segundo, el líquido alcanza una temperatura máxima en alguna parte del tubo, vaporizándose rápidamente y disminuyendo su temperatura hasta un valor aproximado al de equilibrio con la presión que existe en el espacio de vapor. No obstante cuando se emplean velocidades de líquido de 1.5 m/seg, el líquido tiene una muy pequeña oportunidad para evaporarse rápidamente en los tubos, y a velocidades mayores de 1.5 m/seg no hay evaporación en el interior de los tubos. Una elevación uniforme de temperatura indica que el líquido se calienta sin vaporizarse a todo lo largo del tubo.

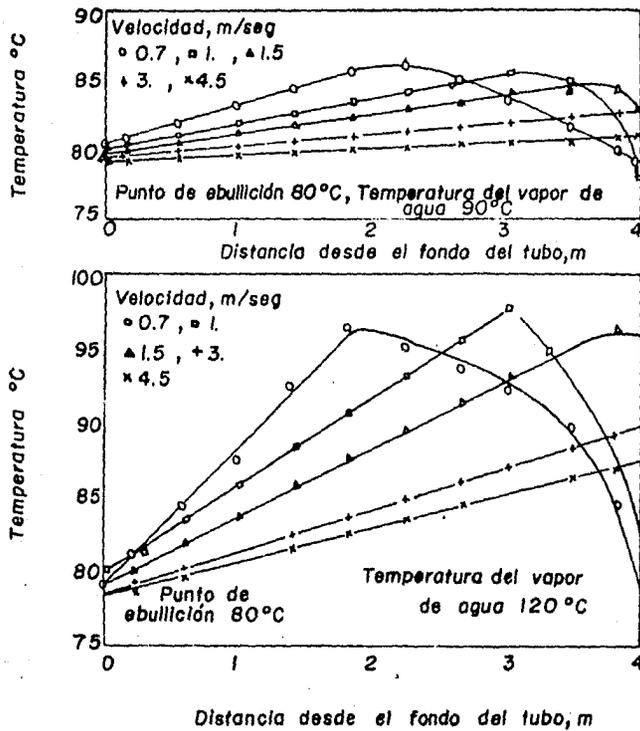


Fig.4.3.Temperatura a lo largo de tubos en un evaporador de circulación forzada.

IV.6. FORMACION DE INCRUSTACIONES.

Además de los problemas comunes de control de proceso y mantenimiento, el operador de evaporadores tiene que hacer frente a las -- pérdidas considerables de la capacidad, que se deben a los depósi-- tos de sólidos a partir de soluciones que se están evaporando sobre las superficies de transferencia de calor. Este problema es particu-- larmente agudo cuando los materiales que se evaporan muestran la -- "solubilidad invertida" o sea, cuando la solubilidad decrece a me-- dida que la temperatura aumenta. Cuando una solución de éste tipo -- pasa a través de los tubos de un evaporador, el material más próxi-- mo a las paredes del tubo se calienta a una temperatura superior a la existente en el centro del tubo. Si la solución tiene una tempe-- ratura global cercana a la temperatura de saturación, entonces el -- fluido cercano a las paredes puede estar tan caliente, que la con-- centración de saturación sea superior a la existente en el resto, -- con lo cuál se precipitará el sólido que se adherirá fuertemente a las paredes de los tubos, y ésto sólo se traduce en un incremento aún mayor de temperatura con lo cuál se provocará más precipitación.

El sulfato de sodio y el sulfato de calcio, son algunas de las -- sustancias que presentan el fenómeno de la solubilidad inversa. Aho-- ra bien, para quitar la incrustación, hay que abrir los evaporado-- res en la mayoría de las ocasiones, pues los sólidos se adhieren --

muy fuertemente a las superficies metálicas.

También se acostumbra escobillar los tubos con cepillos cilíndricos de alambre, e inclusive hervir una solución ácida en el evaporador. La incrustación puede reducirse en algunos casos, manteniendo una suspensión de la fase sólida en el licor, con lo que se proporciona una gran superficie de cristalización.

IV.6.1. VELOCIDAD DE FORMACION DE INCRUSTACIONES.

Si las condiciones de operación se mantienen constantes, la cantidad de incrustación formada, es directamente proporcional a la -- cantidad total de calor transmitido a través de la superficie desde el inicio de la operación. Así también el coeficiente global de transferencia de calor debe de disminuir a medida que la incrustación -- crece, en vista de que se forman resistencias adicionales para que la transferencia de calor tenga lugar. Sobre ésta base :

$$U = 1 / (R_o + R_s) = \frac{1}{\frac{1}{U_o} + aQ} \quad 4.2$$

donde :

U = Coeficiente global de transferencia de calor en el - tiempo θ después del inicio de la operación.

U_0 = Coeficiente global de transferencia de calor al comenzar la operación.

R_0 = Resistencia a la transferencia de calor que existe al comenzar la operación.

R_s = Resistencia a la transferencia de calor que resulta de la incrustación.

Q = Cantidad total de calor transferida desde el tiempo cero al tiempo Θ .

a = Una constante para el caso particular.

La velocidad de transmisión de calor en cualquier tiempo Θ , está dada por la ecuación :

$$q = dQ/d\Theta = U A (-\Delta T) \quad 4.3$$

resolviendo la ecuación 4.2 para Q :

$$aQ = 1/U - 1/U_0$$

y diferenciando :

$$a \frac{dQ}{dU} = \frac{d}{dU} (1/U - 1/U_0)$$

puesto que U_0 es una constante :

$$a \frac{dQ}{dU} = \frac{d}{dU} (1/U)$$

por lo que :

$$dQ = - dU / (aU^2) \quad 4.4$$

sustituyendo 4.4 en 4.3 :

$$- dU/aU^2 = U A (-\Delta T) d\Theta$$

ó

$$- dU/U^3 = A (-\Delta T) a d\Theta$$

integrando entre los límites desde que $\Theta = 0$ hasta $\Theta = \Theta$:

$$1/U^2 - 1/U_0^2 = A (-\Delta T) a \Theta / 2 \quad 4.5$$

La ecuación 4.5 muestra que la gráfica de $1/U^2$ contra Θ para la evaporación de una solución formadora de incrustación, debe dar una recta, si esto es verdad, la trayectoria completa de U como una función del tiempo puede ser encontrada a partir de valores del coeficiente global en dos puntos en el tiempo, después de que la operación se ha iniciado. Esta información junto con el conocimiento que se tenga del tiempo requerido para parar la unidad y limpiar los -- tubos, es lo que permite al ingeniero juzgar cuál es el tiempo óptimo entre dos paros.

Existe un tiempo óptimo de operación entre dos períodos de remoción de incrustaciones que dará el máximo para la capacidad total. Sí el evaporador se vacía y se limpia con bastante frecuencia, la - producción media es baja debido a que buena parte del tiempo el evaporador esta improductivo. Por otra parte, si las limpiezas son muy espaciadas, el coeficiente medio de transmisión es bajo y disminuye,

como resultado de ello la capacidad. El óptimo en la mayoría de los casos no esta bien definido y se determina con buena precisión por tanteos, pero como ya se mencionó, puede calcularse a partir de una gráfica como la que se muestra en la figura 4.4 .

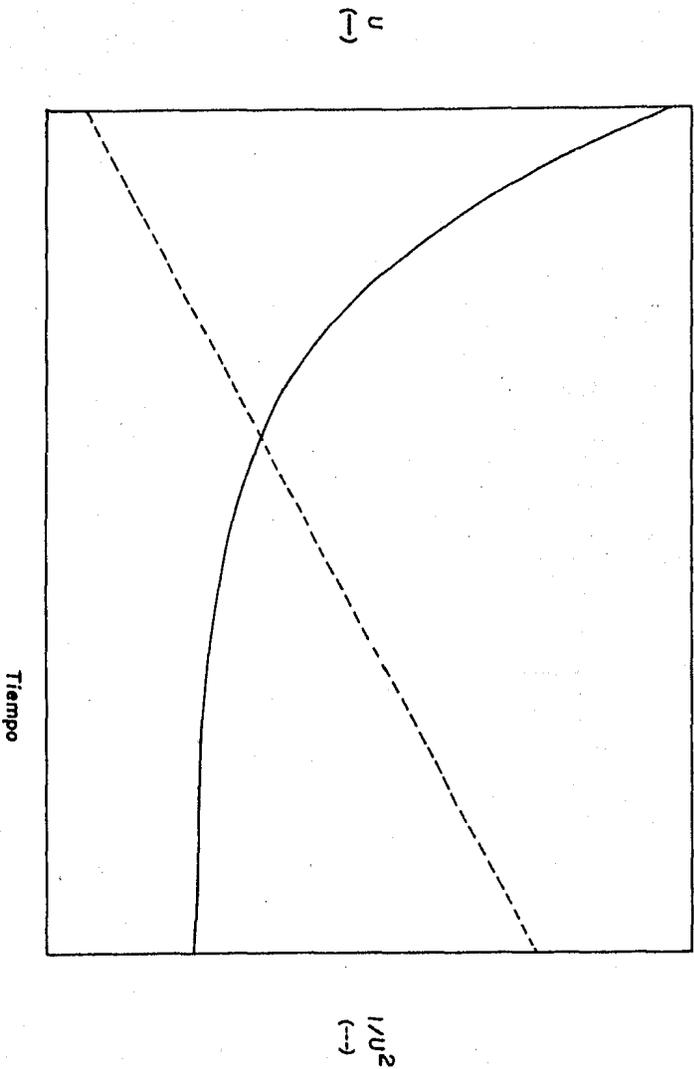


Fig. 4.4. Tiempo óptimo de operación entre dos paros.

V. TIPOS DE EVAPORADORES.

Existen dos tipos principales de equipo tubular vaporizador usado en la industria y son las Calderas e Intercambiadores de calor.

Las calderas son aparatos tubulares calentados por fuego directamente, que por principio convierten la energía del combustible en calor latente de vaporización.

Los intercambiadores vaporizadores no son calentados por fuego directamente, éstos convierten el calor latente ó sensible de un fluido en calor latente de vaporización de otro. Si se usa un intercambiador vaporizador para la evaporación de una solución acuosa es casi convencional llamarlo evaporador. Si se usa para suministrar los requerimientos de calor en el fondo de una columna de destilación, ya sea que el vapor sea vapor de agua ó no, el equipo es llamado hervidor ó reboiler. Cuando no se usa para la obtención de agua y no forma parte de un proceso de destilación, un intercambiador vaporizador se llama simplemente vaporizador. Cuando se usa un evaporador para la producción de agua pura ó para cualquiera de los procesos asociados con la generación de potencia, se llaman evaporadores para plantas de fuerza.

Los distintos tipos de evaporadores pueden clasificarse como sigue :

I.- Aparatos calentados a fuego directo.

II.- Aparatos con el medio calentador en camisas, dobles paredes,- etc.

III.- Evaporadores calentados con vapor por tubos como superficies calefactoras.

a).- Tubos horizontales(vapor por el interior de los tubos).

b).- Tubos verticales.

1.- Tipo estandar.

2.- Tipo cesta.

3.- Tipo de tubos largos.

4.- Tipo de circulación forzada.

c).- De tubos de formas especiales; serpentines, tubos en "U", etc.

V.1. APARATOS CALENTADOS A FUEGO DIRECTO.

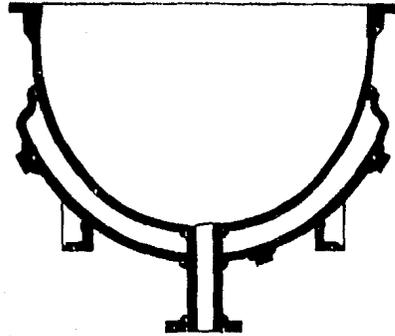
El dispositivo más importante que cae dentro de este contexto es la caldera de vapor, que no puede ser objeto de estudio en el presente trabajo, pero podemos señalar que se emplea en aquellos casos en los que se desee hervir ó evaporar líquidos con gases de escape.

V.2. APARATOS DE CAMISA CALEFACTORA.

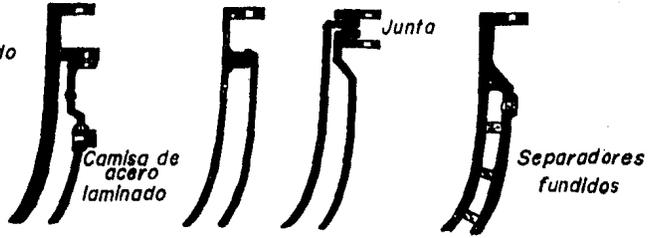
Cuando se desea evaporar líquidos en pequeñas cantidades, la operación se efectúa en cualquiera de los tipos de caldera con ca-

misa de vapor que existen, contruidos en una gran variedad de materiales, modelos y tamaños. El material de construcción más empleado es la fundición. En estos aparatos la camisa puede ser fundida de una pieza con la caldera de vapor ó puede hacerse con una chapa de metal fundida exteriormente. En muchas industrias, tal como en la alimenticia se emplean calderas de acero inoxidable, aluminio, etc.. En ellas la camisa está contruida de chapa de metal remachada ó soldada al cuerpo; en industrias farmacéuticas y químicas especiales se emplea con gran profusión las calderas esmaltadas.

El vaso interior ó caldera propiamente dicha se construye de una sola pieza para pequeños tamaños y de varias chapas soldadas para tamaños mayores. La unión entre la caldera y la camisa se hacen bien por soldadura ó por medio de juntas y tornillos. El fondo de la camisa lleva una tubería para salida del agua condensada, y un drenaje para la salida del producto (figura 5.1). En la parte superior de la camisa va la entrada de vapor y una salida para la descarga de los gases incondensables. La velocidad de transferencia de calor en éstos aparatos puede variar de 250 a 1400 Kcal/Hr.m²°C, dependiendo ello de la viscosidad del líquido que se va a evaporar, de la intensidad de la agitación y en menor escala del material de que está contruida la caldera.



*Caldera de
hierro fundido*



*Camisa de
acero
laminado*

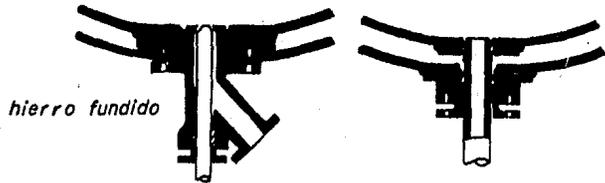
Junta

*Separadores
fundidos*



Brida forjada

Tuerca de cierre



hierro fundido

Fig. 5.1. Caldera de camisa con vapor

V.3. EVAPORADOR DE TUBOS HORIZONTALES.

El primer aparato evaporador reconocido como tal fué uno cons--
truido con tubos horizontales por Norbet Rillieux en Lousiana en -
1843.

Este tipo de evaporador estuvo en uso muy poco tiempo y fué reem--
plazado rápidamente por los de tubos verticales. Fué posteriormente
puesto en uso en 1879, en el tipo Welner Jelineck, que se adoptó -
ampliamente siendo los actuales derivados de él.

El cuerpo de este evaporador es el que contiene el líquido a eva--
porar. Va cerrado por la parte superior e inferior por dos casque--
tes esféricos (figura 5.2), aunque esta última puede ser cónica. El
cuerpo cilíndrico está formado por dos anillos como mínimo, en el -
inferior de los cuales va colocada la caja de vapor, formada a su -
vez, por dos cámaras de vapor, diametralmente opuestas, cerradas --
por el exterior por paredes planas y por el interior por placas tu--
bulares, en las cuales van sujetos los tubos. El vapor entra en la
caja por la tubería A y fluye a través de los tubos, condensándose
y cediendo al líquido su calor latente de vaporización. Este vapor
condensado, así como los gases incondensables, son barridos por nue--
vas cantidades de vapor y descargados por C y B, respectivamente.
Debe de comprenderse que en una operación normal, únicamente se -
separarán en la caja, vapor condensado y gases incondensables. La
entrada de la alimentación puede colocarse en un punto adecuado -

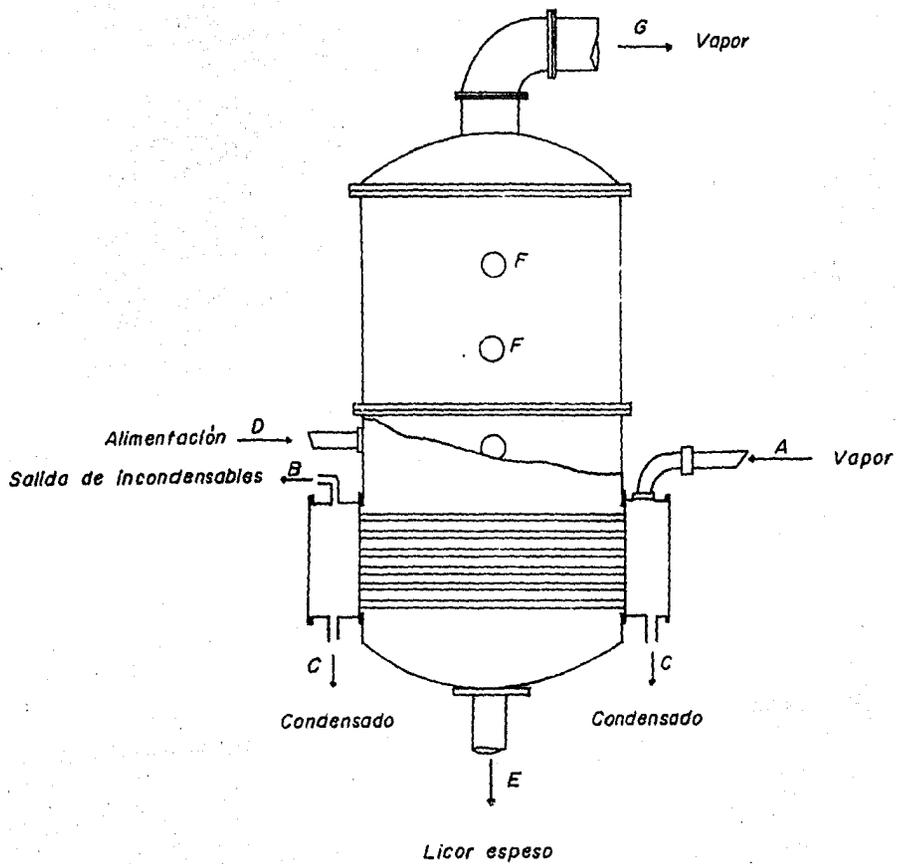


Fig.5.2.Evaporador de tubos horizontales

del anillo cilíndrico inferior, tal como D , y la descarga del líquido concentrado se hace por el centro del fondo E , este fondo lleva fundidas ó remachadas ménsulas adecuadas para mantener el evaporador sobre sus apoyos. La mayor parte de los evaporadores llevan unas mirillas para vigilar la operación (F).

El vapor que se desprende del líquido que ebulle sale por la parte superior, tubería G .

En los evaporadores de tubos horizontales, éstos casi invariablemente están fijos por una placa tubular, y que consiste en una gruesa placa metálica que lleva una serie de barrenos de un diámetro ligeramente superior al de los tubos de vapor, estando avellanados por la parte inferior de la caja de vapor. Los tubos tienen una longitud tal que sobresalen de las placas tubulares de cada lado, unos tres centímetros y van provistos de empaquetadura de goma que se aloja en el avellanado de la placa tubular. Cada serie de cuatro tubos están asegurados por la placa tubular por medio de una placa metálica de forma apropiada, que comprime las empaquetaduras de goma contra la placa tubular y los tubos. Esta placa va fija a su posición por medio de un tornillo situado en el centro de los cuatro tubos. La principal ventaja de éste dispositivo es la facilidad con que pueden cambiarse los tubos.

El diámetro de los evaporadores de tubos horizontales puede variar desde 90 cm hasta 3.5 m. Siendo el normal de los tubos de 2.2 a

3.2 cm de diámetro exterior, y el tamaño medio para el cuerpo de - 1.8 a 2.45 m . Puede construirse de placa de acero aunque normalmente se hace de fundición debido a la gran resistencia que ésta presenta a la corrosión moderada. El ancho de paquetes de tubos es de - aproximadamente medio diámetro del cuerpo, y su profundidad menor - que este ancho . El nivel del líquido se mantiene ligeramente por encima de los tubos.

Existe un pequeño número de modificaciones, consistente casi exclusivamente en cambios en la forma del cuerpo fundido, sin que se modifique la disposición general y las relaciones entre las diferentes partes. Esta clase de evaporadores es la que mejor se adapta para trabajar soluciones no viscosas que no depositen cristales ó incrustaciones durante la evaporación. El costo de la primera instalación por metro cuadrado de superficie calefactora es menor que el de -- otros tipos de evaporadores.

V.4. EVAPORADOR DE TIPO NORMAL (ESTANDAR O DE CALANDRIA).

A pesar de que el modelo de evaporador de tubos verticales no - fué el primero en ser construido si fué el primero en alcanzar gran popularidad. El modelo inicial se debe a Robert, director de la fábrica de azúcar de Seelowitz (Austria), hacia 1850, por lo que muchas veces se le conoce como tipo Robert.

Este tipo de evaporador se muestra en la figura 5.3 y está caracterizado por una caja tubular en el interior del cuerpo del evaporador formada por dos placas "A" que atraviesan el cuerpo, provistas de barrenos para el alojamiento de los tubos, y otro de mayor diámetro para el tubo de caída "B"; los tubos van colocados sobre las placas y el vapor se introduce en la caja por "G" de forma que el líquido a evaporar circula por el interior de los tubos, mientras que el vapor de agua (calefactor) lo hace por el exterior de los mismos. Cuando el líquido ebulle, sube en forma de chorro por los tubos; se derrama por encima de la placa superior y cae por el tubo de retorno central "B". El agua condensada en la caja tubular se elimina por el fondo "C" de ella, los gases incondensables por la parte superior "D". Las posiciones exactas de la alimentación "E" y la descarga "F" del producto concentrado pueden variar pero la indicada en la figura es la más ampliamente aceptada. Existen muchas variaciones de esta disposición pudiéndose usar un fondo cónico en lugar de casquete esférico. La relación entre la longitud y el diámetro de los tubos, así como las relaciones entre la altura del cuerpo y la longitud de los tubos y otros detalles, pueden modificarse sin que por ello se altere el principio del evaporador. El nivel del líquido durante la operación está próximo al extremo superior de los tubos.

Han existido muchas modificaciones de ésta disposición tales co-

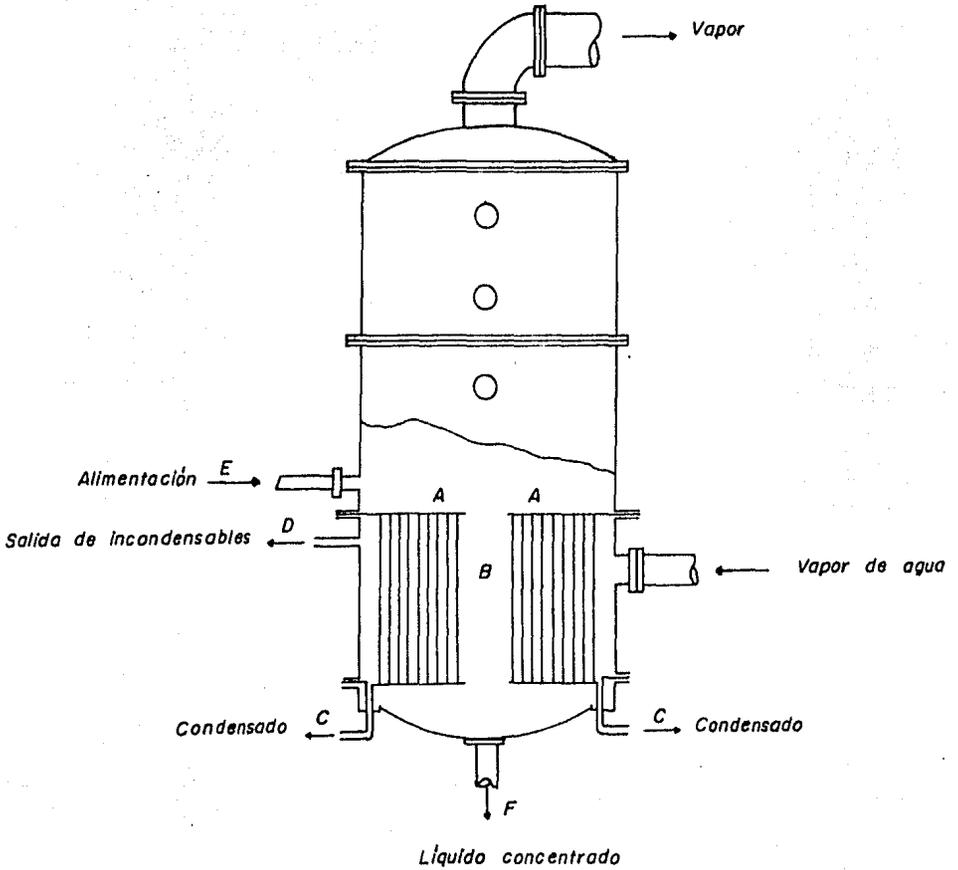


Fig. 5.3. Evaporador normal de tubos verticales ó de Calandria.

mo tubos de caída de diferentes secciones rectas, tubos de caída ex-céntricos, tubos de caída múltiples, tubos de caída exteriores al cuerpo, etc.. Sin embargo la caída central ha quedado como construcción normal. El área de la sección recta de caída está comprendida entre un 75 % y un 150 % del área de la sección recta combinada de los tubos. Los tubos tienen diámetros comprendidos entre 25 mm y -- 100 mm y longitudes desde 76 a 183 cm, aunque los tubos normales son de 50 mm de diámetro y 150 cm de largo.

A régimen continuo, el caudal que pasa por los tubos es mucho mayor que el de la alimentación, es decir, al entrar en los tubos el líquido tiene igual concentración que la solución concentrada que sale del evaporador, y su temperatura es casi la de ebullición correspondiente a la presión que existe sobre el nivel del líquido. La velocidad de entrada del líquido a los tubos es de 0.30 a 1.0 m/seg y a medida que asciende por ellos, el aumento de entalpia es suficiente para alcanzar la temperatura de ebullición, produciéndose vapor al llegar hacia el extremo superior de los tubos. Corrientemente, el salto real de temperatura ($-AT$) es algo inferior al que existe entre la temperatura del vapor fresco y la temperatura de ebullición a la presión sobre el nivel del líquido.

Este tipo de evaporador es poco conveniente cuando el líquido que se va a evaporar es muy viscoso o forme mucha espuma, o pueda estar sometido solamente por muy cortos períodos a las temperaturas del evaporador.

V.5. EVAPORADOR TIPO CANASTA.

En éste tipo de evaporador el líquido circula por el interior de los tubos, mientras que el vapor lo hace por el exterior, pero la caída en lugar de ser central, es anular (figura 5.4). En este tipo de construcción el elemento calefactor forma un conjunto que puede extraerse por completo para su reparación ó limpieza. El tipo más general tiene fondo cónico pero también puede ser plano. Las proporciones de los tubos de este tipo de cesta son iguales a las del tipo normal vertical. El vapor es alimentado como se muestra en la figura. También puede hacerse con una tubería que baje desde la parte alta del cuerpo, por su centro y en algunos casos raros por el lateral del cuerpo.

Una característica importante en este tipo de evaporador es la facilidad con que puede instalarse un deflector, con el objeto de reducir los arrastres producidos por la violenta proyección hacia arriba del líquido cuando ebulle y que significa pérdidas por arrastre, siendo este efecto acentuado cuando el nivel del líquido es bajo, para impedir estas pérdidas, se monta una pantalla la cuál es más fácil acoplar en este tipo que en el normal. Otras diferencias entre los dos tipos son principalmente los detalles de construcción.

Este evaporador puede usarse con licores con tendencia a incrustar, aún cuando se recomienda para líquidos con altas viscosidades ó muy incrustantes.

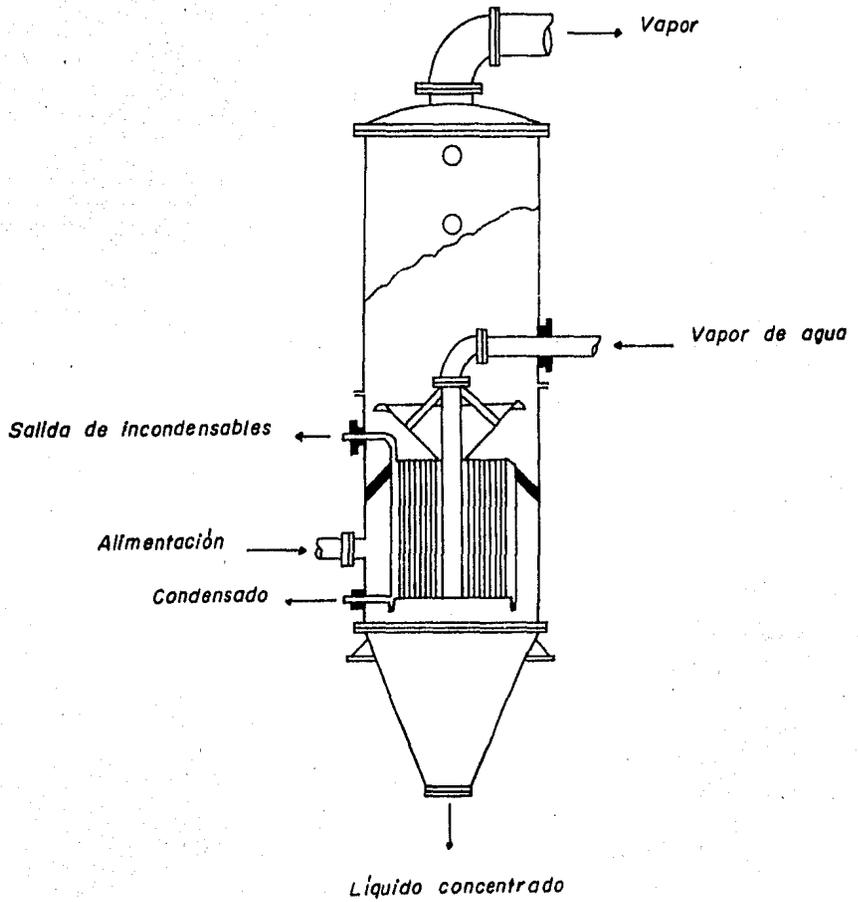


Fig. 5.4. Evaporador de tipo Cesta ó Canasta, con tubos verticales.

V.6. EVAPORADOR DE TUBOS LARGOS VERTICALES.

Se ha reconocido que era deseable una gran velocidad en el movimiento del líquido, con objeto de mejorar el coeficiente de transferencia de calor, por el lado del vapor condensante es mucho mayor que por el lado del líquido. Cualquier factor (tal como la velocidad del líquido), que mejore el coeficiente por el lado del líquido aumenta el coeficiente global casi proporcionalmente.

Las altas velocidades en los líquidos que circulan por tubos cuando llegan a ebullición tienen un efecto beneficioso por dos razones :

- 1).- Estas altas velocidades hacen disminuir el espesor de la película viscosa y de la zona intermedia.
- 2).- Las velocidades paralelas al eje del tubo barren las burbujas del vapor a medida que se forman.

Al tratar de la transmisión de calor a líquidos en ebullición se vio que para tubos horizontales se encuentra un flujo máximo de calor a un cierto valor de ΔT y que por encima de éste, el flujo disminuiría rápidamente debido a que el vapor que se forma aísla la superficie de calefacción. Por el contrario el líquido que ebulle en tubos verticales, no tiene tal ΔT crítico cuando se utilizan tubos largos con un $L/D = 150$ ó mayores, manteniéndose un bajo nivel de líquido, la acción de arrastre de las burbujas que se forman es lo bastante violenta y la velocidad del líquido muy alta.

El primer evaporador que se utilizó con este efecto fué el pro--

yectado por Kesntner y se hizo de empleo muy popular en Europa.

La característica principal es que los tubos tienen un diámetro de 32 a 63.5 mm y una longitud de 305 a 610 cm; el nivel del líquido se mantiene bajo, no más de 60 a 90 cm por encima de la placa -- tubular inferior. La mezcla de vapor y líquido pulverizado por alta velocidad es lanzada desde la boca superior de los tubos contra el deflector con el cual choca y hace caer el líquido sobre la parte superior de la caja de vapor y de ahí se descarga (ver figura siguiente). Como se observa, esta evaporación no tiene tubo de caída y el líquido no pasa a través de los tubos más de una sola vez. No hay necesidad de mantener una altura de líquido determinada y las variaciones en la alimentación únicamente originan las correspondientes variaciones en la concentración final.

Este evaporador tiene la propiedad de que el líquido se mueve en los tubos por convección natural, y como en los anteriores tiene -- una pantalla de choque para facilitar la separación del vapor y del líquido. Por regla general, el evaporador de tubos largos no se emplea con soluciones que formen incrustaciones, ó sean muy viscosas; en cambio es recomendable para líquidos espumosos, debido a que la espuma se rompe contra la pantalla al salir de los tubos a gran velocidad.

El líquido evaporado en este evaporador es mayor que en uno de -- circulación forzada. Sin embargo, la operación puede efectuarse con

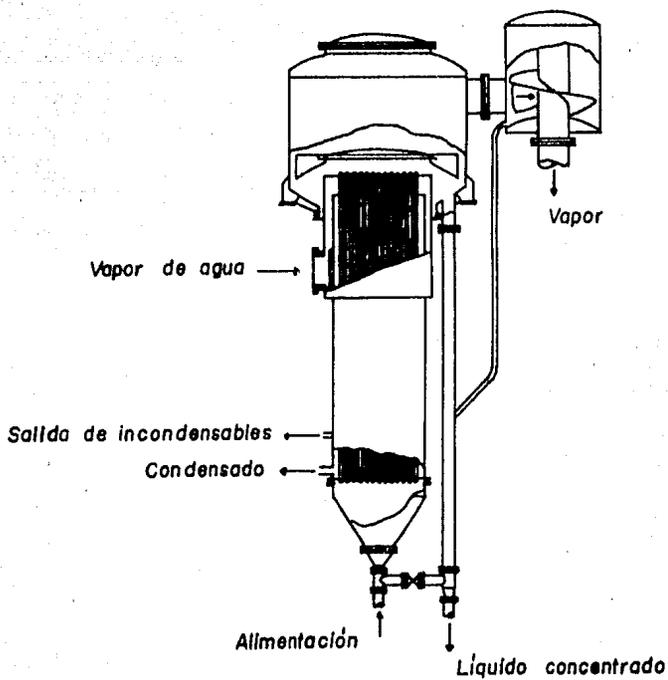


Fig. 5.5. Evaporador de tubos largos verticales.

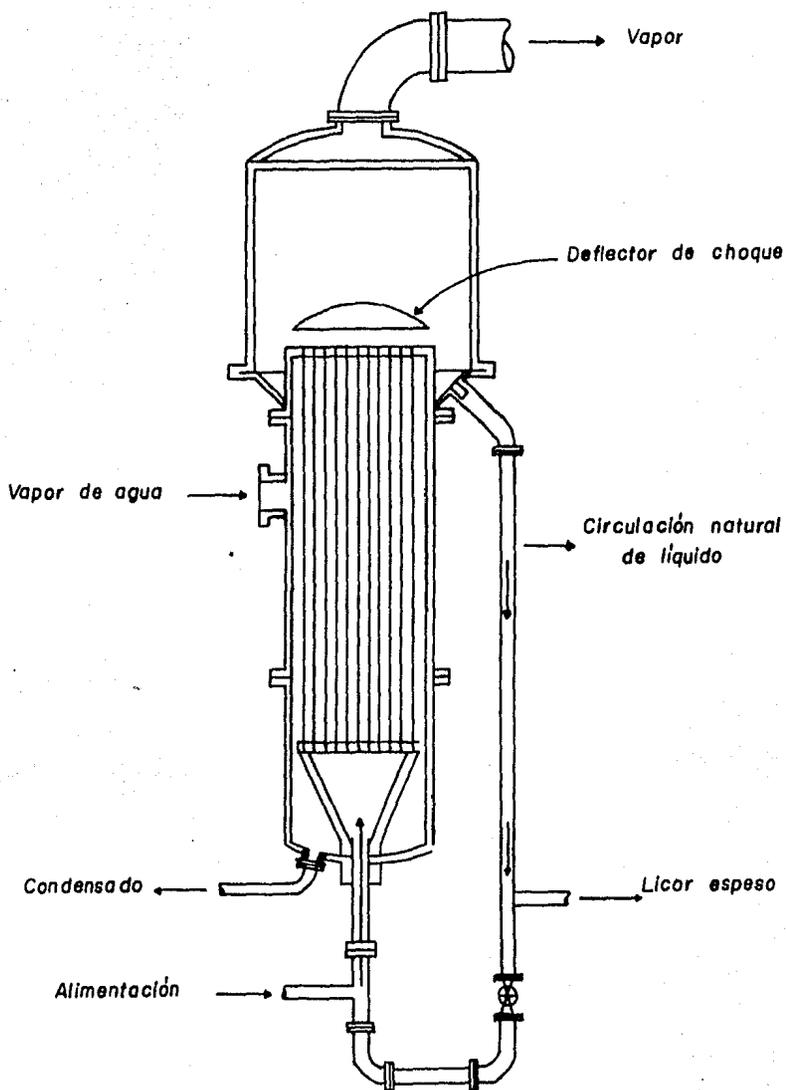


Fig. 5.6. Corte longitudinal de un evaporador de tubos largos verticales.

recirculación. Los coeficientes de transferencia de calor son inferiores que en los de circulación forzada, pero en cambio se elimina el costo de instalación y mantenimiento de la bomba.

V.7. EVAPORADORES DE CIRCULACIÓN FORZADA.

En este tipo de evaporador los tubos son largos y de diámetro pequeño, menor que en un evaporador normal de tubos verticales (por lo general de 20 mm de diámetro interior y unos 2.5 m de largo, véase figura 5.7) y están contenidos en un elemento calefactor "A", formado por dos placas tubulares. El haz de tubos proyecta la mezcla de vapor y líquido a la parte superior del evaporador llamada cabeza de vapor "B". Por la tubería "C" se conduce el líquido a la entrada -- de una bomba "D", que lo lanza a través de los tubos con una cierta velocidad. A medida que el líquido asciende por los tubos, se calienta y empieza a ebullición con lo que el vapor formado y el líquido salen por la parte superior a gran velocidad. La mezcla choca con el deflector curvo "E", que lanza el líquido hacia abajo, con lo que la separación del vapor es casi total. La entrada del vapor calefactor está próxima al fondo del haz de tubos, lleva colocada una pantalla cilíndrica "F", que llega casi hasta la parte superior del elemento calefactor. El vapor de calefacción se eleva entre la coraza y los tubos y luego fluye hacia abajo, arrastrando los gases incondensa--

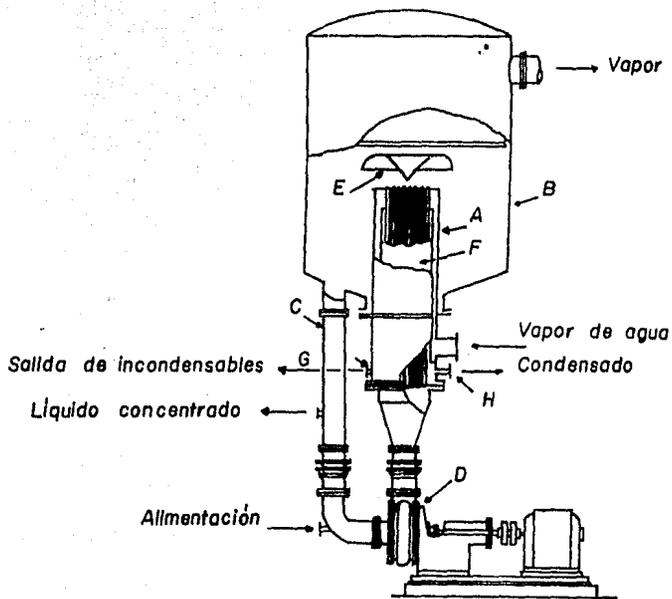


Fig.5.7. Evaporador de circulación forzada con calentamiento interno.

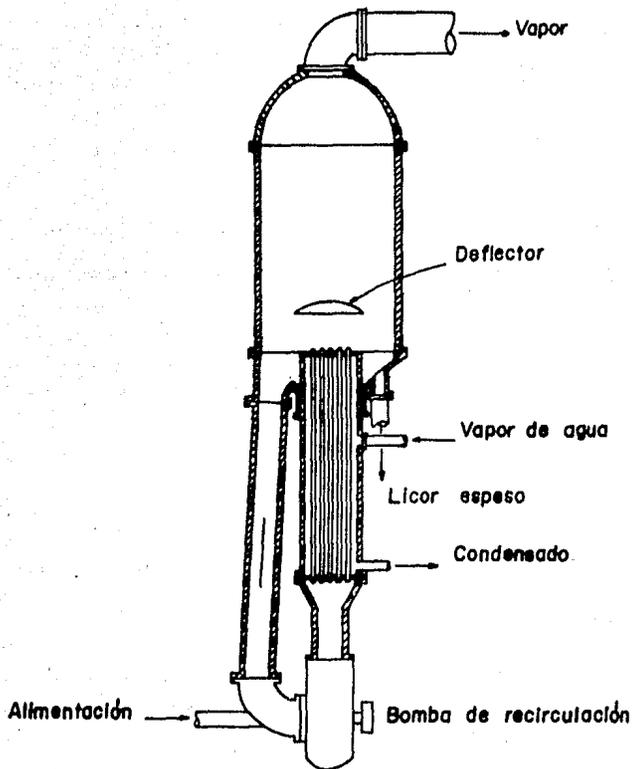


Fig.5.8. Evaporador de tubos largos verticales con circulación forzada.

bles que se extraen por el fondo a través de "G". El agua condensada se extrae por "H". Este evaporador es adecuado para trabajar líquidos que formen espuma, viscosos y todos los que tengan tendencia a depositar cristales ó incrustaciones sobre las superficies calefactoras.

El empleo de un evaporador de circulación forzada en una determinada instalación depende, en último término de un estudio económico del costo de la energía para impulsar el líquido, en comparación con el coeficiente de transferencia de calor óptimo que es posible lograr a la máxima velocidad de paso. En la práctica es común emplear una turbina de vapor para accionar la bomba, aprovechándose mejor el vapor de escape de la turbina de la bomba para calentar el evaporador.

En instalaciones pequeñas resulta mejor y menos complicado el -- tener una bomba con un motor eléctrico, la bomba suele ser de tipo centrífugo, aunque con líquidos muy viscosos es de desplazamiento positivo, cuando se trata de coloides que podrían estropearse con una agitación rápida se emplean bombas lentas ó de bajas revoluciones.

v.8. EVAPORADORES DE CIRCULACION FORZADA Y SUPERFICIES
CALEFACTORAS EXTERNAS AL APARATO.

Cuando el evaporador es de gran tamaño, la superficie calefactora en lugar de estar construida como una parte del cuerpo del evaporador es un cambiador de calor normal de dos pasos, completamente separado del cuerpo del evaporador (ver figura 5.9). La bomba de circulación toma el líquido del cuerpo del evaporador, y lo inyecta a través del cambiador de calor al cuerpo del evaporador por medio de una entrada tangencial. Aquí la función del cuerpo del evaporador es la de una cámara de evaporación "Flash", y la entrada tangencial sirve para poner la masa del líquido en rotación, lo que ayuda a la liberación de las burbujas de vapor del seno del líquido sin producir un arrastre excesivo. En la mayor parte de los casos, la altura relativa del líquido, sobre el cambiador de calor en su salida, es suficiente para impedir la ebullición del líquido en los tubos, y que ésta se verifique únicamente cuando la presión cae al descargar el líquido en el cuerpo del evaporador. Estos evaporadores se utilizan mucho para la concentración de soluciones que depositan cristales durante la evaporación tales como salmueras ó soluciones cáusticas.

El cambiador de calor de dos pasos es conveniente porque precisa la mínima cantidad de tubería y tiene los tubos colocados en la forma más apropiada para su sustitución en caso de avería. También pue-

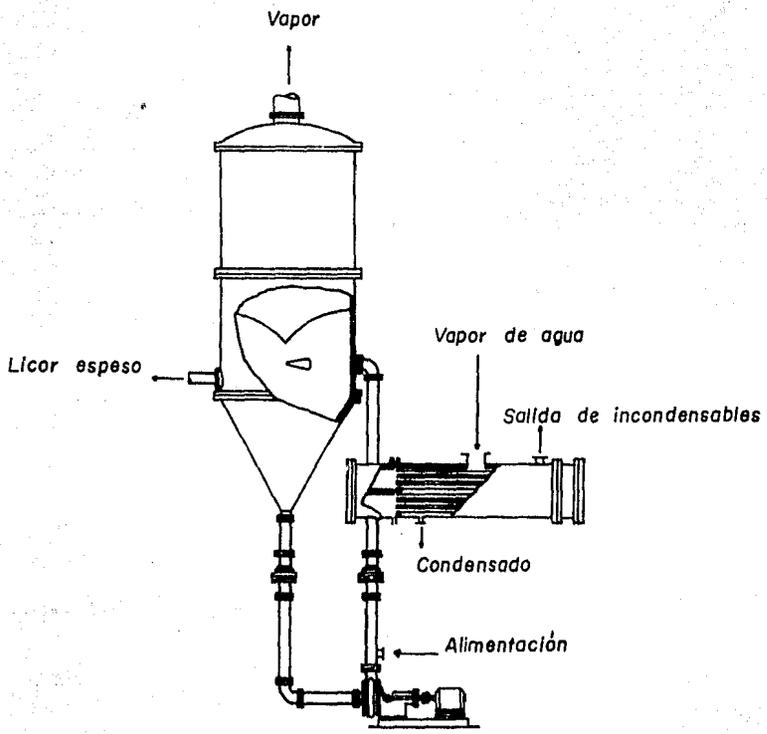


Fig.5.9. Evaporador de circulación forzada con calentamiento externo.

de utilizarse un cambiador de un solo paso, colocándolo en este caso en posición vertical, en cuyo caso es más fácil cambiar los tubos. Esta disposición precisa de una mayor altura del local en que está instalado, debido a que el cuerpo del evaporador tiene que estar situado a una altura conveniente sobre el cambiador para impedir la ebullición del líquido en éste último.

Este tipo de evaporador se ha modificado para tener una extracción continua de un lodo salino cuando precipita alguna sal.

V.9. EVAPORADOR DE PELICULA TURBULENTA.

El evaporador de película turbulenta mostrado en la figura 5.10 procesará líquidos viscosos y puede aún adaptarse a la evaporación de un lodo hasta sequedad. La unidad consiste de un tubo vertical calentado en las 2/3 partes del fondo mediante una camisa de vapor y contiene un rotor central.

Montadas sobre el rotor, hay hojas que se extienden casi hasta las paredes calientes. La tercera parte del cilindro hacia arriba tiene un diámetro mayor y no está calentada. En esta región, las hojas verticales del rotor transportan deflectores horizontales que colectan las gotitas arrastradas y las vuelven a las paredes del evaporador. La carga entra en la parte superior de la sección calentada.

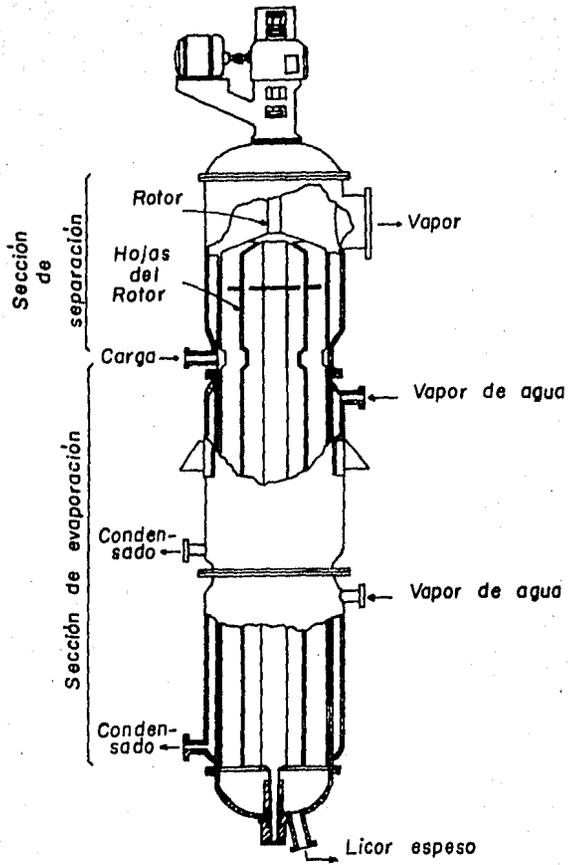


Fig.5.10.Corte longitudinal de un evaporador de película turbulenta.

En el evaporador, la carga, en remolinos se lleva contra las paredes calientes, por las hojas de agitación, las cuales mantienen también la superficie caliente libre de depósitos de sólidos. La solución concentrada encuentra paulatinamente su camino hacia el fondo del evaporador, siendo continuamente forzada contra las paredes calientes y agitada continuamente por las hojas.

Estas unidades se han construido en tamaños hasta de 42 pulgadas de diámetro interno y 33 pies de largo con áreas de transferencia de calor hasta 198 pies cuadrados. Los coeficientes globales van de 40 a 400 Btu/Hr ft² °F, son los usuales cuando los materiales que se evaporan tienen viscosidades hasta de 20,000 centipoises. Una ventaja más, radica en la cantidad baja retenida y consecuentemente en un tiempo corto de residencia del fluido en el evaporador.

V.10. EVAPORADOR DE COMBUSTION SUMERGIDA.

Este evaporador ha sido empleado con éxito con soluciones viscosas y fluidos corrosivos, aquí no se requiere de una superficie metálica para la transferencia de calor, puesto que los productos de combustión se burbujan a través del fluido de proceso.

La pequeña cantidad de equipo sumergido y su diseño sencillo reducen los costos de reemplazo a un mínimo. Aún más, las partes pueden construirse de cerámica o de cualquier otro material resistente.

no importando que sea material aislante, ya que no se van a utilizar como superficie calefactora ó para transferencia de calor. La transferencia de calor de los gases de combustión al fluído en cuestión es lo suficientemente buena como para que se realicen economías sustanciales en el combustible, comparadas con el empleo de vapor generado. Se han construido unidades para gastos de energía hasta de 22×10^6 Btu/Hr, en aplicaciones tales como el calentamiento de ácido sulfúrico diluido, oxidación de asfaltos y evaporación de ácido arsénico ó clorhídrico ó inclusive arcillas (lodos).

V.11. EVAPORADORES DE SERPENTINES.

Hay una gran variedad de construcciones especiales de evaporadores. En ellos, en lugar de tener tubos rectos están enrollados en forma de hélice, en forma de "U", ó en cualquier otra forma y han tenido gran aplicación en la preparación de agua destilada para la alimentación a calderas de vapor. Otra forma de evaporador de este tipo es utilizado en la industria del azúcar, conocido con el nombre de "TACHA" y que se emplea para el cocido final de líquidos azucarados que se hace al vacío, consta de un cuerpo vertical de un diámetro de 2.5 a 3.7 m, en el interior del cuál van colocados una serie de serpentines formados por tubos de cobre de unos 10 cm de diámetro y espaciados lo menos posible. Estos serpentines van conec-

tados a una toma de vapor exterior al cuerpo del evaporador y cada uno de ellos va provisto de su llave de paso para poder controlar - la operación. Este evaporador no presenta ventajas especiales, pero se encuentra muy extendido en la industria azucarera, siendo más común en los países de Europa.

VI. ACCESORIOS DE EVAPORADORES.

Existen varios dispositivos que deben considerarse y suministrarse a los evaporadores para que lleven acabo su operación con éxito observándose que hay una gran variedad de dichos dispositivos, solamente consideraremos los de mayor importancia, y son los descritos a continuación en este capítulo :

VI.1. CONDENSADORES.

En un sistema de evaporación es necesario utilizar algún accesorio para condensar el vapor. Este tipo de accesorios se denominan - condensadores y pueden clasificarse de la siguiente manera :

a).- De superficie.

b).- De contacto.

VI.1.1. Condensadores de Superficie.

Este tipo de condensadores no se diferencia de un intercambiador de calor de tubos y coraza ó de tubos concéntricos, es decir, el vapor que ha de condensarse y el líquido de enfriamiento quedan separados por una pared metálica. Normalmente el vapor circula por el exterior de los tubos, mientras que el agua de enfriamiento lo hace por el exterior.

Estos condensadores se recomiendan cuando el vapor que se produ-

ce, es algún disolvente distinto a el agua ó como por ejemplo en el caso de evaporación del agua de mar, la desventaja de estos condensadores de superficie es que la instalación es cara.

V.1.2. Conensadores de Contacto.

En esta clase de accesorios, el vapor que se va a condensar y el líquido de enfriamiento entran en contacto mezclándose íntimamente. En la figura 6.1 se muestra un diagrama de un condensador de contacto, tipo seco. Consiste de un cuerpo cilíndrico que lleva en su interior una serie de bandejas ó pantallas; en el representado en la figura, el agua asciende por el exterior del tubo "A" y vierte a la bandeja "B", cayendo en cascada sobre las bandejas "C", "D", "E" y "F" como indican las líneas punteadas. El vapor a condensar se introduce cerca del fondo del condensador (por debajo de la bandeja "F") y ha de pretender atravesar las cortinas de agua, hasta que queda condensado, y finalmente los incondensables, saturados de vapor de agua y a la temperatura de salida de ésta, salen por la parte superior del condensador, pudiendo ser aspirados por algún tipo de bomba de vacío.

Este condensador representa una de las muchas disposiciones interiores que existen. Si este condensador se instala a una altura de aproximadamente 10 metros sobre el nivel del evaporador, se denomina barométrico (la altura va a depender de las condiciones de ope-

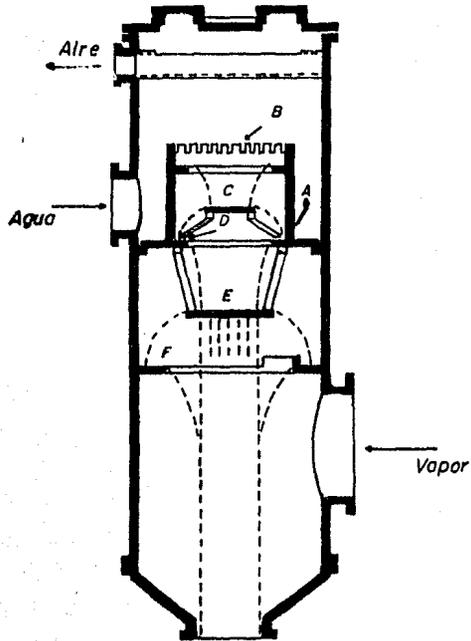


Fig. 6.1.

Condensador de contacto seco en contracorriente.

ración) y en este caso la parte inferior del condensador se une a un tubo descendente, que se introduce en un pequeño depósito de agua - (pozo) con rebosadero, por donde salen justamente el agua de enfriamiento y el agua condensada, recibiendo por esto el nombre de barométrico. Si no está elevado, es recomendable conectar el fondo del condensador con una bomba para extraer el agua caliente, llamándose en este caso condensador de nivel bajo.

Un condensador se dice que es de tipo seco cuando los incondensables salen por separado del agua, sucediendo lo contrario en los de tipo húmedo ó mojado, en donde los incondensables y el agua salen - por un mismo ducto; como por ejemplo, el mostrado en la figura 6.2, en este condensador de contacto (con corrientes en paralelo) el vapor a condensar entra por la parte superior y se mezcla con chorros de agua fría a alta velocidad, que proyectan unas toberas. La "garganta" inferior está contraída (en forma de cono), con el fin de - que si se utiliza suficiente cantidad de agua, la velocidad en ese punto será alta, lo que reducirá la presión estática a cierto valor deseado (según el flujo de agua) y como consecuencia, el agua y gases incondensables salen juntos. Este tipo de condensador tiene el inconveniente de un gran consumo de agua, por lo que solo se utiliza cuando éste no representa un gasto elevado.

En general los condensadores también se pueden clasificar en dos grupos según el arreglo de los flujos, es decir, en paralelo y a -

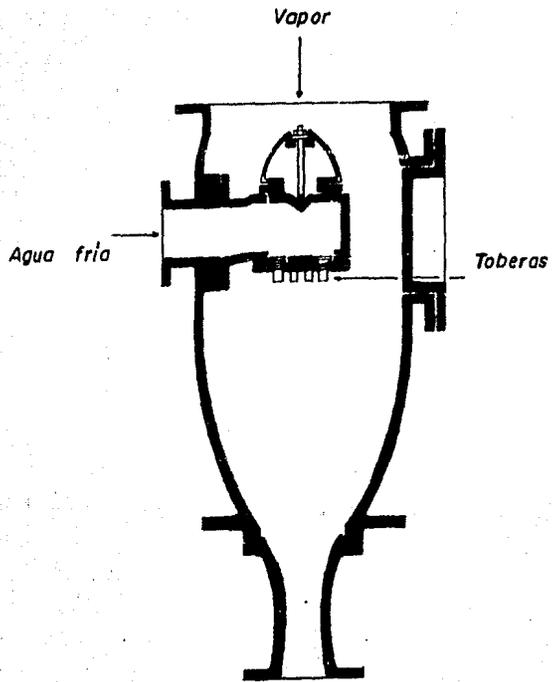


Fig. 6.2.

Condensador de contacto humedo en corrientes paralelas

contracorriente, siendo este último el más empleado por dos razones: La primera es que se aprovecha mejor el potencial debido a la diferencia de temperaturas y la segunda es que se reduce la capacidad de la bomba de vacío ó tamaño del equipo utilizado para extraer los incondensables, puesto que éstos salen a menor temperatura (que en paralelo) y por lo tanto su volumen es menor.

VI.2. BOMBAS DE VACIO.

Hay una serie de bombas de vacío que pueden emplearse según el caso, por ejemplo para extraer el agua y los gases incondensables de un condensador húmedo de corrientes paralelas, puede ser una bomba de émbolo con un desplazamiento que sea suficiente para el agua e incondensables a extraer. Las bombas de vacío utilizadas en los condensadores barométricos a contracorriente (secos), en donde lo que hay que extraer es solamente incondensables, se construyen en forma similar a los compresores de aire.

Una forma de hacer o provocar vacío que ha tenido una gran difusión es el eyector de chorro de vapor. La figura 6.3 es un dibujo esquemático de un eyector a chorro de dos etapas, el vapor a alta presión entra y pasa por la tobera "A", que provoca un chorro de vapor a alta velocidad y lo dirige a un tubo en forma de venturi. El gas que ha de extraerse entra por "E" y con un diseño y capacidad

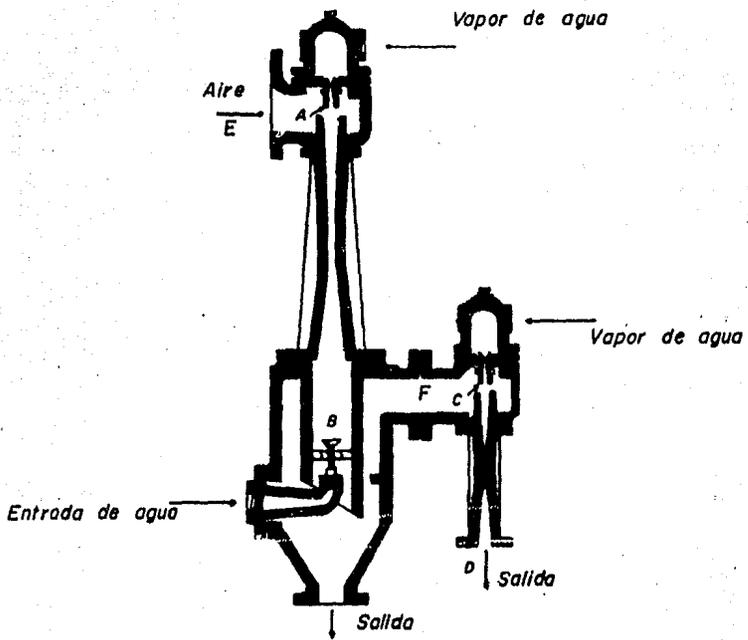


Fig.6.3.

Eyector de chorro de vapor de dos etapas

apropiada del eyector, puede hacerse que el vapor de agua arrastre los gases incondensables por medio del vacío provocado, posteriormente el agua y los gases residuales son absorbidos por un segundo chorro de vapor, que entra por "F" y pasa por la tobera "C", siendo la descarga por "D". Este segundo chorro de vapor aumenta el vacío por lo que aumenta también la eficiencia del eyector.

Los eyectores pueden construirse de 3 etapas e incluso de múltiples etapas para producir mayor vacío, pero en la práctica se ha observado que con dos etapas el vacío obtenido es muy satisfactorio.

Otra ventaja de estos dispositivos es que no tienen partes móviles como las bombas de émbolo y por lo tanto su mantenimiento es menor.

VI.3. PURGADORES.

El condensado obtenido puede extraerse ya sea por medio de una bomba ó en algunos casos por un purgador (trampa de vapor). Si el evaporador está situado a suficiente altura para que el condensado pueda salir por gravedad, será el método más sencillo y práctico, pero raramente ocurre; como el espacio de donde hay que extraer el condensado está casi siempre a presiones menores que la atmosférica, no pueden emplearse bombas centrífugas comunes, es recomendable en este caso emplear bombas de autocebado. Normalmente el condensado -

proveniente del evaporador se descarga en un depósito, provisto de un flotador conectado a un control de nivel, este depósito se purga de gases incondensables, uniendo su parte superior con el espacio de vapor de donde procede el condensado, como este espacio y el depósito están a la misma presión, el condensado fluye por gravedad, éste se extrae del depósito por medio de una bomba de autocebado de tal manera que cuando el flotador alcanza cierto nivel, la bomba empieza a descargar el depósito, hasta que el flotador baja a determinada posición, la bomba deja de descargar.

Con respecto a los purgadores ó trampas de vapor existe una gran variedad de tipos ó modelos en el mercado, pero pueden dividirse en tres clases principales : de dilatación, de cubeta y de tambor oscilante ó de vertedero.

La figura 6.4 representa un purgador de expansión (ó trampa termóstática), consiste de un cartucho hueco "A", en cuyo interior va colocado un tubo de paredes onduladas "B", cerrado por la izquierda, fácilmente deformable, que recubre y mueve el vástago de la válvula "C". El espacio entre los tubos "A" y "B" va lleno de aceite. Al acumularse condensado, existe un enfriamiento, el aceite se contrae y deja expandirse al tubo de paredes onduladas que a su vez abre la válvula; cuando ha salido todo el condensado, entra vapor que rodea al cartucho y lo calienta ocasionando la expansión del aceite y por ende el cierre de la válvula, este tipo de dispositivo es re-

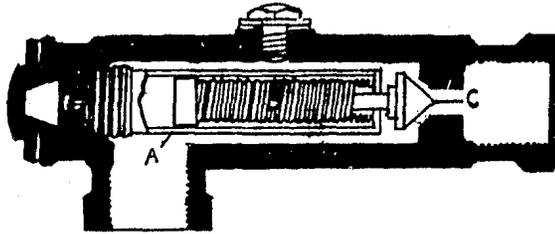


Fig. 6.4.

Purgador de expansión.

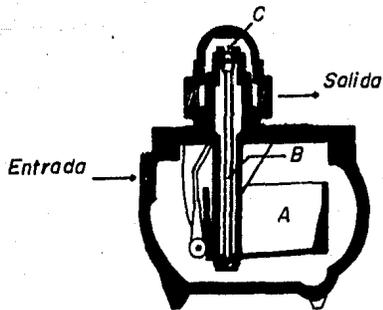


Fig. 6.5.

Purgador de tipo cubeta.

comendado en los casos en donde la cantidad de condensado es relativamente pequeña.

La figura 6.5 muestra un purgador de tipo cubeta. El condensado que entra cae en la cubeta "A", hasta un peso tal que mueva el vástago "B" con lo que se abre la válvula "C", permitiendo así la salida de condensado, por otro lado empieza a subir la cubeta hasta que se vuelve a cerrar la válvula "C". Los gases no condensables pueden extraerse por medio de un grifo, colocado en la parte superior.

Los purgadores de tambor oscilante son más complicados y menos utilizados en sistemas de evaporadores.

Como ya se mencionó, la variedad de purgadores ó trampas es amplia, sin embargo la experiencia indica que cuando pueda utilizarse una bomba no debe emplearse un purgador, puesto que la cantidad de condensado puede ser tan grande que no permita el uso de purgadores.

VI.4. ELIMINACION DE SOLIDOS.

Durante el proceso de evaporación en muchos casos llega a precipitar ó cristalizar parte del soluto contenido en la solución, existiendo procedimientos para su eliminación como los siguientes :

- 1.- Descarga Total.
- 2.- Depósitos receptores de sólidos precipitados.
- 3.- Sedimentadores acoplados al sistema de evaporación.
- 4.- Descarga continua por medio de una bomba.

Cuando la evaporación se efectúa en forma discontinua ó por lotes, en el momento en que se forman cristales y quedan en suspensión, se recomienda la descarga de toda la solución, la cuál se puede enviar a un filtro ó a una centrífuga para separar los cristales del licor madre. Este caso es normal en la industria del azúcar, a la salida de los equipos de cocción, pero no lo es en otras industrias.

Otra manera de extraer los cristales cuando la cantidad de éstos es pequeña, consiste en adaptar al fondo del evaporador uno o más depósitos receptores y los sólidos se extraen por bombeo a intervalos, para ser llevados a filtros. También, aunque menos frecuente pueden colocarse directamente filtros en lugar de receptores.

Cuando la cantidad de sólidos que ha de extraerse es tan grande que no pueden ser empleados los filtros o receptores, se utiliza -- una bomba de trabajo continuo, que va unida al cono inferior del --

evaporador del que se está extrayendo continuamente una suspensión de sólidos, que es enviada a un sedimentador con el fondo en forma cónica. De éste aparato sale el líquido, que se vuelve al evaporador y los sólidos (lodos) se envían a un filtro ó a una centrífuga.

VI.5. SEPARACION POR ARRASTRE.

En el ascenso de una burbuja de vapor hasta la superficie de un líquido en ebullición, ésta estalla, la película de líquido que forma la superficie exterior de la burbuja es proyectada en una serie de gotitas que acompañan a la corriente de vapor. El tamaño de las gotitas es muy variable, algunas de ellas caen nuevamente sobre el líquido, otras tardan más en regresar y otras no sedimentan, esto es cuando la velocidad del vapor es suficiente para mantenerlas en suspensión ó arrastrarlas hacia afuera del evaporador. Estas gotitas que acompañan a la corriente de vapor se denominan arrastre y puede causar :

- a).- Grandes pérdidas del líquido a evaporar.
- b).- Contaminación del condensado.

En el diseño mecánico de evaporadores se debe considerar el diámetro de la parte superior con el fin de que la velocidad del vapor no rebase un valor determinado, éste varía de acuerdo al tipo de evaporador y criterio del diseñador. También mientras mayor sea la

altura del cuerpo del evaporador menor arrastre se presenta, es obvio que no hay que pasar por alto las recomendaciones de diseño.

Aquellas gotitas que logran salir con el vapor deben separarse - por otro medio. Si existe un cambio brusco de dirección en la corriente de vapor, las partículas de líquido no seguirán este cambio, por ello desde hace tiempo se ha acostumbrado colocar pantallas, que -- pueden ir dentro del evaporador ó bien en unidades especiales acopladas a la tubería del vapor, un ejemplo de este tipo de separadores por arrastre puede verse en la figura 6.6, este separador es sencillo pero los hay más complicados y eficientes.

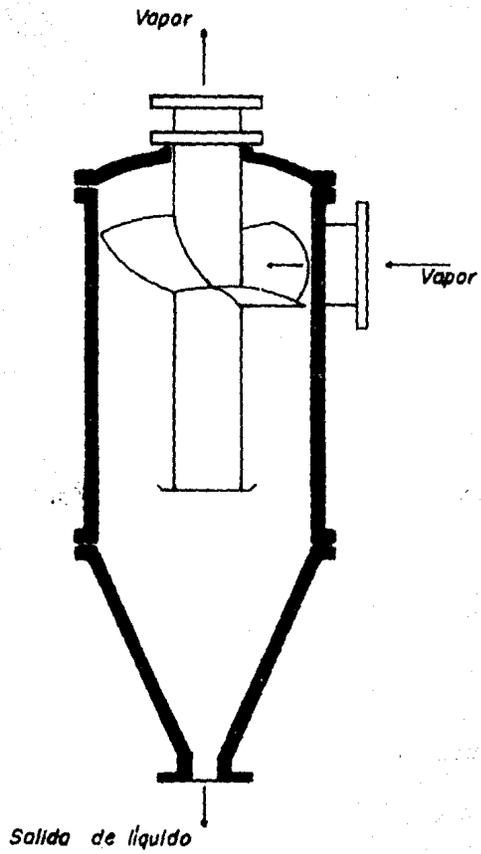


Fig. 6.6.

Separador de arrastre

VII. BALANCES DE MATERIA Y ENERGIA.

En esta sección se describen los balances de materia y energía - para un sistema de evaporación, primeramente se analiza el caso del sistema con arreglo de flujos en paralelo, es decir, se plantean - las ecuaciones del balance de materia para simple, doble y triple - efecto, generalizándose a múltiple efecto, de igual manera se obtien en las ecuaciones del balance de energía, indicándose bajo que consideraciones son válidas estas expresiones, posteriormente se analiza el caso con arreglo de flujos en contracorriente siguiéndose la misma metodología, es necesario señalar que el tipo de alimentación mixta no se considera por el hecho de que como ya se ha mencionado - con anterioridad, este tipo de alimentación solo es con respecto al arreglo de flujos, una derivación, y dada la gran variedad de arreglos de alimentación mixta no es posible generalizar. Una vez analizados y planteadas las ecuaciones de los dos tipos de arreglos mencionados, se ordenan las expresiones para cada caso dentro de una - matriz, con el fin de tener reunidas de forma conveniente las ecuaciones de diseño termodinámico, la ordenación de esta forma da al - lector una visión amplia del grado de complejidad y del posible método a seguir en la resolución de problemas de evaporación.

VII.1. NOMENCLATURA.

F	Alimentación ó solución inicial a concentrar.
Vo	Vapor de agua vivo, proveniente de la caldera.
N	Número de efectos.
L1,L2,...,LN	Solución concentrada de cada uno de los efectos.
V1,V2,...,VN	Vapor proveniente del efecto correspondiente.
C1,C2,...,CN	Condensado del vapor ó líquido saturado correspondiente al efecto.
XF	Concentración de sólidos en la alimentación F.
X1,X2,...,XN	Concentración de sólidos en cada uno de los efectos.
XZ	Una concentración final.
HF	Entalpia de F
HVo	Entalpia del vapor de agua empleado en el primer efecto.
HVi	Entalpia del vapor proveniente del efecto i.
HLi	Entalpia de la solución concentrada en el efecto i.
HCi	Entalpia del condensado del efecto i.
HW	Entalpia del agua de enfriamiento.
$\lambda_{Vo}, \lambda_{V1}, \dots, \lambda_{VN}$	Calor latente de vaporización ó condensación del vapor correspondiente.
Cpi	Calor específico de i.
QP(i)	Calor perdido en el efecto i.

QC(i)	Calor cedido en el efecto i.
QG(i)	Calor ganado en el efecto i.
qi	Calor transferido en el efecto i.
TF	Temperatura de F.
Ti	Temperatura en el efecto i.
Ts	Temperatura de Vo.
TW	Temperatura del agua de enfriamiento.
ΔTi	Caida de temperatura en el efecto i.
EPEi	Elevación en el punto de ebullición en el efecto i.
Ai	Area de transferencia de calor del efecto i.
Ui	Coefficiente de transferencia de calor del efecto i.
Pi	Presión absoluta en el efecto i.
W	Flujo de agua de enfriamiento.
Ys	Calidad del vapor de agua Vo.

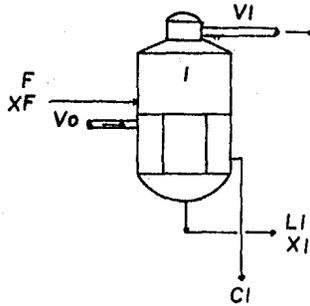
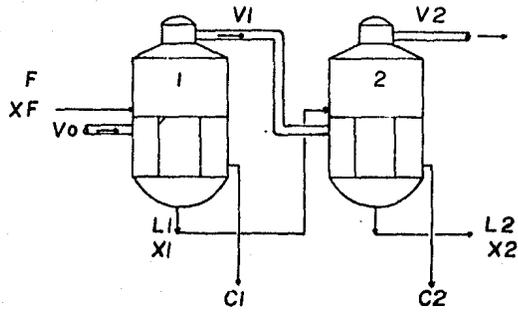
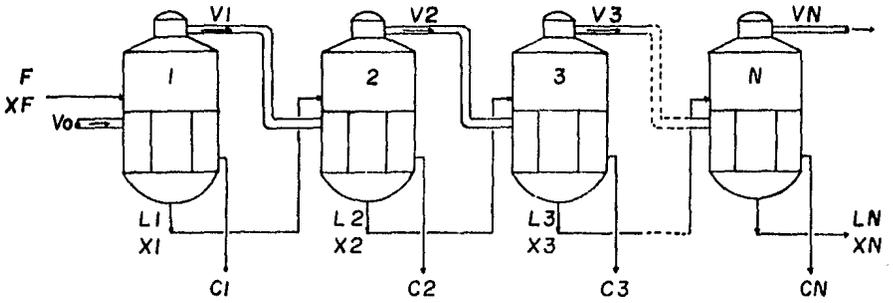


Fig. 7.1. Sistema de evaporación a simple, doble, triple y múltiple efecto. Con arreglo de flujos en paralelo.

VII.2. BALANCES DE MATERIA PARA UN SISTEMA DE EVAPORACION
CON ARREGLO DE FLUJOS EN PARALELO.

Balance de materia : Haciendo referencia a la figura 7.1 para un sistema a simple efecto tenemos que :

$$F + V_o = V_1 + L_1 + C_1 \quad 7.1$$

para un sistema a doble efecto:

$$F + V_o = V_2 + L_2 + C_1 + C_2 \quad 7.2$$

de igual manera para un sistema a triple efecto :

$$F + V_o = V_3 + L_3 + C_1 + C_2 + C_3 \quad 7.3$$

y para un sistema a múltiple efecto :

$$F + V_o = V_N + L_N + C_1 + C_2 + C_3 + \dots + C_{(N-1)} + C_N \quad 7.4$$

Haciendo un análisis para un sistema a triple efecto para cada uno de los efectos, tenemos que para el primer efecto :

$$F + V_o = V_1 + L_1 + C_1 \quad 7.5.a$$

considerando que :

$$L_1 = F - V_1 \quad 7.5.b$$

entonces :

$$F + V_o = V_1 + (F - V_1) + C_1$$

$$F + V_o = V_1 + F - V_1 + C_1$$

por lo que :

$$V_0 = C_1 \quad 7.5.c$$

para el segundo efecto :

$$V_1 + L_1 = V_2 + L_2 + C_2 \quad 7.6.a$$

$$\text{considerando que : } L_2 = F - V_1 - V_2 \quad 7.6.b$$

y sustituyendo las ecuaciones 7.5.b y 7.6.b en 7.6.a :

$$V_1 + F - V_1 = V_2 + F - V_1 - V_2 + C_2$$

de donde :

$$V_1 = C_2 \quad 7.6.c$$

y para el tercer efecto tenemos que :

$$V_2 + L_2 = V_3 + L_3 + C_3 \quad 7.7.a$$

$$\text{considerando que : } L_3 = F - V_1 - V_2 - V_3 \quad 7.7.b$$

y sustituyendo 7.6.b y 7.7.b en 7.7.a :

$$V_2 + F - V_1 - V_2 = V_3 + F - V_1 - V_2 - V_3 + C_3$$

entonces:

$$V_2 = C_3 \quad 7.7.c$$

Generalizando para cualquier número de efectos :

$$V(i-1) = C(i) , i = 1,2,3,\dots,N \quad 7.8$$

De lo anterior tenemos que a simple efecto, la ecuación 7.1 viene a ser :

$$F = V_1 + L_1 \quad 7.9$$

y si realizamos un balance para sólidos en éste efecto tenemos:

$$F X_F = X_1 L_1 \quad 7.10$$

observándose que en la corriente de vapor V_1 , la concentración de sólidos es cero.

Si expresamos la ecuación 7.10 con respecto a la concentración resultante de éste efecto :

$$X_1 = \frac{F X_F}{L_1} = \frac{F X_F}{F - V_1} \quad 7.11$$

Haciendo referencia a la figura 7.1, para un sistema a doble efecto, la expresión del balance de sólidos para el primer efecto, tenemos que es la misma ecuación que para simple efecto, o sea :

$$X_1 = \frac{F X_F}{L_1} = \frac{F X_F}{F - V_1} \quad 7.12$$

y para el segundo efecto :

$$X_1 L_1 = X_2 L_2 \quad 7.13$$

si ahora sustituimos la ecuación 7.12 en la ecuación 7.13 :

$$\frac{F \cdot XF}{L1} = X2 \cdot L2 \quad 7.13.a$$

por lo que :

$$X2 = \frac{F \cdot XF}{L2} = \frac{F \cdot XF}{F-V1-V2} \quad 7.14$$

Realizando un desarrollo similar al anterior pero para un sistema a triple efecto, tenemos que para el tercer efecto :

$$X3 = \frac{F \cdot XF}{L3} = \frac{F \cdot XF}{F-V1-V2-V3} \quad 7.15$$

Observando las ecuaciones 7.12, 7.14 y 7.15 :

$$X1 = \frac{F \cdot XF}{L1} = \frac{F \cdot XF}{F-V1} \quad 7.12$$

$$X2 = \frac{F \cdot XF}{L2} = \frac{F \cdot XF}{F-V1-V2} \quad 7.14$$

$$X3 = \frac{F \cdot XF}{L3} = \frac{F \cdot XF}{F-V1-V2-V3} \quad 7.15$$

podemos generalizar para la determinación de la concentración de sólidos en el efecto "N" :

$$XN = \frac{F \cdot XF}{LN} = \frac{F \cdot XF}{F-V1-V2-\dots-V(N-1)-VN} \quad 7.16$$

Para el cálculo de los flujos evaporados ó concentrados en términos de la concentración final XZ, tenemos que para un sistema de

doble efecto :

$$F \cdot XF = L2 \cdot XZ \quad 7.17$$

rearrreglando para L2 :

$$L2 = \frac{F \cdot XF}{XZ} \quad 7.18$$

pero sabemos que : $L2 = F - V1 - V2$, por lo que :

$$F - V1 - V2 = \frac{F \cdot XF}{XZ} \quad 7.19$$

ó bien :

$$V1 + V2 = F - \frac{F \cdot XF}{XZ} \quad 7.20$$

La ecuación 7.20 representa la cantidad de líquido evaporado, en este caso $V1 + V2$.

Similarmente para triple efecto :

$$V1 + V2 + V3 = F - \frac{F \cdot XF}{XZ} \quad 7.21$$

Generalizando este procedimiento para el total de líquido evaporado, tenemos que para "N" efectos :

$$V1 + V2 + \dots + VN = F - \frac{F \cdot XF}{XZ} \quad 7.22$$

VII.3. BALANCE DE ENERGIA. Para un sistema de evaporación con arreglo de flujos en paralelo.

Haciendo referencia a la figura 7.1. Cuando el sistema de evaporación es a simple efecto, el balance de energía viene a ser :

$$V_o H V_o + F H F = V_l H V_l + C_l H C_l + L_l H L_l + Q P(1) \quad 7.23$$

teniendo en cuenta que : $V_o = C_l$ y $L_l = F - V_l$:

$$V_o H V_o + F H F = V_l H V_l + V_o H C_l + (F - V_l) H L_l + Q P(1) \quad 7.23.a$$

Reordenando los términos de tal manera que el calor cedido sea únicamente el calor latente de condensación, y el calor ganado sea el que adquiere la solución y el agua evaporada, y el calor perdido sea el calor que se transfiere a los alrededores, tenemos que primeramente :

$$\lambda V_o = H V_o - H C_l \quad 7.24$$

entonces el balance de energía queda como :

$$V_o \lambda V_o = V_l H V_l + (F - V_l) H L_l - F H F + Q P(1) \quad 7.25$$

ó considerando el balance en función de que :

$$V_l = F - L_l \quad 7.25.a$$

el balance de energía viene a ser :

$$V_o \lambda V_o = (F - L_l) H V_l + L_l H L_l + F H F + Q P(1) \quad 7.25.b$$

Refiriéndonos a la figura 7.1 para un sistema de evaporación a -
doble efecto, tenemos que el balance de energía viene a ser :

Para el primer efecto :

$$V_o H V_o + F H F = V_1 H V_1 + V_o H C_1 + (F - V_1) H L_1 + Q P(1) \quad 7.26$$

para el segundo efecto :

$$V_1 H V_1 + (F - V_1) H L_1 = V_2 H V_2 + (F - V_1 - V_2) H L_2 + C_2 H C_2 + Q P(2) \quad 7.26.a$$

Si ahora consideramos que :

$$H V_o - H C_1 = \lambda V_o$$

$$y \quad H V_1 - H C_2 = \lambda V_1 \quad 7.26.b$$

entonces la ecuación 7.26 queda como :

$$V_o \lambda V_o = V_1 H V_1 + (F - V_1) H L_1 - F H F + Q P(1) \quad 7.26.c$$

y la ecuación 7.26.a como :

$$V_1 \lambda V_1 = V_2 H V_2 + (F - V_1 - V_2) H L_2 - (F - V_1) H L_1 + Q P(2) \quad 7.26.d$$

ó si consideramos que $V_1 = F - L_1$ y $V_2 = L_1 - L_2$, la ecuación ---
7.26.c y 7.26.d quedan respectivamente de la siguiente manera :

$$V_o \lambda V_o = (F - L_1) + L_1 H L_1 - F H F + Q P(1) \quad 7.26.e$$

$$(F - L_1) \lambda V_1 = (L_1 - L_2) H V_2 + L_2 H L_2 - L_1 H L_1 + Q P(2) \quad 7.26.f$$

Análogamente el balance de energía para el tercer efecto en un sistema de evaporación a triple efecto puede efectuarse sabiendo que :

$$HV_2 - HC_3 = \lambda V_2 \quad 7.27$$

tenemos que :

$$V_2 \lambda V_2 = V_3 HV_3 + (F - V_1 - V_2 - V_3) HL_3 - (F - V_1 - V_2) HL_2 + QP(3) \quad 7.27.a$$

ó

$$(L_1 - L_2) \lambda V_2 = (L_2 - L_3) HV_3 + L_3 HL_3 - L_2 HL_2 + QP(3) \quad 7.27.b$$

Realizando el balance para el efecto "N" y haciendo referencia a la figura 7.1 , y sabiendo que :

$$HV(N-1) - HC_N = \lambda V(N-1) \quad 7.28$$

queda el balance como :

$$\begin{aligned} V(N-1) \lambda V(N-1) &= V_N HV_N + (F - V_1 - V_2 - \dots - V_N) HL_N \\ &\quad - (F - V_1 - V_2 - \dots - V(N-1)) HL(N-1) + QP(N) \end{aligned} \quad 7.29$$

ó como :

$$\begin{aligned} (L(N-2) - L(N-1)) \lambda V(N-1) &= (L(N-1) - L_N) HV_N + L_N HL_N \\ &\quad - L(N-1) HL(N-1) + QP(N) \end{aligned} \quad 7.30$$

De ésta última expresión podemos distinguir los términos pertenecientes al calor cedido, el calor ganado y al calor perdido, de la siguiente manera :

$$\text{Calor cedido} = QC(N) = V(N-1) \lambda V(N-1) \quad 7.31$$

Calor ganado :

$$QG(N) = VNHVN + (F-V1-V2-\dots-VN)HLN - (F-V1-V2-\dots-V(N-1))HL(N-1)$$

7.32

$$\text{Calor perdido} = QP(N) = QC(N) - QG(N)$$

7.33

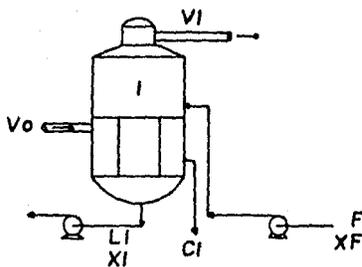
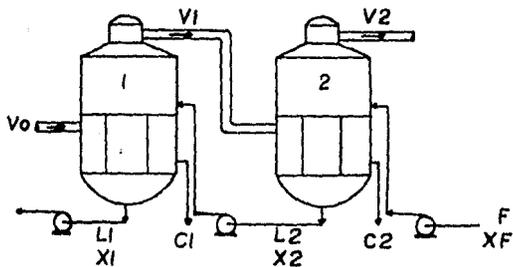
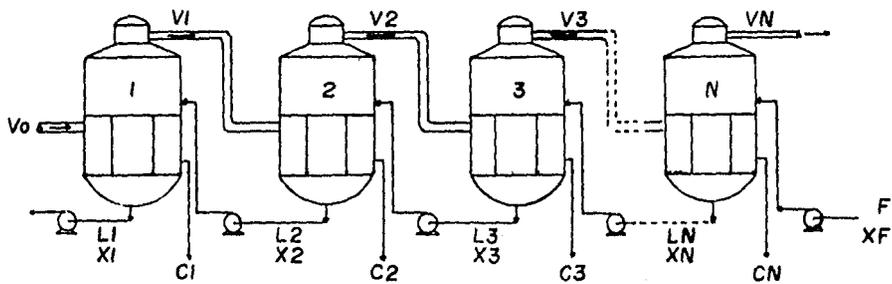


Fig.72 Sistema de evaporación a simple, doble, triple y múltiple efecto. Con arreglo de flujos a contracorriente.

VII.4. BALANCES DE MATERIA PARA UN SISTEMA DE EVAPORACION
CON ARREGLO DE FLUJOS EN CONTRACORRIENTE.

En éste caso las corrientes de alimentación y calentamiento llevan un sentido contrario. Por lo que haciendo referencia a la figura 7.2 para realizar el balance de materia, tenemos que para el sistema de evaporación a simple efecto :

$$F = V1 + L1 \quad 7.34$$

y realizando un balance para sólidos tenemos :

$$F X_F = L1 X1 \quad 7.35$$

si expresamos la ecuación 7.35, en función de la composición final:

$$X1 = \frac{F X_F}{L1} = \frac{F X_F}{F - V1} \quad 7.36$$

Haciendo referencia a la figura 7.2 para un sistema de evaporación a doble efecto, el balance de materia viene a ser :

Para el primer efecto :

$$F = V1 + L1 \quad 7.37$$

y para el doble efecto :

$$F = L2 + V2 \quad 7.38$$

Haciendo un balance para sólidos :

$$F \text{ XF} = L2 \text{ X2} \quad 7.39$$

rearrreglando :

$$X2 = \frac{F \text{ XF}}{L2} = \frac{F \text{ XF}}{F-V2} \quad 7.40$$

sustituyendo 7.40 en 7.37 :

$$L2 \frac{F \text{ XF}}{L2} = L1 \text{ X1} \quad 7.41$$

rearrreglando :

$$X1 = \frac{F \text{ XF}}{L1} = \frac{F \text{ XF}}{F-V1-V2} \quad 7.42$$

Si se realiza un desarrollo análogo para el sistema de evaporación a triple efecto (figura 7.2), tenemos que :

$$X3 = \frac{F \text{ XF}}{L3} = \frac{F \text{ XF}}{F-V3} \quad 7.43$$

para el segundo efecto :

$$X2 = \frac{F \text{ XF}}{L2} = \frac{F \text{ XF}}{F-V2-V3} \quad 7.44$$

y para el primer efecto:

$$X1 = \frac{F \text{ XF}}{L1} = \frac{F \text{ XF}}{F-V1-V2-V3} \quad 7.45$$

Generalizando esta expresión para la determinación de la concen-

tracción de sólidos para un efecto "N", tenemos :

$$XN = \frac{F \cdot XF}{F - V_N - V_{(N-1)} - \dots - V_3 - V_2 - V_1} \quad 7.46$$

si expresamos la ecuación 7.46, en función de los gastos evaporados y de la concentración final XZ : Para un triple efecto tendríamos :

$$V_1 + V_2 + V_3 = F - \frac{F \cdot XF}{XZ} \quad 7.47$$

Generalizando ésta última expresión para "N" efectos, tenemos :

$$V_1 + V_2 + V_3 + \dots + V_N = F - \frac{F \cdot XF}{XZ} \quad 7.48$$

Con ésta expresión es posible calcular los gastos ó gasto total de solvente evaporado.

VII.5. BALANCE DE ENERGIA. Para un sistema de evaporación con arreglo de flujos en contracorriente.

Refiriéndonos a la figura 7.2 para un sistema de evaporación a simple efecto, tenemos que el balance de energía es :

$$V_o H V_o + F H F = V_1 H V_1 + C_1 H C_1 + L_1 H L_1 + QP(1) \quad 7.49$$

considerando que : $V_o = C_1$

y
$$L_1 = F - V_1$$

tendremos :

$$V_o H V_o + F H F = V_1 H V_1 + V_o H C_1 + (F - V_1) H L_1 + QP(1) \quad 7.50$$

y sabiendo que :

$$\lambda V_o = H V_o - H C_1 \quad 7.51$$

la ecuación 7.49 viene a ser :

$$V_o \lambda V_o = V_1 H V_1 + (F - V_1) H L_1 - F H F + QP(1) \quad 7.52$$

ó bien si consideramos el balance de energía en función de que :

$$V_1 = F - L_1 \quad 7.53$$

entonces el balance de energía para este caso es :

$$V_o \lambda V_o = (F-L_1)H_{V1} + L_1H_{L1} + FHF + QP(1) \quad 7.54$$

Refiriéndonos a la figura 7.2 para un sistema de evaporación a doble efecto, tenemos que el balance de energía es :

Para el primer efecto :

$$V_oH_{V_o} + L_2H_{L2} = V_1H_{V1} + L_1H_{L1} + C_1H_{C1} + QP(1) \quad 7.55$$

ó

$$V_oH_{V_o} + (F-V_2)H_{L2} = V_1H_{V1} + (F-V_1-V_2)H_{L1} + V_oH_{C1} + QP(1) \quad 7.56$$

Para el segundo efecto, tenemos :

$$FHF + V_1H_{V1} = V_2H_{V2} + L_2H_{L2} + C_2H_{C2} + QP(2) \quad 7.57$$

ó bien :

$$FHF + V_1H_{V1} = V_2H_{V2} + (F-V_2)H_{L2} + V_1H_{C2} + QP(2) \quad 7.58$$

por otro lado si consideramos que :

$$H_{V_o} - H_{C1} = \lambda V_o$$

y

$$H_{V1} - H_{C2} = \lambda V1$$

entonces la ecuación 7.56 queda como :

$$V_o \lambda V_o = V_1 H V_1 + (F - V_1 - V_2) H L_1 - (F - V_2) H L_2 + Q P(1) \quad 7.59$$

y la ecuación 7.58 como :

$$V_1 \lambda V_1 = V_2 H V_2 + (F - V_2) H L_2 - F H F + Q P(2) \quad 7.60$$

Análogamente para un sistema a triple efecto, el balance de energía es :

Para el primer efecto :

$$V_o H V_o + (F - V_1 - V_2 - V_3) H L_2 = V_1 H V_1 + (F - V_1 - V_2 - V_3) H L_1 + V_o H C_1 + Q P(1) \quad 7.61$$

para el segundo efecto :

$$V_1 H V_1 + (F - V_3) H L_3 = V_2 H V_2 + (F - V_2 - V_3) H L_2 + V_1 H C_2 + Q P(2) \quad 7.62$$

y para el tercer efecto :

$$V_2 H V_2 + F H F = V_3 H V_3 + (F - V_3) H L_3 + V_2 H C_3 + Q P(3) \quad 7.63$$

por otro lado sabiendo que :

$$H V_2 - H C_3 = \lambda V_2 \quad 7.64$$

y reordenando términos en función de los calores latentes tenemos que para el primer efecto :

$$V_o \lambda V_o = V_1 H V_1 + (F - V_1 - V_2 - V_3) H L_1 - (F - V_2 - V_3) H L_2 + Q P(1) \quad 7.65$$

para el segundo efecto :

$$V1 \lambda V1 = V2HV2 + (F-V2-V3)HL2 - (F-V3)HL3 + QP(2) \quad 7.66$$

y para el tercer efecto :

$$V2 \lambda V2 = V3HV3 + (F-V3)HL3 - FHF + QP(3) \quad 7.67$$

De acuerdo a los balances de energía anteriores podemos obtener una expresión generalizada de cada uno de los efectos que forman un sistema de evaporación. En este caso tendremos un sistema de ecuaciones de tal manera que la primera expresión corresponde al último efecto ("N"), la siguiente al penúltimo (N-1) y así sucesivamente hasta llegar al primer efecto del sistema de evaporación con arreglo de flujos en contracorriente, quedando las expresiones de la siguiente forma :

Efecto "N" :

$$V(N-1) \lambda V(N-1) = VNHVN + (F-VN)HLN - FHF + QP(N) \quad 7.68$$

Efecto (N-1) :

$$V(N-2) \lambda V(N-2) = V(N-1)HV(N-1) + (F-V(N-1)-VN)HL(N-1) \\ - (F-VN)HLN + QP(N-1) \quad 7.69$$

Efecto (N-2) :

$$\begin{aligned}
 V(N-3) \lambda V(N-3) &= V(N-2)HV(N-2) + (F-V(N-2)-V(N-1)-VN)HL(N-2) \\
 &\quad - (F-V(N-1)-VN)HL(N-1) + QP(N-2) \qquad 7.70
 \end{aligned}$$

Efecto (N-3) :

$$\begin{aligned}
 V(N-4) \lambda V(N-4) &= V(N-3)HV(N-3) + (F-V(N-3)-V(N-2)-V(N-1) \\
 &\quad -VN)HL(N-3) - (F-V(N-2)-V(N-1)-VN)HL(N-2) \\
 &\quad + QP(N-3) \qquad 7.71
 \end{aligned}$$

y así sucesivamente hasta llegar al primer efecto. En la siguiente sección se hace una síntesis de los balances de energía tanto para el caso de un sistema de evaporación con arreglo de flujos en paralelo como para el de arreglo en contracorriente, enmarcándose su utilidad en el diseño de un sistema de evaporación.

VII.6. ECUACIONES DE DISEÑO TERMODINAMICO.

VII.6.1. Sistema en Paralelo.

A partir del desarrollo efectuado anteriormente, el balance de energía para "N" efectos del sistema, está representado por las siguientes expresiones :

Efecto	Balance de Energía
1	$V_0 \lambda V_0 = V_1 H V_1 + (F - V_1) H L_1 - F H F + QP(1)$
2	$V_1 \lambda V_1 = V_2 H V_2 + (F - V_1 - V_2) H L_2 - (F - V_1) H L_1 + QP(2)$
3	$V_2 \lambda V_2 = V_3 H V_3 + (F - V_1 - V_2 - V_3) H L_3 - (F - V_1 - V_2) H L_2 + QP(3)$
.	.
.	.
.	.
.	.
"N"	$V(N-1) \lambda V(N-1) = V_N H V_N + (F - V_1 - V_2 - \dots - V_N) H L_N - (F - V_1 - V_2 - \dots - V(N-1)) H L(N-1) + QP(N)$

Este sistema de ecuaciones lineales se emplea para determinar el Area de Transferencia de Calor (diseño de equipo), por lo que se requiere que el calor cedido sea únicamente igual al calor ganado.

Ordenando las expresiones de tal manera que en determinado momento podamos aplicar algún método de solución para este sistema de ecuaciones, tenemos que la forma indicada es la siguiente :

SISTEMA DE ECUACIONES PARA ARREGLO DE FLUJOS EN PARALELO.

Efecto

1	$V_0 \lambda V_0 + V_1(HL_1 - HV_1)$		$=F(HL_1 - HF)$	
2	$V_1((HL_2 - HL_1) + \lambda V_1) + V_2(HL_2 - HV_2)$		$=F(HL_2 - HL_1)$	
3	$V_1(HL_3 - HL_2)$	$+ V_2((HL_3 - HL_2) + \lambda V_2) + V_3(HL_3 - HV_3)$	$=F(HL_3 - HL_2)$	
4	$V_1(HL_4 - HL_3)$	$+ V_2(HL_4 - HL_3)$	$+ V_3((HL_4 - HL_3) + \lambda V_3) + V_4(HL_4 - HV_4)$	$=F(HL_4 - HL_3)$

Estas expresiones nos conducen a una ecuación general para múltiple efecto :

$$V(N - (N - 1))(HL_N - HL(N - 1)) + V(N - (N - 2))(HL_N - HL(N - 1)) + \dots + V(N - 2)(HL_N - HL(N - 1)) + V(N - 1)((HL_N - HL(N - 1)) + \lambda V(N - 1)) + V_N(HL_N - HV_N) = F(HL_N - HL(N - 1)) \quad 7.72$$

Esta expresión es válida de acuerdo a las siguientes reglas : Cuando se trata del primer -- efecto, $N=1$, $V(N-1) = V_0$ y $HLo = HF$.

La última ecuación que formará parte del sistema de ecuaciones lineal será la del balance - de materia global para los sólidos :

$$F \sum X_F = L_N \sum X_Z \quad 7.73$$

de ésta manera nuestro sistema se compondrá de $N+1$ ecuaciones con $N+1$ incógnitas, las cuales son $V_0, V_1, V_2, \dots, V_N$.

VII.6.2. SISTEMA EN CONTRACORRIENTE.

De la misma manera que en el caso anterior, las siguientes ecuaciones representan un sistema de evaporación de 4 efectos, se han ordenado las expresiones con el fin de poder aplicar -- cómodamente un método de solución :

Efecto

1	$V_0 \lambda V_0$	$+ V_1(HL_1-HV_1)$	$+ V_2(HL_1-HL_2)$	$+ V_3(HL_1-HL_2)$	$+ V_4(HL_1-HL_2)$	= F (HL ₁ -HL ₂)
2		$V_1 \lambda V_1$	$+ V_2(HL_2-HV_2)$	$+ V_3(HL_2-HL_3)$	$+ V_4(HL_2-HL_3)$	= F (HL ₂ -HL ₃)
3			$V_2 \lambda V_2$	$+ V_3(HL_3-HV_3)$	$+ V_4(HL_3-HL_4)$	= F (HL ₃ -HL ₄)
4				$V_3 \lambda V_3$	$+ V_4(HL_4-HV_4)$	= F (HL ₄ -HF)

Generalizando una expresión para cada efecto de un sistema, tenemos que si \underline{m} es el número de efectos en cuestión :

$$V^{(m-1)} \lambda V^{(m-1)} + V_m(HL_m-HV_m) + V^{(m+1)}(HL_m-HL^{(m+1)}) + V^{(m+2)}(HL_m+HL^{(m+1)}) + \dots + V_N(HL_m-HL^{(m+1)}) = F(HL_m-HL^{(m+1)}) \quad 7.74$$

Esta expresión se generaliza de acuerdo a lo siguiente : Si el balance se efectúa para un sistema a simple efecto, $m=1$, por lo que el término $V^{(m-1)} = V_0$ y el término $\lambda V^{(m-1)} = \lambda V_0$. El valor máximo de \underline{m} es "N". Cuando $m=N$, indica que es el último efecto y $H(N+1) = HF$.

Con el balance de materia global para sólidos (ec. 7.73), nuestro sistema contiene $N+1$ ecuaciones con $N+1$ incógnitas (V_1, V_2, \dots, V_N y V_0).

VII.7. CASOS DE ESTUDIO.

En esta parte se realiza un análisis de los sistemas de evaporación a simple, doble y triple efecto, considerando también el arreglo de flujos que puede ser en paralelo ó en contracorriente, puntualizando que estos casos de estudio son específicos de la gran variedad de problemas existentes en la industria, la finalidad es una visualización de como se resuelven analíticamente; y poder extender la metodología para la utilización de una computadora en aquellos casos que así lo requieran, dada su complejidad. Es necesario reconocer que cada caso real es distinto y no puede resolverse de la misma manera.

VII.7.1. Un evaporador es alimentado con 10,000 Kg/hora de una solución que contiene 1 % de sólidos en peso, a una temperatura de -- 37.8°C. Se quiere concentrar la solución hasta que contenga el 1.5% de sólidos en peso, efectuando la operación de forma que la presión en el espacio de vapor del evaporador sea de 1 atm. y el vapor de agua de calentamiento empleado está a 0.35 Kg/cm^2 (108°C).

¿Cuál es el peso de vapor producido y cuál es el peso total de vapor de agua necesario para el calentamiento? Si el coeficiente global de transmisión de calor (U) del evaporador es de 1220 Kcal/Hr $\text{m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}$ ¿Cuál es la superficie necesaria?

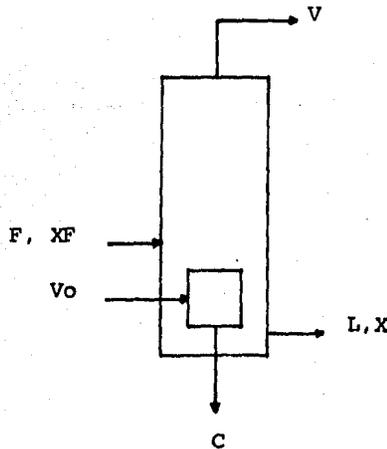


Figura 7.3. Evaporación a simple efecto.

SOLUCION : Con el objeto de simplificar la solución del problema se supondrá que la solución es tan diluida que su punto de ebullición y sus calores específicos y latentes son los mismos que los -- del agua, con lo que en estas condiciones las propiedades térmicas de la solución (alimentación y concentrado) y las del vapor, pueden obtenerse por medio de tablas de vapor de agua.

BASE : 1 Hora de operación.

Se cuenta con los siguientes datos :

$$F = 10,000 \text{ Kg}$$

$$XF = 0.01$$

$$X = 0.015$$

$$TF = 37.8^\circ\text{C} = 100^\circ\text{F}$$

de tablas de vapor $HF = 37.8 \text{ Kcal/Kg}$.

Cálculo de sólidos contenidos en la alimentación :

$$F \cdot XF = L \cdot X$$

7.75

$$F \cdot XF = 10,000 \times 0.01 = 100 \text{ Kg}$$

Cálculo del agua contenida en la alimentación : es igual al peso -- total menos el peso de sólidos por lo que el peso de agua es de -- 9,900 Kg.

De la ecuación 7.75 tenemos que :

$$L = \frac{F \cdot XF}{X} = \frac{100 \text{ Kg}}{0.015} = 6670 \text{ Kg}$$

sabiendo que no hay elevación en el punto de ebullición y el sistema

opera a 1 atm de presión : $T_L = 100^\circ\text{C} = 212^\circ\text{F}$ y de tablas de vapor
 $H_L = 100 \text{ Kcal/kg}$. De un balance global tenemos que :

$$F = V + L \quad 7.76$$

de donde :

$$V = F - L = 10,000 - 6670 = 3330 \text{ Kg}$$

si $T_V = 100^\circ\text{C}$ de tablas de vapor : $H_V = 639 \text{ Kcal/Kg}$.

por otro lado si sabemos que : $T_{Vo} = 108^\circ\text{C} = 226.4^\circ\text{F} = T_C$ se tiene
 de tablas de vapor que : $H_{Vo} = 643 \text{ Kcal/Kg}$ y $H_C = 108 \text{ Kcal/kg}$.

De un balance Total de energía en el evaporador tenemos :

$$FHF + V_oH_{Vo} = VHV + LHL + CHC \quad 7.77$$

Para el cálculo del vapor de agua de calentamiento (V_o), se sustituyen todos los datos conocidos, ya calculados anteriormente, en la ecuación 7.77 :

$$10,000 \times 37.8 + 643V_o = 3330 \times 639 + 6670 \times 100$$

de donde :

$$V_o = 4,517.5 \text{ Kg/hr.}$$

Para el cálculo de la cantidad de calor transmitida a través de la superficie de calefacción, tenemos la siguiente ecuación :

$$q = V_o (H_{Vo} - H_C) \quad 7.78$$

por lo que :

$$q = 4517 \text{ Kg} (643 - 108) \text{ Kcal/Kg} = 2,416,800 \text{ Kcal}$$

En el cálculo de la superficie de calefacción tenemos que sustituir valores en la ecuación :

$$q = A U \Delta T \quad , \text{ donde } \Delta T = (T_{Vo} - T_L) \quad 7.79$$

por lo que resolviendo para A :

$$A = \frac{2,416,800 \text{ Kcal/Hr}}{1,220 \text{ Kcal/m}^2 \text{ hr}^\circ\text{C} (108 - 100)^\circ\text{C}} = 247.62 \text{ m}^2$$

En éste problema se consideró lo siguiente :

- a).- El condensado sale a la temperatura de saturación del vapor.
- b).- Las propiedades térmicas son las mismas que las del agua y pueden utilizarse las tablas de vapor del agua (solución muy diluída).
- c).- La caída de temperatura se tomó como la diferencia entre la temperatura de saturación del vapor y el punto de ebullición del líquido. No se tomó en cuenta un posible sobrecalentamiento del vapor ó un posible enfriamiento del condensado.

VII.7.2. Considérese el evaporador de la figura 7.3 , se alimentan 10,000 Kg/hr, de una solución de hidróxido de sodio al 20 % y 37.8°C, para ser concentrada al 50 %. El evaporador se calienta con vapor de agua saturado a $0.35 \bar{K}g/cm$, y en el espacio de vapor se trabaja con un vacío de 660 mm (referido a 761 mm en el barómetro). El arrastre es despreciable. El condensado puede suponerse que sale de la caja de vapor a la temperatura de vapor de agua y que las pérdidas por radiación son despreciables. ¿Cuál es el consumo de vapor de calentamiento? Si el coeficiente global de transmisión de calor es de 1950 Kcal/hr m °C, ¿Cuál es la superficie de calentamiento necesaria ?

El evaporador va provisto de un condensador barométrico de contacto en contracorriente, se alimenta con agua a 15.6°C y a la salida el agua tiene una temperatura de 49°C. ¿Qué cantidad de agua fría es necesaria ?

SOLUCIÓN : Las cantidades conocidas son las siguientes :Base 1 hr

$$F = 10,000 \text{ Kg} \quad XF = 0.20 \quad X = 0.50 \quad Y_s = 1.$$

$$TF = 37.8^\circ\text{C} = 100^\circ\text{F}$$

De las tablas de vapor se determina que para :

$$T_{Vo} = T_C = 108^\circ\text{C} = 226.4^\circ\text{F}$$

$$H_{Vo} = 643 \text{ Kcal/Kg} , \quad H_C = 108 \text{ Kcal/Kg} .$$

De tablas de vapor para el agua, se determina el punto de ebullición del agua :

Presión = 101 mm Hg = 0.1328 Kg/cm².

Punto de eb. Agua = 52°C = 125.6°F .

Entalpia del vapor de agua saturado a 52°C = 620.5 Kcal/Kg .

Del diagrama de Duhring, figura XI.1 (ver Apéndice), el punto de ebullición de la solución concentrada = 92.4°C = 198.32°F .

Del diagrama Entalpia-Concentración (fig. XI.2), para el sistema sosa-agua, se lee :

HF = 31.4 Kcal/kg .

HL = 123.4 Kcal/Kg .

El siguiente paso será calcular la cantidad de líquido concentrado y el contenido de sosa cáustica.

De un balance Total para sólidos tenemos :

$$F X_F = L X + 0$$

$$(10,000) (0.20) = (0.5 L)$$

de donde :

$$L = 4,000 \text{ Kg .}$$

De un balance global tenemos :

$$F = V + L , \text{ De donde despejando } V :$$

$$V = F - L , \quad V = 10,000 - 4,000 = 6,000 \text{ Kg}$$

Realizando un balance de energía :

$$FHF + V_o(HV_o - HC) = VHV + LHL \quad 7.80$$

Para el cálculo de la entalpia HV, se debe tomar en cuenta que el vapor está en equilibrio con la solución hirviente a una presión de 101 mm Hg abs. y por lo tanto, está sobrecalentado en comparación con el vapor que se encuentra en equilibrio con el agua pura a la misma presión. Pudiéndose calcular de la siguiente forma :

$C_p = 0.46 \text{ Kcal / (Kg } ^\circ\text{C)}$, de tablas :

$$HV = 620 + 0.46(92.4 - 52) = 639 \text{ Kcal/Kg .}$$

Sustituyendo valores en la ecuación 7.80 se tiene :

$$10,000 \times 31.4 = V_o(643 - 108) = 6000 \times 639 + 4000 \times 123.4$$

de donde :

$$V_o = 7446 \text{ Kg}$$

Cálculo de la superficie de calentamiento. Se calcula por medio de la siguiente ecuación :

$$q = U A \Delta T$$

y rearreglando para A, tenemos :

$$A = \frac{q}{U \Delta T} = \frac{V_o(HV_o - HC)}{U \Delta T}$$

y sustituyendo valores :

$$A = \frac{7746 \text{ Kg/hr} (643 - 108) \text{ Kcal/Kg}}{1950 \text{ Kcal/m}^2 \text{ hr}^\circ\text{C} \times (108 - 92)^\circ\text{C}}$$

por lo que :

$$A = 125 \text{ m}^2$$

Balance en el condensador :

El balance se hará de acuerdo a la siguiente figura :

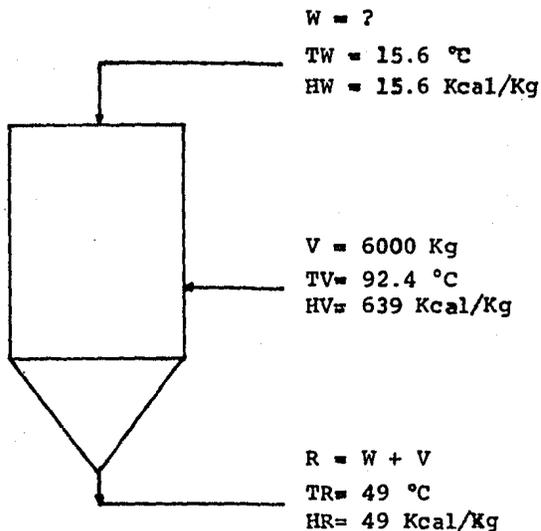


Figura 7.4. Condiciones en el condensador.

De un balance de entalpia en el condensador tenemos :

$$VHV + WHW = (V + W) HR$$

sustituyendo valores y resolviendo la ecuación :

$$6000 \times 639 + 15.6 \times W = (6000 + W) 49$$

por lo que : $W = 105,990 \text{ Kg}$

ó $W = 1766.5 \text{ Kg/min.}$

si la densidad del agua a 15.6°C es de 1000 Kg/m^3 el flujo volumétrico será :

$$Q = \frac{1766.5 \text{ Kg/min}}{1000 \text{ Kg/m}^3} = 1.766 \text{ m}^3/\text{min.}$$

A continuación se procede a llenar la hoja de datos para este evaporador, considerándose las propiedades de la solución a concentrar, observándose que una vez resuelto el balance de materia y energía - se cuenta con los datos necesarios para llenar la hoja de datos y - proceder al diseño mecánico del mismo.

VII.7.2.1. HOJA DE DATOS DE UN EVAPORADOR.

- 1.- Nombre de la compañía : -----
- 2.- Dirección : ----
- 3.- Información proporcionada por : Enriquez Gallegos Juan y Ortega
Minor José Francisco.
- 4.- Descripción de la solución a concentrar : Soluciones Diluidas y
soluciones concentradas de Sosa cáustica y Agua.
- 5.- Cantidad de solución concentrada por hora : 4,000 Kg
- 6.- Horas diarias de operación del equipo : Aproximadamente 8 horas.
- 7.- Densidad y porcentaje de sólidos en una solución diluida :
Densidad: 1 g/cm^3 aprox. % de sólidos : 1 % a 3 % .
- 8.- Densidad y porcentaje de sólidos en la solución concentrada :
Densidad : Variable , % de sólidos : 10 % al 50 % .
- 9.- Temperatura de alimentación : 37.8°C ó 98.6°F .
- 10.- Temperatura de ebullición de solución diluida : 52°C ó 125.6°F .
Temperatura de ebullición de solución concentrada: $92.4^\circ\text{C}=198.3^\circ\text{F}$.
- 11.- Máxima temperatura permisible para el producto durante la operación : 150°C ó 302°F .
- 12.- Tiempo de exposición permisible : De 5 a 8 minutos.
- 13.- Si se trata de un líquido de naturaleza compleja, proporcionar análisis y detalles referentes a su viscosidad, formación de espuma, acidez, corrosión e impurezas presentes : La solución es

de naturaleza corrosiva y con tendencia a formación de incrustaciones.

- 14.- Especificar si se trata de un líquido flamable, venenoso, explosivo ó peligroso en que forma : La solución puede ser en extremo tóxica ó venenosa pero no flamable.
- 15.- Si se han de separar sólidos establecer su naturaleza y cantidad : No ya que esta operación se efectuará únicamente cuando se requiera separar la sosa pura, por ejemplo en escamas, por medio de la cristalización.
- 16.- Humedad y pureza para los sólidos : Cuando así se requiera 98% puros y poco húmedos .
- 17.- Materiales de construcción : Acero inoxidable ó Aleación Cobre-Níquel.
- 18.- Presión de vapor vivo : 0.35 Kg/cm^2 , Cantidad : 7,446 Kg/hora, Sobrecalentamiento : No .
- 19.- Presión del vapor que va al condensador : Vacío de 660 mm referidos a 761 mm de Hg , Cantidad : 6,000 Kg .
- 20.- Agua de enfriamiento disponible GPM : 466.26 , Temperatura - mínima : 15.6°C ó 60°F , Máxima : 49°C ó 120°F .
- 21.- Características de la corriente eléctrica, CA ó CD : CA
Fases : 3 , Ciclaje : 60 ciclos , Voltaje : 127 ó 220 Volts.
- 22.- Espacio disponible para la evaporación : Largo : 4 metros , --
Ancho : 2 m , Altura : 7 m , Area : 8 m^2 .

23.- Observaciones : Este evaporador puede ser de circulación Natural ó Forzada.

24.- Comentarios adicionales : En estos datos no se especifican los referentes al gasto de la bomba, HP del compresor si se maneja recompresión, datos de eyector, condensador, así como de trampas de vapor y los demás accesorios o instrumentos necesarios, ya que el distribuidor, nos informará de los necesarios, así como del costo total del evaporador (involucrando su instrumentación necesaria).

VII.7.3. Una solución acuosa que contiene 2% de sólidos de NaOH disueltos se va a concentrar hasta 25% de sólidos mediante una evaporación a doble efecto y con alimentación a contracorriente, si los evaporadores son de circulación forzada y tienen un área de calentamiento de 2000 ft^2 cada uno. Si el coeficiente en el primer efecto es de $500 \text{ Btu/h ft}^2 \text{ }^\circ\text{F}$ y en el segundo es de $700 \text{ Btu/h ft}^2 \text{ }^\circ\text{F}$. Que velocidad de producción se obtendrá?. Se supondrá que la solución no muestra incremento en el punto de ebullición; la alimentación entra a 100°F ; el vapor de calentamiento es saturado y de 100 psia , y el condensador opera a 2 in Hg .

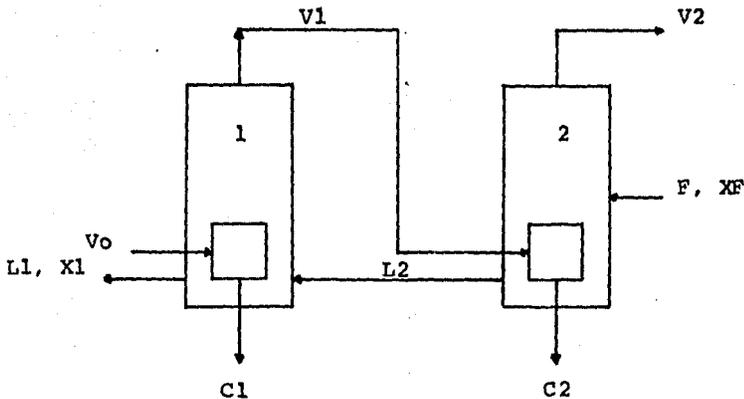


Figura 7.5. Evaporación a doble efecto y en contracorriente.

Solución : Base 1000 lb/hr de producto.

De los datos proporcionados y con las tablas de vapor de agua - obtenemos los siguientes datos :

Condensador : $P = 2 \text{ in Hg} \times 0.492 \text{ psia/in Hg} = 0.9824 \text{ psia}$, a ésta presión le corresponde una temperatura de 101.1°F .

Se tiene vapor saturado a 100 psia y a ésta presión corresponde una temperatura de 327.8°F .

Un balance Total de materia para sólidos nos da la siguiente información :

$$F(0.02) = 1000(0.25) , \text{ de donde } , F = 12,500 \text{ lb}$$

y por otro lado :

$$V_2 + V_1 = 12,500 - 1000 = 11,500 \text{ lb}$$

Se tomará el calor específico como el del agua y todas las propiedades pueden leerse directamente en las tablas de vapor; se puede entonces hacer los siguientes balances en cada efecto :

Balance global de materia para el primer efecto :

$$L_2 = L_1 + V_1 \quad 7.81$$

Balance de sólidos en el efecto 1 :

$$L_2 X_2 = 1000 \times 0.25 \quad 7.82$$

Balance global de materia para el efecto 2 :

$$F = L2 + V2 \quad 7.83$$

Balance de energía para el efecto 1 :

$$V_o \lambda V_o + L2HL2 = L1HL1 + V1HV1 \quad 7.84$$

Balance de energía para el efecto 2 :

$$V1(HV1 - HC2) + FHF = V2HV2 + L2HL2 \quad 7.85$$

Ecuación de Balance de velocidad de transferencia de energía en el primer efecto :

$$V_o \lambda V_o = q1 = U1 A1(327.8 - T1) \quad 7.86$$

Ecuación de Balance de velocidad de transferencia de energía en el segundo efecto :

$$V1 \lambda V1 = V1 ((HV1 - (T1 - 32) C_p H_2O)) = q2$$

Y

$$q2 = U2 A2 (T1 - 101.1) \quad 7.87$$

Se tienen 7 ecuaciones independientes que incluyen las siguientes variables : F, L2, L1, Vo, V1, V2, X2, λV_o , HL1, HL2, HF, HV1, HV2, T1, A1, A2, U1, U2. De éstas 18 variables F, L2, λV_o , HL2, HF, HV2, U1 y U2 están ya fijadas por el enunciado del problema. Se necesitan

otras tres ecuaciones, y son las siguientes :

$$A1 = A2 \quad 7.88$$

$$HV1 = \phi (T1) \quad 7.89$$

$$HL1 = \phi' (T1) \quad 7.90$$

En éste caso las tablas de vapor proporcionan inmediatamente el valor de HV1 y HL1, una vez que T1 ha sido fijada, sin embargo se necesita un método de prueba y error para poder resolverla.

Una buena estimación se obtiene si se supone que $q1 = q2$, por lo que :

$$U1A1 (-\Delta T1) = U2A2 (-\Delta T2)$$

ó

$$(-\Delta T1) / (-\Delta T2) = U2A2/U1A1 = U2 / U1 = 700 / 500 = 1.4$$

por otro lado :

$$(-\Delta T1) + (-\Delta T2) = (-\Delta T) = 327.8 - 101.1 = 226.7 \text{ } ^\circ\text{F}$$

entonces :

$$1.4(-\Delta T2) + (-\Delta T2) = 226.7^\circ\text{F}$$

de donde :

$$-\Delta T2 = 95^\circ\text{F} , \text{ y } -\Delta T1 = 131.7^\circ\text{F}$$

sabiendo que :

$$\Delta T1 = T_s - T1, \text{ entonces, } T1 = (327.8 - 131.7) = 196.1^\circ\text{F}$$

con $T_{V1} = 196.1^{\circ}\text{F}$, de tablas de vapor: $H_{V1} = 1144$ y $\lambda_{V1} = 980$ -
Btu / lb.

Combinando el Balance global de materia y las ecuaciones 7.84 y 7.85, tenemos :

$$V_1 \lambda_{V1} + F_{HF} = (11500 - V_1)H_{V2} + L_1 H_{L1} + V_1 H_{V1} - V_0 \lambda_{V0}$$

puesto que $q_1 = q_2$: $V_0 \lambda_{V0} = V_1 \lambda_{V1}$, tenemos :

$$F_{HF} = (11500 - V_1)H_{V2} + L_1 H_{L1} + V_1 H_{V1} - 2V_1 \lambda_{V1} \quad 7.91$$

Resolviendo la ecuación 7.91 para V_1 :

$$V_1(2\lambda_{V1} + H_{V2} - H_{V1}) = 11500H_{V2} + L_1 H_{L1} - F_{HF} \quad 7.92$$

Como se conocen ya todas las temperaturas; a través de tablas de vapor y sustituyendo valores :

$$V_1(1960 + 1105.7 - 1144) = 11500(1105.7) + 1000(196) - 12500(68)$$

De ésta ecuación y las de balance de materia obtenemos los siguientes datos : $V_1 = 6250$ lb; $V_2 = 5250$ lb, $L_2 = 7250$ lb y $X_2 = 0.0345$.

A partir de la ecuación 7.84 obtenemos :

$$V_0 \lambda_{V0} = q_1 = 6,834,000 \text{ Btu}$$

La validez de la primera suposición puede ser ahora verificada no-

tando que $q_2 = V_1 \lambda V_1$. A partir de ésto $V_1 = 7000$ lb, y :

$$V_1 / V_1 = 7000 / 6250 = 1.12$$

O sea 1.12 veces la V_1 obtenida a partir de las ecuaciones 7.84 y 7.85, utilizando la distribución supuesta de temperatura.

Como una suposición más, se escoge $q_1 = 1.12q_2$. Entonces mediante el método mostrado anteriormente se obtiene : $-\Delta T_2 = 89.2^\circ\text{F}$ y $-\Delta T_1 = 137.5^\circ\text{F}$. De donde obtenemos que $T_1 = 190.3^\circ\text{F}$, $HV_1 = 1142$ y $\lambda V_1 = 983.3$ Btu/lb . Resolviendo la ecuación 7.92 con este nuevo valor de T_1 , obtenemos $V_1 = 5920$ lb . A partir de las ecuaciones 7.81 y 7.83 obtenemos $V_2 = 5,580$ lb y $L_2 = 6920$ lb . Utilizando la ecuación 7.84 para verificar los resultados se obtiene $V_o \lambda V_o = q_1 = 6,439,000$ Btu; entonces a partir de la ecuación 7.87, $V_1 = 5950$. La cuál es satisfactoria con la V_1 obtenida anteriormente, por lo tanto se procede a calcular las áreas correspondientes :

De las ecuaciones 7.86 y 7.87 tenemos :

$$A_1 = q_1 / (U_1 \Delta T_1) = 6439000 / (500 \times 137.5) = 93.65 \text{ ft}^2$$

Sí $q_1 = 1.12q_2$ entonces, $q_2 = q_1 / 1.12$, por lo que :

$$A_2 = q_2 / (U_2 \Delta T_2) = 5,853,636.3 / (700 \times 89.2) = 93.72 \text{ ft}^2$$

Considerando un área promedio de 93.6 ft^2 , se calcula la velocidad de producción de la siguiente manera :

$$\text{Velocidad de producción} = 2000(1000) / 93.6 = 2,136.8 \text{ lb/hr.}$$

El método es fundamentalmente el que conduce a una solución de prueba y error para la temperatura intermedia. La prueba inicial se guía mediante la restricción física de que cada unidad en peso de vapor condensado evapora aproximadamente la misma cantidad de vapor. Los ajustes de la primera prueba emanan de la información ganada en esa prueba. Por ejemplo en el primer ensayo en donde $q_1 = q_2$ la V_1 se calculó a partir de los balances de materia y energía, siendo $1/1.12$ veces la V_1 encontrada mediante q_2 de la ecuación 7.87. Por lo tanto q_2 fué disminuida en un factor de 1.12 para la segunda prueba.

Si el sistema tiene un incremento en el punto de ebullición considerable, entonces se tendrá que incluir un método de ecuación gráfica como la regla de Duhring. Si los datos termodinámicos hubieran sido expresados analíticamente en términos del calor específico y latente, el ejemplo se habría podido resolver analíticamente.

La existencia del incremento en el punto de ebullición no habría complicado la solución mayormente. En las composiciones intermedias, el incremento del punto de ebullición es pequeño. La composición de la corriente intermedia podría estimarse a partir del principio de evaporación igual, y a partir de ésto obtener el incremento en el punto de ebullición. Durante las aproximaciones sucesivas no se requieren cambios en el incremento del punto de ebullición, como con-

secuencia de los cambios de temperatura intermedia.

La adición de un tercer o cuarto efecto trae como consecuencia -- balances adicionales de materia y energía, así como una ecuación -- más para cada caso relativa a la transferencia de calor. Los cálculos son más engorrosos pero incluyen el mismo método de prueba y -- error.

En resumen, el método aplicado se puede exponer en los siguientes pasos :

- 1.- A partir de una concentración dada de producto y de la presión del condensador, se determina el incremento en el punto de ebullición y las entalpias en el último efecto ó primer efecto según el arreglo.
- 2.- A partir del balance global de materia, se determina la cantidad total de evaporación y el aporte de ésta entre los pasos suponiendo una evaporación igual en cada efecto. Si la carga esta muy fría, ó si está demasiado caliente, las proporciones pueden modificarse en forma adecuada. Las cantidades de vapor supuestas darán un estimado de la concentración en cada paso y consecuentemente el incremento en el punto de ebullición. Solamente se necesitará hacer una indagación vaga para la presión en cada paso, puesto que el incremento del punto de ebullición es prácticamente independiente de la presión.
- 3.- Encontrar la $-AT$ disponible para la transferencia térmica sustrayendo la suma de todos los incrementos del punto de ebullición al --

ΔT total. La $-\Delta T$ disponible puede ser proporcionada entre los varios pasos suponiendo que $q_1 = q_2$ así que $(-\Delta T_1)/U_1A_1 = (-\Delta T_2)/U_2A_2 = \dots = (-\Delta T_3)/U_3A_3 = \dots$.

4.- Calcular la cantidad de evaporación en cada paso mediante el balance de materia y energía. Si las cantidades difieren en forma significativa de los valores supuestos en el paso 2, entonces los pasos 2 y 4 deben repetirse con las cantidades de evaporación que se acaban de calcular. Generalmente, éste nuevo cálculo representa una ligera revisión del incremento en el punto de ebullición y de los valores usados previamente para la entalpía.

5.- Mediante las ecuaciones de transferencia de calor para cada paso, calcular la superficie requerida para cada paso.

6.- Si las superficies calculadas, no cumplen la condición (generalmente $A_1=A_2=A_3=\dots$), se revisan las distribuciones de la diferencia de temperatura en el paso 3. A menos que el incremento del punto de ebullición sea muy grande, la revisión no afectará los valores supuestos en el paso 2.

7.- Continuar ajustando la diferencia de temperatura y recalculando las áreas de superficie hasta que su valor sea satisfactorio.

El procedimiento para determinar las condiciones de operación -- del evaporador, consiste en escribir los balances de materia y de energía para cada efecto y resolverlos junto con la ecuación para --

la transferencia de calor en cada paso. En el procedimiento mencionado los pasos 1, 2 y 3 fijan solamente un punto razonable para la solución. Realmente, cualquier condición supuesta puede considerarse como una condición inicial para el cálculo. La ventaja del método es que acorta las pruebas necesarias dejando que el calculador - empiece en un punto razonablemente cercano a la respuesta correcta.

VII.7.4. Un sistema de evaporación a triple efecto se va a emplear para concentrar una solución acuosa al 5 % de sosa cáustica hasta - 50 %. El arreglo de flujos es en paralelo y la alimentación entra a 60°F. Los coeficientes globales de transferencia de calor son de -- 800, 500 y 300 Btu/hr ft² °F, que se espera encontrar para los tres efectos en el orden descrito. Se dispone de vapor a 125 psia y se cuenta con un eyector capaz de mantener una presión de 1 psia en el último efecto. Las áreas de calentamiento para cada caso son iguales y suficientemente grandes como para producir 22000 lb/hr de concentrado. a).- Cuál será el área que se requiere para cada efecto y cuál - será el consumo de vapor ?

b).- Realizar el problema a contracorriente.

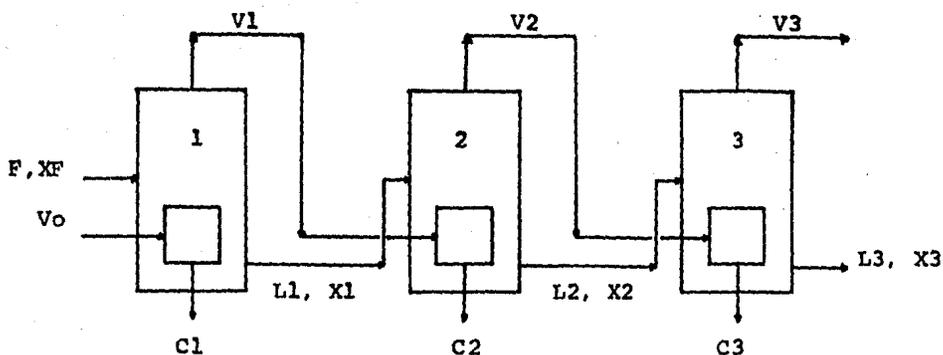


Figura 7.6. Evaporación a triple efecto en paralelo.

a).- Solución : Base, 1 hora de operación.

De tablas de vapor con $P = 125$ psia, tenemos que $T_s = 344^\circ\text{F}$ y -
con $P_3 = 1$ psia, $T_3 = 102^\circ\text{F}$.

Balance de materia para sólidos :

$$F X_F = L_3 X_3 = L_i X_i \quad , \quad i = 1, 2 \text{ y } 3 \quad 7.93$$

de donde :

$$F = L_3 X_3 / X_F = 22000 \times 0.5 / 0.05$$

$$F = 220,000 \text{ lb}$$

balance de energía para el efecto 1 :

$$F H_F + V_o H_{V_o} = V_1 H_{V_1} + L_1 H_{L_1} + C_1 H_{C_1}$$

ó

$$F H_F + V_o \lambda_{V_o} = V_1 H_{V_1} + L_1 H_{L_1}$$

considerando que : $V_1 = F - L_1$:

$$F H_F + V_o \lambda_{V_o} = (F - L_1) H_{V_1} + L_1 H_{L_1}$$

$$F H_F + V_o \lambda_{V_o} = F H_{V_1} - L_1 H_{V_1} + L_1 H_{L_1}$$

rearrreglando :

$$L_1 (H_{V_1} - H_{L_1}) + V_o \lambda_{V_o} = F (H_{V_1} - H_F) \quad 7.94$$

de igual manera, para el segundo efecto :

$$L1HL1 + V1 \lambda V1 = V2HV2 + L2HL2$$

y sabiendo que $V1=F-L1$ y $V2=L1-L2$:

$$L1HL1 + (F-L1) \lambda V1 = (L1-L2)HV2 + L2HL2$$

$$L1HL1 + F \lambda V1 - L1 \lambda V1 = L1HV2 - L2HV2 + L2HL2$$

por lo que :

$$L1(HL1 - \lambda V1 - HV2) + L2(HV2 - HL2) = -F \lambda V1 \quad 7.95$$

para el tercer efecto :

$$L2HL2 + V2 \lambda V2 = L3HL3 + V3HV3$$

pero $V2=L1-L2$ y $V3=L2-L3$

$$L2HL2 + (L1-L2) \lambda V2 = L3HL3 + (L2-L3)HV3$$

$$L2HL2 + L1 \lambda V2 - L2 \lambda V2 = L3HL3 + L2HV3 - L3HV3$$

de donde :

$$L1 \lambda V2 + L2(HL2 - \lambda V2 - HV3) + L3(HV3 - HL3) = 0 \quad 7.96$$

De este planteamiento vemos que tenemos un sistema de $n+1=4$ ecuaciones lineales (n , corresponde en éste caso al número de efectos), así como $n+1=4$ incógnitas: $L1$, $L2$, F y $V0$, de las cuales F ya se determinó, generalmente se tiene el valor de F y no el de $L3$, en cuyo caso las incógnitas serían $L1$, $L2$, $L3$ y $V0$. Los coeficientes de éste

sistema de ecuaciones son las entalpias, las cuales estan en función de la temperatura normal de ebullición en cada efecto, así como de la fracción en peso (X_i) y por consiguiente de la elevación en el punto de ebullición (EPE_i) debida a la concentración paulatina de sólidos en el líquido.

Por ésto para poder determinar los flujos de entrada y salida de cada efecto es necesario estimar su temperatura y concentración. Los valores correctos de (T_i) y (X_i) serán aquellos que satisfagan la ecuación que gobierna la transferencia de calor en cada efecto y -- tomando como criterio la igualdad (dentro de un margen de error -- aceptable) de áreas de transferencia de calor, así tenemos que para éste arreglo de flujos en paralelo :

$$q_i = U_i A_i \Delta T_i \quad 7.98$$

donde :

$$q_i = (L_{(i-2)} - L_{(i-1)}) \lambda V_{(i-1)}$$

U_i = Coeficiente global de transferencia de calor.

A_i = Area de transferencia de calor.

$$\Delta T_i = T_{(i-1)} - (T_i + EPE_i)$$

reconociendo que en el primer efecto $q_1 = V_o \lambda V_o$, y $\Delta T_1 = T_s - (T_1 + EPE_1)$. Rearreglando la ecuación 7.98 :

$$A_i = q_i / (U_i \Delta T_i) \quad 7.99$$

Para comenzar los cálculos es necesario estimar la temperatura y composición para cada efecto, para este caso :

$$\Delta T = (T_s - T_N) / N$$

$$\Delta T = (344 - 102) ^\circ\text{F} / 3$$

$$\Delta T = 81 ^\circ\text{F}$$

por lo que la temperatura normal de ebullición en el primer efecto es :

$$T_1 = T_s - \Delta T$$

$$T_1 = (344 - 81) ^\circ\text{F}$$

$$T_1 = 263 ^\circ\text{F}$$

y en los demás efectos :

$$T_i = T(i-1) - \Delta T$$

entonces :

$$T_2 = (263 - 81) ^\circ\text{F}$$

$$T_2 = 182 ^\circ\text{F}$$

$$T_3 = 102 ^\circ\text{F} \quad (\text{dato del problema})$$

Las concentraciones son inicialmente distribuidas de manera similar, para este caso :

$$\Delta X = (X_F - X_N) / N$$

$$\Delta X = (0.05 - 0.5) / 3$$

$$\Delta X = -0.15$$

entonces :

$$X_1 = X_F - \Delta X$$

$$X_1 = 0.05 - (-0.15)$$

$$X_1 = 0.2$$

y para los demás efectos :

$$X_i = X_{(i-1)} - \Delta X$$

por lo que :

$$X_2 = X_1 - \Delta X$$

$$X_2 = 0.2 - (-0.15)$$

$$X_2 = 0.35$$

y $X_3 = 0.5$ (dato)

Con los datos estimados de temperatura y concentración, pueden obtenerse las elevaciones en el punto de ebullición y las entalpías para cada efecto, de la manera siguiente :

Para el primer efecto sabemos que $T_1 = 263^\circ\text{F}$, $X_1 = 0.2$, de la grá-

fica de Duhring (ver apéndice), podemos saber la temperatura de ebullición de la solución, así tenemos que $T_{leb.} = 279^{\circ}\text{F}$, de la gráfica de entalpia vs. concentración para este sistema (ver apéndice), tenemos que $HL_1 = 214 \text{ Btu/lb}$, $HF = 26 \text{ Btu/lb}$, por otro lado, de tablas de vapor a 279°F , tenemos que $HV_1 = 1173.3 \text{ Btu/lb}$, y $\lambda V_0 = 875.92 \text{ Btu/lb}$. Entonces la ecuación 7.94 queda como :

$$L_1(1173.3 - 214) + V_0(875.92) = 220000(1173.3 - 26)$$

6

$$959.3L_1 + 875.92V_0 = 2.54 \times 10^8 \quad 7.100$$

En el segundo efecto: $T_2 = 182^{\circ}\text{F}$, $X_2 = 0.35$ por lo que $T_{2eb.} = 222^{\circ}\text{F}$ y $HL_2 = 182 \text{ Btu/lb}$, a 222°F , $HV_2 = 1154 \text{ Btu/lb}$ y a 279°F , $\lambda V_1 = 925.3 \text{ Btu/lb}$, de la ecuación 7.95 :

$$L_1(214 - 925.3 - 1154) + L_2(1154 - 182) = -220000(925.3)$$

6

$$-1865.3L_1 + 972L_2 = -2.0356 \times 10^8 \quad 7.101$$

y en el tercer efecto: $T_3 = 102^{\circ}\text{F}$, $X_3 = 0.5$, $T_{3eb.} = 172^{\circ}\text{F}$, y $HL_3 = 201 \text{ Btu/lb}$, $\lambda V_2 = 963.8 \text{ Btu/lb}$, $HV_3 = 1135 \text{ Btu/lb}$, y con la ecuación 7.96 :

$$963.8L_1 - 1916L_2 = -20548000 \quad 7.102$$

Resolviendo el sistema de ecuaciones 7.100, 7.101 y 7.102 :

$$L1 = 156,458 \text{ lb}$$

$$L2 = 89,411 \text{ lb}$$

$$V_o = 118,629 \text{ lb}$$

Ahora bien, el criterio para establecer si los valores de temperatura y concentración son correctos, es necesario primeramente que las áreas de transferencia de calor de cada efecto, sean iguales, - dentro de un cierto margen de error, que puede ser del orden de un 5 %, estas áreas se calculan mediante la ecuación 7.99, pero antes tenemos que :

$$q1 = V_o \lambda V_o = 118629(875.92)$$

$$q1 = 1.039 \times 10^8 \text{ Btu/hr}$$

$$q2 = V1 \lambda V1 = (F-L1) \lambda V1 = (220000-156458)925.3$$

$$q2 = 58795413 \text{ Btu/hr}$$

$$q3 = V2 \lambda V2 = (L1-L2) \lambda V2 = (156458-89411)963.8$$

$$q3 = 64619899 \text{ Btu/hr}$$

Y :

$$\Delta T1 = T_s - T_{1eb.} = (344 - 279) ^\circ F = 65 ^\circ F$$

$$\Delta T2 = T_{1eb.} - T_{2eb.} = (279 - 222) ^\circ F = 57 ^\circ F$$

$$\Delta T3 = T_{2eb.} - T_{3eb.} = (222 - 172) ^\circ F = 50 ^\circ F$$

por lo que :

$$A_1 = 1.039 \times 10^8 / (800 \times 65) = 1998 \text{ ft}^2$$

$$A_2 = 58795413 / (500 \times 57) = 2063 \text{ ft}^2$$

$$A_3 = 64619899 / (300 \times 50) = 4308 \text{ ft}^2$$

Como se puede ver la diferencia entre las áreas es muy grande, -
las temperaturas son ajustadas de la siguiente manera :

$$\text{Apron.} = \left(\sum_{i=1}^N A_i \right) / N \quad 7.103$$

por consiguiente :

$$\text{Apron.} = (1998 + 2063 + 4308) / 3 = 2790 \text{ ft}^2$$

y :

$$\Delta T_i' = \Delta T_i A_i / \text{Apron.}$$

entonces :

$$\Delta T_1' = 65 \times 1998 / 2790 = 47^\circ\text{F}$$

$$\Delta T_2' = 57 \times 2063 / 2790 = 42^\circ\text{F}$$

$$\Delta T_3' = 50 \times 4308 / 2790 = 77^\circ\text{F}$$

un mejor ajuste lo podemos hacer usando :

$$\Delta T_i'' = \Delta T_i' \left(T_s - T_N - \sum_{i=1}^N EPE_i \right) / \sum_{i=1}^N \Delta T_i' \quad 7.105$$

y sabiendo que :

$$EPE1 = (279 - 263) ^\circ F = 16 ^\circ F$$

$$EPE2 = (222 - 182) ^\circ F = 40 ^\circ F$$

$$EPE3 = (172 - 102) ^\circ F = 70 ^\circ F$$

entonces :

$$\sum_{i=1}^3 EPEi = 126 ^\circ F , \text{ y } \sum_{i=1}^3 \Delta T_i'' = 166 ^\circ F$$

por lo que :

$$\Delta T1'' = 32 ^\circ F$$

$$\Delta T2'' = 29 ^\circ F$$

$$\Delta T3'' = 53 ^\circ F$$

y la nueva temperatura en el primer efecto será :

$$T1 = Ts - \Delta T1'' - EPE1 \quad 7.106$$

$$T1 = (344 - 32 - 16) ^\circ F = 296 ^\circ F$$

para los demás efectos :

$$Ti = T(i-1) - \Delta Ti'' - EPEi \quad 7.107$$

entonces :

$$T2 = (296 - 29 - 40) ^\circ F = 227 ^\circ F$$

$$T3 = 102 ^\circ F \quad (\text{dato})$$

las nuevas concentraciones se obtienen mediante la ecuación 7.93 :

$$X1 = F \cdot XF / L1 = 220000(0.05)/156458 = 0.07$$

$$X2 = 220000(0.05)/89411 = 0.12$$

y

$$X3 = 0.5 \quad (\text{dato})$$

Con éstos últimos valores de temperatura y concentración se procede a determinar las entalpías ó coeficientes del sistema de ecuaciones (7.94, 7.95 y 7.96), se resuelve el sistema, se calculan las áreas, se comparan, y si están dentro del margen de error elegido, el problema se ha resuelto, de lo contrario se volverá a iterar --- hasta que se alcance el resultado.

En la siguiente tabla (7.1), se presentan los resultados de las iteraciones realizadas, la última iteración representa la solución al problema planteado, conteniendo un margen de error por debajo de un 5 % en promedio, este error puede variar de acuerdo al grado de precisión que se requiera. El área que se recomienda para éste caso es la promedio, es decir, 2692 ft², y el consumo de vapor es de -- 122,004 lb, teniendo como base una hora de operación.

Tabla 7.1. Resultados de las iteraciones para el caso de estudio VII.7.4.

a).- Arreglo de flujos en paralelo.

ITERACION	T1	T2	T3	X1	X2	L1	L2	Vo	A1	A2	A3	ERROR,%
1	279	222	172	0.20	0.35	156458	89411	118629	1998	2063	4308	>5
2	299	234	172	0.07	0.12	158614	90145	121386	2953	1720	3519	>5
3	297	255	172	0.07	0.12	157582	90001	122106	2844	2711	2557	>5
4	297	254	172	0.07	0.12	157678	90117	122004	2842	2644	2589	<5

Donde : T(i) está en °F

L(i) está en lb

A(i) está en ft²

b).- Solución al problema con arreglo de flujos a contracorriente :

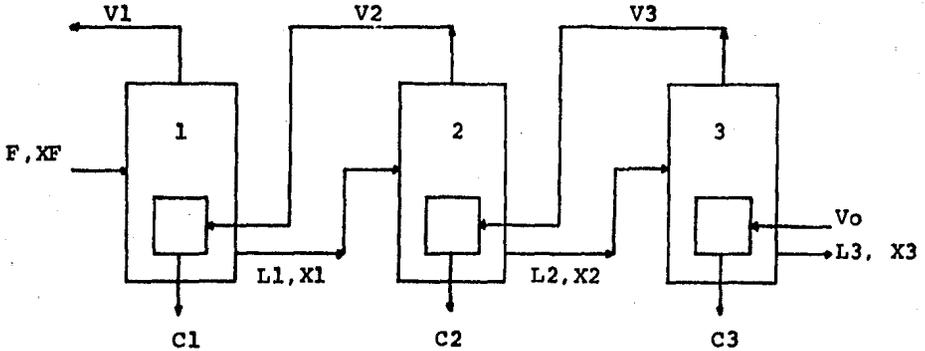


Figura 7.7. Evaporación a triple efecto en contracorriente.

Base : 1 hora de operación.

Balace de materia para sólidos :

$$F \text{ XF} = L3 \text{ X3} = L1 \text{ X1} \quad 7.108$$

de donde :

$$F = 22000 \times 0.5 / 0.05 = 220000 \text{ lb}$$

De tablas de vapor, con $P = 125 \text{ psia}$ sabemos que $T_s = 344^\circ\text{F}$ y $\lambda_{Vo} = 875.92 \text{ Btu/lb}$, con $P_1 = 1 \text{ psia}$, $T_1 = 102^\circ\text{F}$.

Balance de energía para el efecto 1 :

$$FHF + V2 \lambda V2 = L1HL1 + V1HV1$$

considerando que $V1=F-L1$, y $V2=L1-L2$:

$$FHF + (L1-L2) \lambda V2 = L1HL1 + (F-L1)HV1$$

$$FHF + L1 \lambda V2 - L2 \lambda V2 = L1HL1 + FHV1 - L1HV1$$

rearrreglando :

$$L1(\lambda V2 - HV1 + HV1) - L2 \lambda V2 = F(HV1 - HF) \quad 7.109$$

para el segundo efecto :

$$L1HL1 + V3 \lambda V3 = V2HV2 + L2HL2$$

y sabiendo que $V2=L1-L2$, y $V3 =L2-L3$:

$$L1HL1 + (L2-L3) \lambda V3 = (L1-L2)HV2 + L2HL2$$

$$L1HL1 + L2 \lambda V3 - L3 \lambda V3 = L1HV2 - L2HV2 + L2HL2$$

rearrreglando :

$$L1(HL1 - HV2) + L2(\lambda V3 + HV2 - HL2) = L3 \lambda V3 \quad 7.110$$

para el tercer efecto :

$$L2HL2 + V0 \lambda V0 = V3HV3 + L3HL3$$

de igual manera :

$$L2HL2 + V0 \lambda V0 = (L2-L3)HV3 + L3HL3$$

$$L2HL2 + V_o \lambda V_o = L2HV3 - L3HV3 + L3HL3$$

rearrreglando :

$$L2(HL2-HV3) + V_o \lambda V_o = L3(HL3-HV3) \quad 7.111$$

por otro lado sabemos que :

$$q_i = U_i A_i \Delta T_i \quad 7.112$$

donde para este caso, en el último efecto "N" :

$$q_N = V_o \lambda V_o \quad 7.113$$

y

$$\Delta T_N = T_s - (T_N + EPEN) \quad 7.114$$

y para los demás efectos :

$$q_i = (L_i - L_{(i+1)}) \lambda V_{(i+1)} \quad 7.115$$

y :

$$\Delta T_i = T_{(i+1)} - (T_i + EPE_i) \quad 7.116$$

Siguiendo el mismo método de solución que con flujos en paralelo, tenemos que en éste caso :

$$\Delta T = (T_s - T_l)/N = (344-102)^\circ\text{F}/3 = 81^\circ\text{F}$$

y la temperatura en el efecto "N" es :

$$T_N = T_s - \Delta T$$

$$T_3 = (344-81)^\circ\text{F} = 263^\circ\text{F}$$

teniéndose para los demás efectos :

$$T_i = T_{(i+1)} - \Delta T$$

entonces :

$$T_2 = (263-81)^\circ\text{F} = 182^\circ\text{F}$$

$$T_1 = 102^\circ\text{F} \quad (\text{dato})$$

de igual manera :

$$\Delta X = (X_N - X_F)/N$$

$$\Delta X = (0.5-0.05)/3 = 0.15$$

entonces :

$$X_i = X_{(i-1)} + \Delta X$$

considerándose que $X_0 = X_F$:

$$X_1 = 0.05 + 0.15 = 0.2$$

$$X_2 = 0.2 + 0.15 = 0.35$$

$$X_3 = 0.5 \quad (\text{dato})$$

Entonces tenemos que para el tercer efecto: $T_3 = 263^\circ\text{F}$, $X_3 = 0.5$, por lo que podemos determinar por medio de la gráfica de During -- (ver apéndice), $T_{3eb} = 333^\circ\text{F}$, de la gráfica de entalpia vs. concentración (ver apéndice), tenemos que $HL_3 = 325 \text{ Btu/lb}$, $HV_3 = 1188.6 - \text{ Btu/lb}$, y de tablas de vapor $\lambda_{V_0} = 875.92 \text{ Btu/lb}$.

De igual manera vemos que para el segundo efecto: $T_2 = 182^\circ\text{F}$, $X_2 = 0.35$, $T_{2eb} = 221^\circ\text{F}$, $HL_2 = 180 \text{ Btu/lb}$, $HV_2 = 1153.7 \text{ Btu/lb}$, $\lambda_{V_3} = 884.8 \text{ Btu/lb}$.

En el primer efecto : $T_1 = 102^\circ\text{F}$, $X_1 = 0.2$, $T_{1eb} = 118^\circ\text{F}$, $HL_1 = 172 \text{ Btu/lb}$, $HF = 26 \text{ Btu/lb}$, $HV_1 = 1112.3 \text{ Btu/lb}$, $\lambda_{V_2} = 1026.4 \text{ Btu/lb}$. Así tenemos que la ecuación 7.109 :

$$L_1(1026.4 - 172 + 1112.3) - L_2(1026.4) = 220000(1112.3 - 26)$$

$$1966.7L_1 - 1026.4L_2 = 2.3898 \times 10^8 \quad 7.117$$

de la ecuación 7.110 :

$$L_1(172 - 1153.7) + L_2(884.8 + 1153.7 - 180) = 22000(884.8)$$

$$-981.7L_1 + 1858.5L_2 = 19465600 \quad 7.118$$

y de la ecuación 7.111 :

$$L_2(180 - 1188.6) + 875.92V_0 = 22000(325 - 1188.6)$$

$$-1008.6L_2 + 875.92V_0 = -18999200 \quad 7.119$$

Resolviendo el sistema de ecuaciones 7.117, 7.118 y 7.119 :

$$L1 = 175,496 \text{ lb}$$

$$L2 = 103,487 \text{ lb}$$

$$Vo = 97,472 \text{ lb}$$

por lo que :

$$q3 = Vo \lambda Vo = 97472(875.92)$$

$$q3 = 85377674 \text{ Btu/hr}$$

$$q2 = (L2-L3) \lambda v3 = (103487-22000)884.8$$

$$q2 = 72099698 \text{ Btu/hr}$$

$$q1 = (L1-L2) \lambda v2 = (175496-103487)1026.4$$

$$q1 = 73910038 \text{ Btu/hr}$$

y :

$$\Delta T_i = T(i+1) - T_{ie}. \quad , \quad i = 1, 2, 3, \dots, (N-1) \quad 7.120$$

en éste caso :

$$\Delta T_N = T_s - T_{neb}.$$

$$\Delta T_3 = (344-333)^\circ\text{F}$$

$$\Delta T_3 = 11^\circ\text{F}$$

entonces :

$$A1 = 73910038 / (800 \times 64) = 1444 \text{ ft}^2$$

$$A2 = 72099698 / (500 \times 42) = 3433 \text{ ft}^2$$

$$A3 = 85377674 / (300 \times 11) = 25,872 \text{ ft}^2$$

La diferencia entre las áreas es grande por lo que es necesario ajustar las temperaturas de la siguiente manera :

$$\text{Aprom.} = 10250 \text{ ft}^2$$

entonces :

$$\Delta T_i' = \Delta T_i A_i / \text{Aprom.}$$

por lo tanto :

$$\Delta T_1' = 64 \times 1444 / 10250 = 9^\circ\text{F}$$

$$\Delta T_2' = 42 \times 3433 / 10250 = 14^\circ\text{F}$$

$$\Delta T_3' = 11 \times 25872 / 10250 = 28^\circ\text{F}$$

y :

$$\Delta T_1'' = \Delta T_1' \left((T_s - T_1 - \sum_{i=1}^N \text{EPE}_i) / \sum_{i=1}^N \Delta T_i' \right)$$

siendo :

$$\sum_{i=1}^3 \text{EPE}_i = .125^\circ\text{F}$$

y :

$$\sum_{i=1}^3 \Delta T_i' = 51^\circ\text{F}$$

por lo que :

$$\Delta T1'' = 21^{\circ}\text{F}$$

$$\Delta T2'' = 32^{\circ}\text{F}$$

$$\Delta T3'' = 64^{\circ}\text{F}$$

y sabiendo que :

$$T_i = T_{(i-1)} + \Delta T''_{(i-1)} + EPE_{(i-1)}$$

7.121

entonces :

$$T_1 = 102^{\circ}\text{F} \quad (\text{dato})$$

$$T_2 = (102+21+16)^{\circ}\text{F} = 139^{\circ}\text{F}$$

$$T_3 = (139+32+39)^{\circ}\text{F} = 210^{\circ}\text{F}$$

en cuanto a las concentraciones :

$$X_1 = 220000 \times 0.05 / 175496$$

$$X_1 = 0.06$$

$$X_2 = 220000 \times 0.05 / 103487$$

$$X_2 = 0.1$$

Y :

$$X_3 = 0.5 \quad (\text{dato})$$

Nuevamente con estos valores de temperatura y concentración se pueden determinar los coeficientes ó entalpías del sistema de ecuaciones, se resuelve el sistema, calculándose las áreas y comparándolas entre sí, y si están dentro del margen de error elegido, el problema se ha resuelto, de lo contrario, es necesario ajustar nuevamente las temperaturas. La tabla 7.2 representa los resultados de las iteraciones, la última iteración contiene el resultado del problema. El área recomendable es la promedio, es decir, 3182 ft², y el consumo de vapor vivo es de 96,170 lb, teniendo como base una hora de operación.

Tabla 7.2 . Resultados de las iteraciones para el caso de estudio VII.7.4.

b).- Arreglo de flujos a contracorriente.

ITERACION	T1	T2	T3	X1	X2	L1	L2	Vo	A1	A2	A3	ERROR,%
1	118	221	333	0.2	0.35	175496	103487	97472	1444	3433	25872	>5
2	104	144	280	0.06	0.10	165014	99551	99708	2364	2173	4549	>5
3	105	136	251	0.07	0.11	163522	97208	96170	3369	3157	3019	<5

Donde : T(i) está en °F

L(i) está en lb

A(i) está en ft²

VII.8. ANALISIS DE VARIABLES.

Con este análisis de variables que a continuación se presenta, - pretendemos dar una idea general de como se puede realizar, dado que el número de casos posible puede llegar a ser muy grande y complejo conforme el número de efectos aumenta y se varíe el tipo de arreglo de flujos, aquí lo hacemos para el caso específico de un sistema de evaporación a doble efecto con arreglo de flujos en paralelo, pudiendo extenderse este análisis para otros casos.

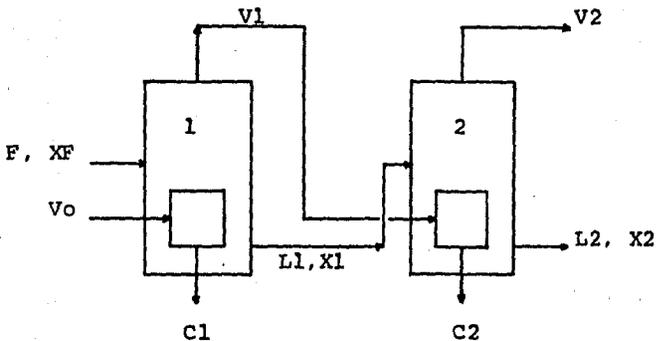


Figura 7.8. Sistema de evaporación a doble efecto y en paralelo.

Lista de variables :

- | | | |
|---------|----------|----------|
| 1).- Vo | 6).- L1 | 11).- X1 |
| 2).- F | 7).- C2 | |
| 3).- XF | 8).- V1 | |
| 4).- C1 | 9).- L2 | |
| 5).- V1 | 10).- X2 | |

Variables fijas ó datos necesarios :

- | | | |
|---------|------------------|----------------------|
| 1).- F | 4).- P ó T de Vo | 7).- TF |
| 2).- XF | 5).- P1 | 8).- T ebullición de |
| 3).- X2 | 6).- P2 | cada efecto. |

Las demás variables pueden ser evaluadas por medio de un balance de materia y energía y son :

- | | |
|---------|---------|
| 1).- Vo | 5).- C2 |
| 2).- C1 | 6).- V2 |
| 3).- V1 | 7).- L2 |
| 4).- L1 | 8).- X1 |

Análisis :

a).- Si variamos la alimentación en cuanto al gasto (no en cuanto a composición) se presentan dos casos :

1.- Que la alimentación aumente : Traería como resultado que Vo no sería suficiente para evaporar más cantidad de disolvente y por consiguiente L1 aumentaría y variaría su composición, en el segundo efecto V1, no sería suficiente para evaporar más disolvente y, por -

lo tanto, L2 aumentaría y su composición de disolvente aumentaría - obteniéndose una concentración final diferente.

2.- Que disminuya la alimentación : Como V_0 es constante se evaporaría una cantidad de disolvente tal que L1 aumentaría su concentración de sólidos ya que V_0 sería más del requerido, en el efecto 2, V_1 evaporará disolvente aumentando la concentración de sólidos en L2 y disminuiría la concentración del disolvente y por lo tanto no se obtendría la composición final deseada.

b).- Si variamos la concentración en F (gasto másico constante), se presentan dos casos :

1.- Que la concentración de sólidos aumente : Para obtener la concentración final deseada se necesitará evaporar menos cantidad de disolvente y por lo tanto la cantidad de V_0 alimentado deberá ser menor, de lo contrario se obtendrá una concentración más rica en sólidos.

2.- Que la concentración de sólidos disminuya : Habrá que aumentar V_0 debido a que se deberá evaporar más disolvente y poder así obtener la concentración final deseada. Cabe señalar que L2 disminuirá - en cuanto al gasto pero no en cuanto a composición.

c).- Cuando F y XF son fijas y V_0 varía se presentan dos casos :

1.- Si V_0 aumenta : Se evaporará más disolvente aumentando V_1 , V_2 , C_1 y C_2 , variará L1 y su composición, lo mismo que L2 disminuyendo

el flujo, y la composición de sólidos aumentará por lo que no se obtendrá la composición deseada.

2.- Si V_0 disminuye : Se evaporará menos cantidad de disolvente y - por lo tanto V_1 , V_2 , C_1 y C_2 disminuirán, aumentando L_1 y L_2 y variarán las composiciones, no obteniéndose la composición final deseada.

d).- Si variamos P_1 y P_2 , no se puede asegurar nada a la ligera, lo que hay que hacer es analizar las cargas térmicas y así poder afirmar ó predecir lo que ocurrirá.

e).- Si en determinado momento se requiere otra concentración final, se presentan dos casos :

1.- Disminuir la concentración de sólidos : Lo que se tendría que hacer es disminuir V_0 para evaporar menos disolvente en cada efecto y así poder aumentar la concentración de disolvente en L_2 .

2.- Aumentar la concentración de sólidos : Se tendría que aumentar V_0 para que se evapore más disolvente en cada efecto trayendo como consecuencia un aumento en la concentración en L_2 .

El mismo análisis se puede hacer para simple, triple o cualquier número de efectos pero se eligió el de doble efecto por razones de - ejemplificación y facilidad.

VIII. SIMULACION DEL SISTEMA DE EVAPORACION.

En esta parte de nuestro trabajo, el objetivo es emplear una computadora como herramienta para la resolución de problemas de evaporación a múltiple efecto. Como se habrá observado conforme aumenta el número de efectos, se complica tanto el balance de materia y energía como la resolución de estas ecuaciones, y el tiempo empleado para ésto aumenta considerablemente, es por lo cuál surge la necesidad del uso de una computadora. A continuación se hace una descripción de como se realizó el programa de cómputo, con el fin de ubicar al lector y que a su vez pueda en dado caso modificar dicho programa a su conveniencia.

Para realizar el análisis de un sistema de evaporación a múltiple efecto es necesario primeramente escribir el balance global de materia, enfocado en este caso a los sólidos en el licor, posteriormente es necesario efectuar el balance de energía para cada efecto. Dado que anteriormente ya se han planteado estas ecuaciones, solamente veremos aquí como ejemplo el sistema de evaporación a múltiple efecto con arreglo de flujos en paralelo. Observándose que en el programa presentado más adelante se incluyen ambos arreglos de flujo.

De acuerdo a la figura 8.1 y a la nomenclatura elegida, el balance global de materia para sólidos es :

$$F_{XF} = L_N X_N$$

8.1

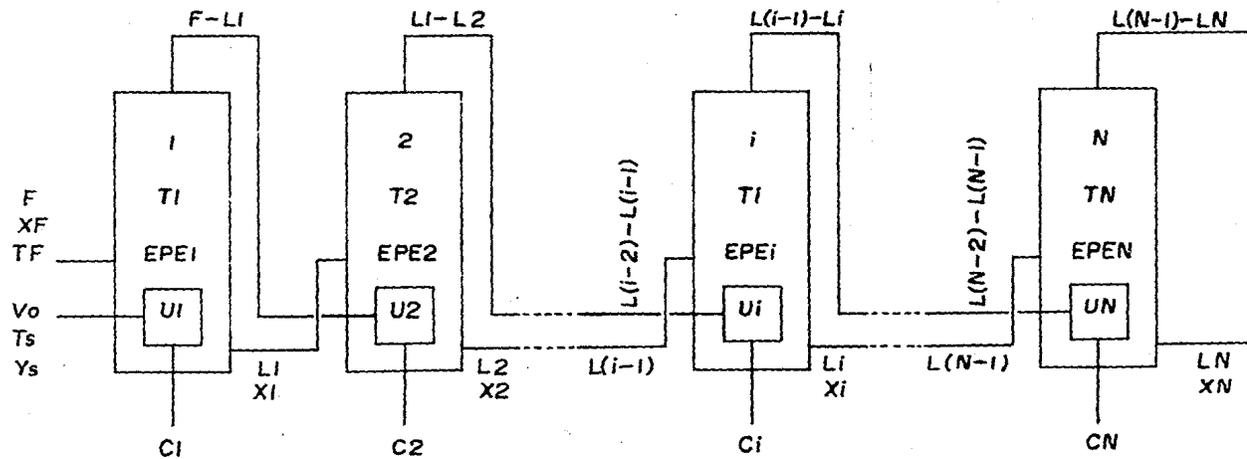


Fig.8.1.Sistema de evaporación con arreglo de flujos en paralelo.

con el fin de generalizar realizamos un balance de energía para el efecto "i" el cuál viene a ser :

$$L(i-1)HL(i-1) + (L(i-2)-L(i-1))\lambda V(i-1) = (L(i-1)-L_i)HVi + L_iHL_i$$

8.2

Reconociéndose que $L(i-1) = F$ y $L(i-2) - L(i-1) = V_o Y_s$, en el primer efecto, Y_s es la calidad del vapor.

Como se había visto, ésto provee un sistema de $n+1$ ecuaciones -- así como de $n+1$ incógnitas ($L_1, L_2, L_3, \dots, L_N, V_o$), los coeficientes de estas ecuaciones son las entalpías. La entalpia de cada corriente es una función de la temperatura de ebullición normal (T), de la -- fracción en peso de sólidos (X), y el aumento en el punto de ebullición (EPE), debido a la concentración paulatina de sólidos en las -- corrientes. Siendo que HVi y λV_i son en la mayoría de los casos para agua, es decir, el solvente evaporado, pueden ser calculados por medio de :

$$HVi = 1075 + 0.3466Ti + 0.45(EPEi) \quad 8.3$$

$$\lambda V_i = 1104 - 0.640Ti \quad 8.4$$

La ecuación 8.3 para el cálculo de la entalpia del vapor de agua es una recta aproximada a datos de tablas de vapor y es bastante -- aceptable dentro de un rango de temperatura de 50° a $350^\circ F$, más el -- aumento en el punto de ebullición. Similarmente la ecuación 8.4 pa-

ra el calor latente de vaporización es una línea recta aproximada a datos de tablas de vapor en el mismo rango de temperatura que HVi.

La entalpia de las corrientes líquidas pueden ser evaluadas mediante :

$$HLi = Cpi (Ti - 32) \quad 8.5$$

en donde la temperatura debe estar en °F y es para aquellas soluciones que tengan poco aumento en el punto de ebullición. Aquí la capacidad calorífica puede ser una función de la concentración y temperatura. Para el caso del sistema hidróxido de sodio-agua, tenemos la siguiente relación :

$$HLi = 1.03443(Ti+EPEi) + 580.041(Xi^2) - 0.58017Xi(Ti+EPEi) - 65.0797 \quad 8.5.a$$

Para determinar los flujos de entrada y salida de cada efecto es necesario estimar la temperatura y concentración en cada efecto. El estimado correcto de la temperatura y concentración es aquel en el cual también se satisfagan las ecuaciones de transferencia de calor en cada efecto. Para el caso de flujos en paralelo y en el efecto "i", tenemos :

$$qi = Ui Ai \Delta Ti \quad 8.6$$

donde :

$$q_i = (L_{(i-2)} - L_{(i-1)}) \lambda_{V(i-1)} .$$

U_i = Coeficiente global de transferencia de calor.

A_i = Area de transferencia de calor.

$$\Delta T_i = T_{(i-1)} - (T_i + EPE_i).$$

en el primer efecto :

$$q_1 = V_o \lambda_{V_o} Y_s$$

Y

$$\Delta T_1 = T_{V_o} - (T_1 + EPE_1)$$

puesto que el vapor vivo es usado para calentar este efecto.

En resumen vemos primeramente que es necesario estimar la temperatura y composición en cada efecto antes de calcular los flujos de las líneas y fluxes de calor en cada efecto, para lo cual se requiere como veremos más adelante de una aproximación iterativa. El estimado de T y X es hecho y modificado hasta que las áreas en cada efecto sean iguales y la concentración calculada sea igual a la estimada; cuando se alcanzan éstas condiciones se ha resuelto el problema. A continuación veremos ésto con más detalle.

VIII.1. SECUENCIA DE CALCULO.

Para comenzar el cálculo es necesario estimar la temperatura y - composición de cada efecto. Para el caso de flujos en paralelo, se divide el ΔT total entre el número de efectos :

$$\Delta T = (T_s - T_N)/N \quad 8.7$$

entonces, la temperatura normal de ebullición en el primer efecto - es :

$$T_1 = T_s - \Delta T \quad 8.8$$

y en cada subsecuente efecto :

$$T_i = T_{(i-1)} - \Delta T \quad 8.9$$

las concentraciones son inicialmente distribuidas de manera similar:

$$\Delta X = (X_F - X_N)/N \quad 8.10$$

para el primer efecto :

$$X_1 = X_F - \Delta X \quad 8.11$$

y en cada subsecuente efecto :

$$X_i = X_{(i-1)} - \Delta X \quad 8.12$$

Para cada efecto T_i y X_i son usadas para calcular EPE_i , H_{Li} , λV_i , H_{Vi} y U_i , y dependen de la solución a concentrar por lo que deben ser suplidas por el usuario del programa, para cada solución a concentrar. Las funciones que calculan HV y λV son aplicables para todos los problemas de evaporadores, donde el solvente es agua (ecuaciones 8.3 y 8.4). Estos parámetros son usados para determinar los coeficientes de las ecuaciones lineales del balance de energía. La solución de estas ecuaciones lineales son los flujos de cada efecto. Una vez que los flujos son determinados, el área de intercambio de calor de cada efecto es calculada rearrreglando la ecuación 8.6 de la siguiente manera :

$$A_i = \frac{q_i}{U_i \Delta T_i} \quad 8.13$$

Las áreas son entonces comparadas para ver si son iguales, dando como margen un 0.5 % de diferencia con respecto a el área promedio. En adición, las concentraciones en cada efecto son calculadas empleando los valores de los flujos obtenidos y usando la ecuación 8.1 de la siguiente manera :

$$X_i = \frac{KF F}{L_i} \quad 8.14$$

Estas también son comparadas individualmente con las estimadas originalmente ó anteriormente y se observa si ellas también están dentro del margen de 0.5 % de error. Si las áreas y las concentra--

ciones son correctas, deben ser impresas por el programa y éste llega a su fin, pero cuando éstos valores no están dentro del margen de error aceptado, las temperaturas son ajustadas usando el siguiente algoritmo : Primeramente se calcula un área promedio :

$$A_p = \left(\sum_{i=1}^N A_i \right) / N \quad 8.15$$

por lo que un ajuste preliminar ó primario sería :

$$\Delta T_i' = \Delta T_i A_i / A_p \quad 8.16$$

pero un mejor ajuste de temperaturas lo podemos realizar mediante :

$$\Delta T_i'' = \Delta T_i' \left(T_s - T_N - \frac{\sum_{i=1}^N EPE_i \right) / \sum_{i=1}^N \Delta T_i' \quad 8.17$$

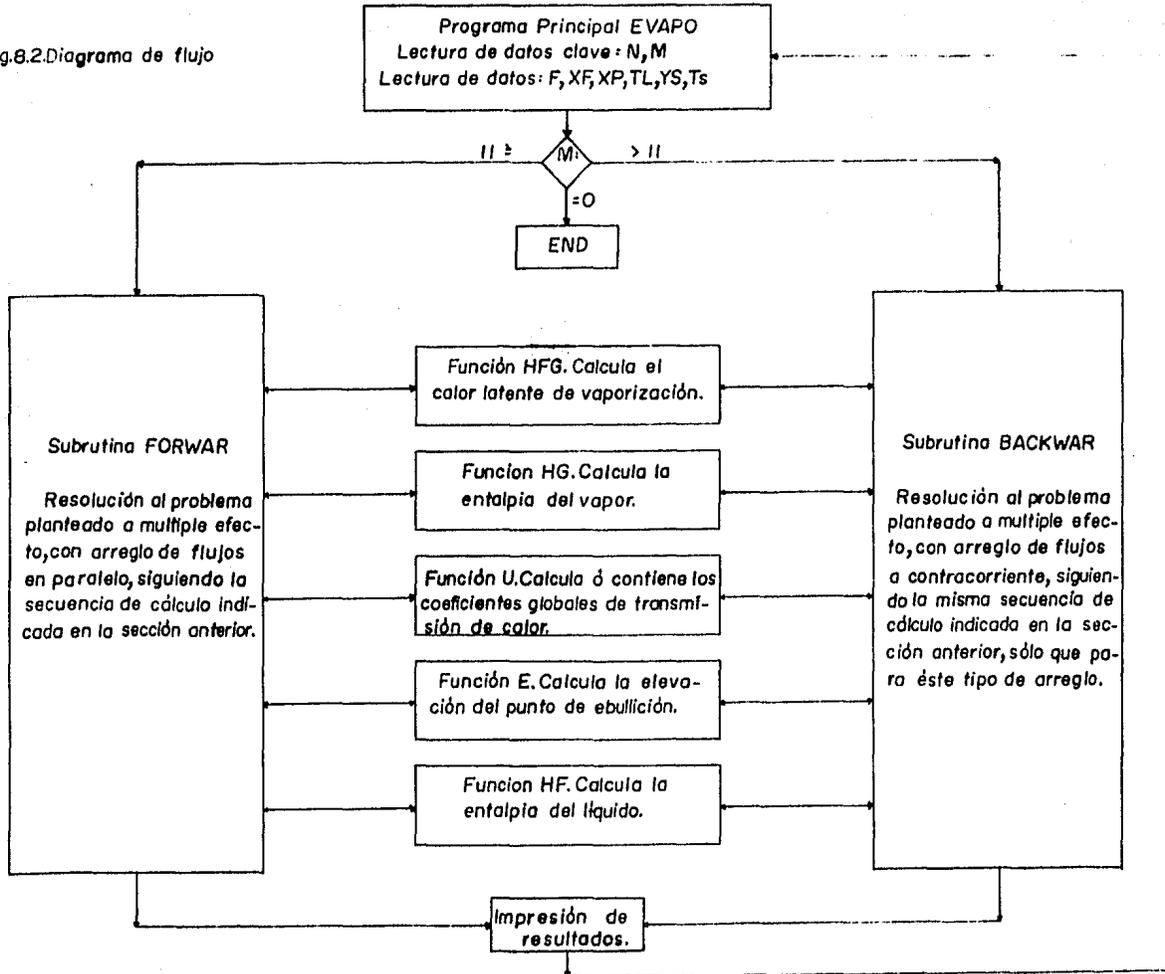
Estos nuevos $\Delta T_i''$ son usados en lugar de los originales ΔT_i , en lo que respecta a las concentraciones no es necesario corregirlas, únicamente se consideran los nuevos valores calculados por la ecuación 8.14, repitiéndose los cálculos hasta que las áreas y concentraciones sean encontradas. En la siguiente sección se esquematiza el procedimiento aquí descrito, mediante un diagrama de flujo.

VIII.2. DIAGRAMA DE FLUJO DEL PROGRAMA.

Una vez expuesto todo lo anterior ya se tiene una buena idea de como elaborar el programa de cómputo, sin embargo, es más fácil elaborarlo si se construye un diagrama de flujo. En este punto es necesario indicar que cada persona puede elaborar, en cuanto a la estructura un diagrama de flujo y programa diferente, pero sin embargo -- debe obtener los mismos resultados y conclusiones con respecto a un problema en particular, por lo que aquí presentamos un diagrama de flujo que desde nuestro punto de vista es el conveniente, y está representado en la figura 8.2 .

Como se observa consta de un programa principal EVAPO, dos subrutinas FORWAR y BACKWAR y cinco funciones. Las subrutinas ejecutan la orden del programa principal, es decir, el programa principal -- lee los datos del problema en donde lee el valor de M el cuál es la clave para que éste sepa si el problema de evaporación en cuestión es con arreglo de flujos en paralelo ó en contracorriente. Si el valor de M es menor ó igual a 11 el programa principal le asigna a la subrutina FORWAR realizar los cálculos con arreglo de flujos en paralelo, si por el contrario M es mayor a 11 le asigna la tarea a la subrutina BACKWAR y el arreglo de flujos se considera en contracorriente. Cada subrutina se auxilia de las funciones para el cálculo de los datos necesarios (éstos se indican en el diagrama de flujo),

Fig.8.2.Diagrama de flujo



es necesario señalar que el método de solución del sistema de ecuaciones lineales que emplean ambas subrutinas es el método iterativo de Jacobi. Por otro lado una vez que la subrutina obtiene la solución - la envía a imprimir y el control regresa al programa principal, el - cual inmediatamente lee otra serie de datos, volviéndose a repetir - el ciclo hasta que M tenga el valor de cero, el programa terminará. Como se podrá entender el diagrama de flujo pudiera ser más detallado pero éste sería más complicado y difícil de entender; ahora bien, dado que se han expuesto los antecedentes necesarios este diagrama de flujo solamente "enlaza" todo lo anterior a esta sección y proporciona al lector una visión más clara del programa e incluso puede proporcionar una variedad de opciones las cuales le pueden ser - de utilidad en ciertos casos en particular. En la siguiente sección se muestra el listado del programa.

VIII.3. LISTADO DEL PROGRAMA.

En esta parte se mostrará completamente el listado ó codificación del programa, considerándose todo lo mencionado anteriormente. El programa puede resolver problemas con un máximo de 10 efectos de evaporación y mínimo 2 efectos, estos límites se eligieron debido a que en la mayoría de los sistemas de evaporación a múltiple efecto

se cuenta con dos, tres ó cuatro efectos y en algunos casos de cinco ó seis, ya el hablar de más efectos representa casos muy particulares, no obstante, se abarcan.

El programa determina la cantidad de vapor requerido, economía - del vapor (definida como lb de líquido evaporado/lb de vapor vivo) - como una función del número de efectos y para cada efecto se determina :

- 1.- Area de transferencia de calor.
- 2.- Temperatura normal de ebullición.
- 3.- Elevación en el punto de ebullición.
- 4.- Coeficiente global de transferencia de calor.
- 5.- Cantidad de calor transferido.
- 6.- Flujo de licor concentrado.
- 7.- Concentración de sólidos.

Es necesario aclarar que el coeficiente global de transferencia de calor puede estar en función de la concentración ó simplemente - pueden usarse coeficientes de diseño recomendados (ver Apéndice).

A continuación mostramos este listado, el cual está codificado - en FORTRAN IV ; las funciones aquí presentadas son para el sistema hidróxido de sodio-agua.

EVAPORACION A MULTIPLE EFECTO

PROGRAMA PRINCIPAL EVAPO

ESTE PROGRAMA REQUIERE DE LOS SIGUIENTES DATOS :

1. NUMERO DE EFECTOS

2. FLUJO EN PARALELO O A CONTRACORRIENTE

3.- FLUJO DE ALIMENTACION, LB/HR

4.- CONCENTRACION DE SOLIDOS EN ALIMENTACION, FRACCION EN PESO

5.- TEMPERATURA DE LA ALIMENTACION, GRADOS F

6.- CONCENTRACION FINAL, FRACCION EN PESO

7.- TEMPERATURA MAS BAJA PERMISIBLE, GRADOS F

8.- CALIDAD DEL VAPOR ALIMENTADO O DISPONIBLE DE CALDERA

9.- TEMPERATURA DEL VAPOR, GRADOS F

LOS DATOS ANTERIORES SON IMPRESOS ANTES DE LA SOLUCION DEL PROBLEMA A

EL PROGRAMA LLAMA A LA SUBROUTINA FORWARD O BCKWAR DEPENDIENDO DEL

ARREGLO DE FLUJOS INDICADO

LOS SIGUIENTES DATOS SON IMPRESOS POR EL PROGRAMA :

1.- VAPOR CONSUMIDO

2.- ECONOMIA DE VAPOR (LB DE AGUA EVAPORADA/LB DE VAPOR)

3.- PARA CADA EFECTO :

A) AREA DE TRANSFERENCIA DE CALOR, PIES CUADRADOS

B) TEMPERATURA NORMAL DE EBULLICION, GRADOS F

C) ELEVACION EN EL PUNTO DE EBULLICION, GRADOS F

D) COEFICIENTE DE TRANSFERENCIA DE CALOR, BTU/HR F FT2

E) CALOR TRANSFERIDO, BTU/HR

F) FLUJO DE PRODUCTO, LB/HR

G) CONCENTRACION, FRACCION EN PESO

DESCRIPCION DE VARIABLES IMPORTANTES :

N NUMERO DE EFECTOS

M MENOR A 11 PARA FLUJO EN PARALELO Y PARA FLUJO A CONTRACO

RRIENTE ES MAYOR A 11

I NUMERO DE EFECTO

AMF FLUJO DE ALIMENTACION, LB/HR

XF CONCENTRACION DE ALIMENTACION, FRACCION EN PESO

TF TEMPERATURA DE LA ALIMENTACION, GRADOS F

XP CONCENTRACION FINAL DE PRODUCTO, FRACCION EN PESO

TL MENOR TEMPERATURA DE EFECTO PERMISIBLE, GRADOS F

YS CALIDAD DE VAPOR, FRACCION EN PESO DEL VAPOR ALIMENTADO

TS TEMPERATURA DEL VAPOR, GRADOS F

TII TEMPERATURA NORMAL DE EBULLICION EN EL EFECTO I

X(I) Y XA(I) CONCENTRACION EN EL EFECTO I, UNA ES LA SUPUESTA

BE(I) FLUJO DE LICOR, LB/HR, EN EL EFECTO I

Q(I) CALOR TRANSFERIDO, BTU/HR, EN EL EFECTO I

A(I) AREA DE TRANSFERENCIA DE CALOR, PIES CUADRADOS, EN EL EFECTO I

EA(I) ELEVACION EN EL PUNTO DE EBULLICION, GRADOS F, EN EL EFECTO I

UA(I) COEFICIENTE DE TRANSFERENCIA DE CALOR, EN EL EFECTO I

ITER CONTADOR DE ITERACION EN LAS SBRUTINAS FORMAR O BCKWAR

ECO ECONOMIA DE VAPOR, LB DE AGUA EVAP/LB DE VAPOR CONSUMIDO

N2 N+2

BE(N2) VAPOR CONSUMIDO

LIMITACIONES

M DEBE SER MAYOR A 1 Y MENOR QUE 10

UN COMMON ES USADO EN EL PROGRAMA PRINCIPAL Y EN LAS SUBROUTINAS :

COMMON/S1/AMF,XF,TF,XP,TL,YS,TS,N,ITER,ECO,BE(10),X(10),A(10),T(10)

1),Q(10),EA(10),UA(10),XA(10)

```

C
C
DIMENSION AE(10,10)
COMMON/51/AMF,XF,TF,XP,TL,YS,TS,N,ITER,ECO,BE(10),X(10),A(10),T(10)
1) Q(10),EA(10),UA(10),XA(10),C(10),FF
1 WRITE(6,17)
C 17 FORMAT(//,1X,100(1H=),//)
LEER N Y M SI N=0, EL PROGRAMA TERMINA
READ(5,25)N,M
25 FORMAT (2I3)
IF(N.LT.2.OR.N.GT.10) GO TO 15
N2=N+1
IF (M.EQ.0) GO TO 16
C LEER AMF,XF,TF,XP,TL,YS,TS
READ(5,26)AMF,XF,TF,XP,TL,YS,TS
20 FORMAT(7F10.0)
IF (M.LE.11) GO TO 2
GO TO 3
2 WRITE(6,8)N
WRITE(6,10)AMF,XF,TF,XP,TL,YS,TS
CALL FORWAR (AE,N2)
GO TO 4
3 WRITE(6,9)N
WRITE(6,10)AMF,XF,TF,XP,TL,YS,TS
CALL BCKWAR (AE,N2)
C SI ITER=100, SE IMPRIME Y EL SISTEMA NO CONVERGE, SE LEE EL SIGUIENTE
C TE GRUPO DE DATOS, SI ITER ES MENOR A 100 SE IMPRIMEN LOS RESULTA
C DOS Y SE LEE EL SIGUIENTE GRUPO DE DATOS. SI N=0 TERMINA EL PROGRAM A
4 IF(ITER.EQ.100) GO TO 24
CONTINUE
WRITE(6,11)ITER
WRITE(6,12)BE(N2),ECO
WRITE(6,13)
WRITE(6,14)(I,A(I),T(I),EA(I),UA(I),Q(I),BE(I),X(I),I=1,N)
GO TO 1
8 FORMAT(////,5X,"FLUJOS EN PARALELO.",I3," EFECTOS DE EVAPORACION.
1")
9 FORMAT(////,5X,"FLUJOS A CONTRACORRIENTE.",I3," EFECTOS DE EVAPOR
1ACION.")
10 FORMAT(//,2X,"DATOS DE ENTRADA:",//,3X,"F LB/HR",3X,"XF",2X,"TF,G
1RAD F",4X,"XF",2X,"TL,GRAD F",4X,"YS",4X,"FS,GRAD F",//,2X,"F6.1,2X
2) F4.2,2X,"F6.1,5X,"F4.2,2X,"F6.1,5X,"F4.2,4X,"F6.1)
11 FORMAT(////,5X,"SOLUCION DESPUES DE " I3," ITERACIONES :")
12 FORMAT(//,1X,"FLUJO DE VAPOR =",F13.1," LB/HR.",5X,"ECONOMIA DE V
1APOR=" F6.2)
13 FORMAT(//,2X,"EFECTO",5X,"A S2FT",5X,"T(I),GRAD F",5X,"E(I),GRAD
1 F",5X,"U(I)",5X,"Q(I)",5X,"BTU/HR.",5X,"L(I),LB/HR",5X,"X(I)")
14 FORMAT(//,2X,"I4,4X,"F11.1,6X,"F6.1,11X,"F5.1,7X,"F5.0,4X,"F12.0,7X,"F9.0
1,6X,"F5.2)
16 WRITE(6,18)
18) FORMAT(//,1X,100(1H=),//)
19) WRITE(6,53)
33) FORMAT(//,10X,"REVISAR DATOS DE ENTRADA")
END

```

```

SUBROUTINE FORWAR (AE,N2)
DETERMINA LOS PARAMETROS DE OPERACION Y AREA DE SUPERFICIE DE UN
SISTEMA DE EVAPORACION DE MULTIPLE EFECTO CON ARREGLO DE FLUJOS EN
PARALELO
LISTA DE ARGUMENTOS :
AE(I, J) COEFICIENTES DEL SISTEMA DE ECUACIONES LINEALES
BE(I): ES EL FLUJO DE SALIDA DEL EFECTO I Y BE(N2) ES EL VAPOR CON
SUMIDO.
DT(I): DIFERENCIA DE TEMPERATURA EN EL INTERCAMBIO DE CALOR EN EL
EFECTO I.
ASUM: SUMA DE LAS AREAS DE TRANSFERENCIA DE CALOR.
AMEAN: AREA DE TRANSFERENCIA DE CALOR PROMEDIO.
DTSUM: SUMA DE DIFERENCIAS DE TEMPERATURA.
ESUM: SUMA DE LAS ELEVACIONES EN EL PUNTO DE EBULLICION.
HG: ENTALPIA DEL VAPOR COMO UNA FUNCION DE TEMPERATURA, COMPOSICION
Y NUMERO DE EFECTO.
HFG: CALOR LATENTE DE VAPORIZACION COMO UNA FUNCION DE LA TEMPERATURA.
LAS SIGUIENTES FUNCIONES DEBEN SUPLIRSE POR EL USUARIO PARA CADA
PROBLEMA EN PARTICULAR, EL USUARIO SOLO LAS MODIFICA TENIENDO
CUIDADO DE QUE TODOS LOS PARAMETROS LISTADOS ESTEN EN EL ARGUMENTO
DE LAS FUNCIONES CORRESPONDIENTES.
E: ELEVACION EN EL PUNTO DE EBULLICION COMO UNA FUNCION DE LA TEM
PERATURA, CONCENTRACION Y NUMERO DE EFECTO.
U: COEFICIENTE DE TRANSFERENCIA DE CALOR COMO UNA FUNCION DE LA
TEMPERATURA, CONCENTRACION Y NUMERO DE EFECTO.
HF: ENTALPIA DE LA SOLUCION COMO UNA FUNCION DE LA TEMPERATURA,
CONCENTRACION Y NUMERO DE EFECTO.
LIMITACIONES :
N DEBE SER MAYOR A 1 Y MENOR O IGUAL A 10
DIMENSION AE(N2,N2),DT(10)
COMMON/S1/AMF,XF,TF,XP,TL,YS,TS,N,ITER,ECO,BE(10),X(10),A(10),T(10)
1) TEMPERATURA Y CONCENTRACION INICIAL PARA CADA EFECTO.
DELT=(TS-TL)/N
T(1)=TS-DELT
DELX=(XF-XP)/N
X(1)=XF-DELX
DO 1 I=2,N
II=I-1
T(I)=T(II)-DELT
X(I)=X(II)-DELX
ITER=0
J=0
N1=N-1
DO 3 I=1,N1
BE(I)=AMF/N
3 COMIENZAN LAS ITERACIONES
ITER=ITER+1
IF(ITER.EQ.100) RETURN
FF=AMF*XF/XP
N2=N+1
IF(N.EQ.2) GO TO 32
DO 4 I=1,N1
II=I+1
4 AEC(I,1)=1/(HF(T(I),X(I),I)-HFG(T(II),X(II),II))
DO 5 I=1,N1
II=I+1
5 AEC(I,2)=HF(T(II),X(II),II)-HG(T(II),X(II),II)
CONTINUE
DO 6 I=2,N1
6 AEC(I,3)=HFG(T(I))
AEC(I,3)=AMF*HFG(T(I))
AEC(N,1)=1/(HFG(TS)*YS)

```

C
C

```

AE(4,2)=HF(T(1),X(1),1)-HG(T(1),X(1),1)
AE(N,3)=(HG(T(1),X(1),1)-HF(TF,XF,0))*AMF
IF(N.EQ.3) GO TO 21
GO TO 31
32 AE(1,1)=1/(HF(T(1),X(1),1)-HFG(T(1))-HG(T(2),X(2),2))
AE(2,1)=1/HFG(TS)*YS
AE(1,2)=(HF(T(2),X(2),2)-HG(T(2),X(2),2))*FF
AE(2,2)=HF(T(1),X(1),1)-HG(T(1),X(1),1)
AE(1,3)=HFG(T(1))*AMF
AE(2,3)=(HG(T(1),X(1),1)-HF(TF,XF,0))*AMF
GO TO 20
31 C(1)=AE(1,1)+((AE(1,2)+BE(2))-AE(1,3))
DO 26 I=2,N1
II=I+1
K=I-1
IF(I.EQ.N1)C(I)=AE(N1,1)+((AE(N1,2)+FF)-(AE(N1,3)+BE(K)))
IF(I.NE.N1)C(I)=AE(I,1)+((AE(I,2)+BE(I))-AE(I,3)+BE(K))
DO 27 I=1,N1
IF(ABS(C(I)-BE(I))/C(I).GE.0.005) GO TO 28
CONTINUE
DO 29 I=1,N1
BE(I)=C(I)
BE(N2)=AE(N,1)*((AE(N,2)+BE(1))+AE(N,3))
GO TO 60
28 DO 30 I=1,N1
BE(I)=C(I)
J=J+1
IF(J.EQ.100) GO TO 50
GO TO 31
21 C(1)=AE(1,1)+((AE(1,2)+BE(2))-AE(1,3))
C(2)=AE(2,1)+((AE(2,2)+FF)-(AE(2,3)+BE(1)))
DO 22 I=1,N1
IF(ABS(C(I)-BE(I))/C(I).GE.0.005) GO TO 23
CONTINUE
DO 24 I=1,N1
BE(I)=C(I)
BE(N2)=AE(3,1)+((AE(3,2)+BE(1))+AE(3,3))
GO TO 60
23 DO 25 I=1,N1
BE(I)=C(I)
J=J+1
IF(J.EQ.100) GO TO 50
GO TO 21
20 BE(1)=AE(1,1)+((AE(1,2)+FF)-AE(1,3))
BE(N2)=AE(2,1)+((AE(2,2)+BE(1))+AE(2,3))
GO TO 60
50 RETURN
60 CONTINUE
BE(N)=FF
C CALCULO DE LA CONCENTRACION EN CADA EFECTO.
DO 8 I=1,N
9 XA(I)=AMF*XF/BE(I)
C CALCULO DEL AREA DE TRANSFERENCIA DE CALOR EN CADA EFECTO.
DO 9 I=3,N
IF(N.LT.3) GO TO 10
II=I-1
III=I-2
Q(T)=(BE(III)-BE(II))+HFG(T(II))
DT(I)=T(III)-T(II)-E(T(I),X(I),I)
Q(1)=(AMF-BE(1))*HFG(TS)*YS
Q(2)=(AMF-BE(1))*HFG(T(1))
DT(1)=TS-T(1)-E(T(1),X(1),1)
DT(2)=T(1)-T(2)-E(T(2),X(2),2)
ASUM=0.

```

C
C

```

C
C
C
C
C
DO 11 I=1,N
A(I)=Q(I)/(U(T(I),X(I),I)+DT(I))
11 ASUM=ASUM+A(I)
AMEAN=ASUM/N
SE OBSERVA SI LAS NUEVAS CONCENTRACIONES CONCUERDAN CON LAS ESTIMA
DAS DENTRO DE UN 0.5% ASI COMO LAS AREAS DE TRANSFERENCIA DE CALOR .
SI CONCUERDAN, SE REGRESA AL PROGRAMA PRINCIPAL, SI NO ES ASI SE
AJUSTA LA TEMPERATURA EN CADA EFECTO Y COMIENZA OTRA ITERACION
DO 12 I=1,N
15 IF(ABS(A(I)-AMEAN)/AMEAN.GE.0.005.OR.ABS(XA(I)-X(I))/XA(I).GE.0.00
12 CONTINUE
ECO=(AMF-BE(N))/BE(N2)
DO 13 I=1,N
EA(I)=E(T(I),X(I),I)
13 UA(I)=U(T(I),X(I),I)
RETURN
14 DTSUM=0.
DO 15 I=1,N
DT(I)=DT(I)+A(I)/AMEAN
15 DTSUM=DTSUM+DT(I)
ESUM=0.
DO 16 I=1,N
ESUM=ESUM+E(T(I),X(I),I)
16 CONTINUE
DO 17 I=1,N
DT(I)=DT(I)+(TS-IL-ESUM)/DTSUM
T(I)=TS-DT(I)-E(T(I),X(I),I)
DO 18 I=2,N
IA=I-1
18 T(I)=T(IA)-DT(I)-E(T(I),X(I),I)
DO 19 I=1,N
19 X(I)=XA(I)
GO TO 2
END

```

TESIS CON FALLAS DE ORIGEN

```

SUBROUTINE BCKVAR (AE,N2)
DETERMINA LOS PARAMETROS DE OPERACION Y EL AREA DE UN SISTEMA DE
DE EVAPORACION DE MULTIPLE EFECTO CON ARREGLO DE FLUJOS A CONTRA CO
ORRIENTE.
LISTA DE ARGUMENTOS :
AE(I,J) COEFICIENTES DEL SISTEMA DE ECUACIONES LINEALES
BE(I) : ES EL FLUJO DE SALIDA DEL EFECTO I Y BE(N2) ES EL VAPOR CON
SUMIDO.
DT(I) : DIFERENCIA DE TEMPERATURA EN EL INTERCAMBIO DE CALOR EN EL
EFECTO I.
ASUM : SUMA DE LAS AREAS DE TRANSFERENCIA DE CALOR.
AMEAN : AREA DE TRANSFERENCIA DE CALOR PROMEDIO.
DTSUM : SUMA DE DIFERENCIAS DE TEMPERATURA.
ESUM : SUMA DE LAS ELEVACIONES EN EL PUNTO DE EBULLICION.
HG : ENTALPIA DEL VAPOR COMO UNA FUNCION DE TEMPERATURA, COMPOSICION
Y NUMERO DE EFECTO.
HFG : CALOR LATENTE DE VAPORIZACION COMO UNA FUNCION DE LA TEMPERATURA.
LAS SIGUIENTES FUNCIONES DEBEN SUPLIRSE POR EL USUARIO PARA CADA
PROBLEMA EN PARTICULAR EL USUARIO SOLO LAS MODIFICA TENIENDO
CUIDADO DE QUE TODOS LOS PARAMETROS LISTADOS ESTEN EN EL ARGUMENTO
DE LAS FUNCIONES CORRESPONDIENTES.
E : ELEVACION EN EL PUNTO DE EBULLICION COMO UNA FUNCION DE LA TEM
PERATURA, CONCENTRACION Y NUMERO DE EFECTO.
U : COEFICIENTE DE TRANSFERENCIA DE CALOR COMO UNA FUNCION DE LA
TEMPERATURA, CONCENTRACION Y NUMERO DE EFECTO.
HF : ENTALPIA DE LA SOLUCION COMO UNA FUNCION DE LA TEMPERATURA,
CONCENTRACION Y NUMERO DE EFECTO.
LIMITACIONES :
N DEBE SER MAYOR A 1 Y MENOR O IGUAL A 10
DIMENSION AE(N2,N2),DT(10)
COMMON/S1/AMF,XF,TF,XP,TL,YS,TS,N,ITER,ECO,BE(10),X(10),A(10),T(10)
1) Q(10),EA(10),UA(10),XA(10),C(10),FF
TEMPERATURA Y CONCENTRACION INICIAL EN CADA EFECTO.
DO 1 I=1,N
T(I)=TL+(YS-TL)/FLOAT(N)*FLOAT(I-1)
X(I)=XF+(XP-XF)/FLOAT(N)*FLOAT(I)
ITER=0
J=0
N1=N-1
DO 3 I=1,N1
BE(I)=AMF/N
3 COMIENZA LA ITERACION.
2 ITER=ITER+1
IF(ITER.EQ.100) RETURN
FF=AMF*XF/XP
N2=N+1
N3=N-2
IF(N.GT.3) GO TO 7
IF(N.EQ.2) GO TO 22
AE(I,1)=1/(HFG(T(2))-HF(T(1),X(1),1)+HG(T(1),X(1),1))
AE(I,2)=1/(HFG(T(3))-HF(T(2),X(2),2)+HG(T(2),X(2),2))
AE(I,3)=1/(HFG(TS)+YS)
AE(I,4)=HG(T(1),X(1),1)-HF(TF,XF,0))*AMF
AE(I,5)=HG(T(2),X(2),2)-HF(T(1),X(1),1)
AE(I,6)=HG(T(3),X(3),3)-HF(T(2),X(2),2)
AE(I,7)=HFG(T(2))
AE(I,8)=HFG(T(3))+FF
AE(I,9)=HF(T(3),X(3),3)-HG(T(3),X(3),3))*FF
GO TO 23
22 AE(I,1)=1/(HFG(T(2))-HF(T(1),X(1),1)+HG(T(1),X(1),1))
AE(I,2)=HG(T(1),X(1),1)-HF(TF,XF,0))*AMF
AE(I,3)=HFG(T(2))+FF
AE(2,1)=1/(HFG(TS)+YS)

```

```

CC
AE(2,2)=HG(T(2),X(2),2)-HF(T(1),X(1),1)
AE(2,3)=(HF(T(2),X(2),2)-HG(T(2),X(2),2))*FF
GO TO 23
7 DO 4 I=1,N1
  II=I+1
4 AE(I,1)=1*(HFG(T(II))-HF(T(I),X(I),I)+HG(T(I),X(I),I))
  DO 5 I=2,N1
  II=I-1
5 AE(I,2)=HG(T(I),X(I),I)-HF(T(II),X(II),II)
  DO 6 I=1,N3
  II=I+1
6 AE(I,3)=HFG(T(II))
  AE(N1,3)=HFG(T(N))*FF
  AE(N,3)=(HF(T(N),X(N),N)-HG(T(N),X(N),N))*FF
  AE(1,2)=(HG(T(1),X(1),1)-HF(T(1),X(1),1))*FF
  AE(N,1)=1/(HFG(TS)+YS)
  AZ(N,2)=HG(T(N),X(N),N)-HF(T(N1),X(N1),N1)
GO TO 51
23 CONTINUE
  IF(N.EQ.2) GO TO 52
  IF(N.EQ.3) GO TO 45
51 C(1)=AE(1,1)*(AE(1,2)+AE(1,3)+BE(2))
  DO 46 I=2,N3
  II=I+1
  III=I-1
46 C(I)=AE(I,1)+((AE(I,2)*BE(III))+AE(I,3)*BE(II))
  C(N1)=AE(N1,1)+((AE(N1,2)*BE(N3))+AE(N1,3))
  DO 47 I=1,N1
  IF(ABS(C(I)-BE(I))/C(I).GE.0.005) GO TO 48
47 CONTINUE
  DO 49 I=1,N1
49 BE(I)=C(I)
  BE(N2)=AE(N,1)+((AE(N,2)*BE(N1))+AE(N,3))
GO TO 21
48 DO 50 I=1,N1
50 BE(I)=C(I)
  J=J+1
  IF(J.EQ.100) GO TO 60
GO TO 51
45 C(1)=AE(1,1)*(AE(1,2)+AE(1,3)+BE(2))
  C(2)=AE(2,1)+((AE(2,2)*BE(1))+AE(2,3))
  DO 41 I=1,N1
  IF(ABS(C(I)-BE(I))/C(I).GE.0.005) GO TO 42
41 CONTINUE
  DO 43 I=1,N1
43 BE(I)=C(I)
  BE(N2)=AE(3,1)+((AE(3,2)*BE(2))+AE(3,3))
GO TO 21
42 DO 44 I=1,N1
44 BE(I)=C(I)
  J=J+1
  IF(J.EQ.100) GO TO 60
GO TO 45
52 BE(1)=AE(1,1)+AE(1,2)+AE(1,3)+FF
  BE(N2)=AE(2,1)+((AE(2,2)*BE(1))+AE(2,3))
GO TO 21
60 RETURN
21 CONTINUE
  BE(N1)=FF
C CALCULO DE LA CONCENTRACION EN CADA EFECTO.
  DO 9 I=1,N
9 XA(I)=AMF*XF/BE(I)
C CALCULO DEL AREA DE TRANSFERENCIA DE CALOR EN CADA EFECTO.
  DO 10 I=1,N1

```

C
C

```

I1=I+1
10 Q(I)=(BE(I)-BE(I1))*HFG(T(I1))
DT(I)=T(I1)-T(I)-E(T(I),X(I),I)
Q(N)=BE(N)*HFG(TS)*YS
DT(N)=TS-T(N)-E(T(N),X(N),N)
ASUM=0
DO 11 I=1,N
A(I)=Q(I)/(U(T(I),X(I),I)+DT(I))
11 ASUM=ASUM+A(I)
AMEAN=ASUM/N
SE OBSERVA SI LAS NUEVAS CONCENTRACIONES Y AREAS DE TRANSFERENCIA
DE CALOR CONCUERDAN CON LAS ESTIMADAS DENTRO DE UN 0.5%. SI CON
CUERDAN, SE REGRESA AL PROGRAMA PRINCIPAL, SI NO ES ASI SE AJUSTA
LA TEMPERATURA EN CADA EFECTO Y EMPIEZA OTRA ITERACION.
DO 12 I=1,N
12 IF (ABS(A(I)-AMEAN)/AMEAN.GE.0.005.OR.ABS(XA(I)-X(I))/XA(I).GE.0.00
GO TO 14
CONTINUE
ECO=(AMF-BE(N))/BE(W2)
DO 13 I=1,N
13 EA(I)=E(T(I),X(I),I)
UA(I)=U(T(I),X(I),I)
RETURN
14 DTSUM=0
DO 15 I=1,N
15 DT(I)=DT(I)*A(I)/AMEAN
DTSUM=DTSUM+DT(I)
ESUM=0
DO 16 I=1,N
16 ESUM=ESUM+E(T(I),X(I),I)
CONTINUE
DO 17 I=1,N
17 DT(I)=DT(I)*(TS-TL-ESUM)/DTSUM
DO 18 I=2,N
IA=I-1
18 T(I)=T(IA)+DT(IA)+E(T(IA),X(IA),IA)
DO 19 I=1,N
19 X(I)=XA(I)
GO TO 2
END

```

C
C
C
C
C
FUNCTION HFG (TEMP)

ESTA FUNCION ES APLICABLE PARA TODOS LOS PROBLEMAS DE EVAPORACION EN DONDE EL LIQUIDO EVAPORADO SEA AGUA. LA SIGUIENTE ECUACION ES PARA CALCULAR EL CALOR LATENTE DE VAPORIZACION, ES UNA RECTA AJUSTA DA A LOS DATOS DE TABLAS DE VAPOR Y ES VALIDA DE 50 A 350 GRADOS F

HFG=1104.-0.64*TEMP
RETURN
END

C
C
C
C
C
FUNCTION HG (TEMP, CONC, NO)

ESTA FUNCION ES VALIDA PARA TODOS LOS PROBLEMAS DE EVAPORACION DON DE EL LIQUIDO EVAPORADO SEA AGUA. LA SIGUIENTE ECUACION SIRVE PARA CALCULAR LA ENTALPIA DE VAPOR, INCLUYENDO LA ELEVACION EN EL PUNTO DE EBULLICION.

HG=1075.+0.3466*TEMP+0.45*(TEMP, CONC, NO)
RETURN
END

C
C
C
C
C
FUNCTION U (TEMP, CONC, NO)

ESTA FUNCION DEBE CALCULAR EL COEFICIENTE DE TRANSFERENCIA DE CALOR Y DEPENDERA DEL PROBLEMA EN CUESTION. NO OBTANTE PARA ALGUNOS FINES PUEDEN INCLUIRSE RECOMENDADOS. EN ESTE CASO :

IF(NO.EQ.1)U=800.
IF(NO.EQ.2)U=500.
IF(NO.EQ.3)U=300.
RETURN
END

```

C
C
C
C
FUNCTION E (TEMP, CONC, NO)
ESTA FUNCION DEBE CALCULAR LA ELEVACION EN EL PUNTO DE EBULLICION
Y DEPENDERA DEL PROBLEMA EN CUESTION.
PARA EL SISTEMA NAOH-AGUA TENEMOS QUE :
E=218.*(CONC**1.639)
RETURN
END

```

```

C
C
C
FUNCTION HF (TEMP, CONC, NO)
ESTA FUNCION DEBE CALCULAR LA ENTALPIA DEL LIQUIDO.
PARA EL SISTEMA NAOH-AGUA TENEMOS QUE :
T=TEMP+E(TEMP, CONC, NO)
X=CONC
HF=(1.03443*T)+(580.041*(X**2))-(0.58017*(X*T))-65.0797
RETURN
END

```

VIII.4. MANEJO DEL PROGRAMA.

En el programa utilizamos el sistema de unidades americano de ingeniería, esto no quiere decir que no puedan usarse otras unidades para lo cual será necesario modificar todas las funciones del programa para poder emplear las unidades requeridas, también se deben modificar los encabezados de los resultados en donde se indican las unidades, esto último se realiza sin mayor problema en el programa principal EVAPO.

La alimentación de los datos de este programa es como sigue :

DATOS	FORMATO
N y M	2I3
F,XF,TF,XN,TL,Ys,Ts	7F10.0

Cabe señalar que el valor de M es con el que indicamos el arreglo de flujos, si M es menor ó igual a 11 indicamos un arreglo de flujos en paralelo, si M es mayor a 11 el sistema se considera a contracorriente y si M=0 el programa termina, por lo que en la última tarjeta de datos debe colocarse el valor de cero para M. El valor de N representa el número de efectos, y nunca debe ser menor a 2 .

Cuando el líquido que se evapora no es agua deben cambiarse las funciones HFG y HG (calor latente y entalpia del vapor) y colocarse las correspondientes al líquido a evaporarse. En la función U se co-

locan los valores de los coeficientes globales de transferencia de calor de diseño ó pueden calcularse por medio de alguna función conocida para el problema en particular. La función E (EPE) depende de la solución que se esté concentrando ó cuestionando, se recomienda que cuando se trata de soluciones orgánicas, como por ejemplo, - la obtención de leche evaporada, el valor de E sea cero. De igual - manera para cada sistema debe modificarse la función HF (entalpia - del líquido). Todas las funciones presentadas en el programa corresponden al sistema hidróxido de sodio-agua. A continuación se presentan los resultados que ofrece el programa realizando un problema en particular.

VIII.5. RESULTADOS.

En esta sección más que presentar los resultados obtenidos, el objetivo es dar un panorama de la utilidad que tiene el programa de cómputo desarrollado; para ésto fué necesario considerar un problema en particular, y es el siguiente :

" Un sistema de evaporación a múltiple efecto se va a emplear para concentrar 200,000 lb/hr de una solución acuosa al 5 % de hidróxido de sodio hasta el 50 %. La alimentación tiene una temperatura de 60°F. Se dispone de vapor saturado a una temperatura de 344.7°F y se cuenta con un eyector capaz de mantener una presión de 1 psia - (que corresponde a una temperatura de ebullición normal de 101.7°F). Las áreas para la transferencia de calor para cada caso se consideraran iguales. "

Como puede observarse falta especificar el número de efectos, los coeficientes globales de transferencia de calor y el tipo de arreglo de flujos; tanto el número de efectos como el tipo de arreglo son - los que se determinarán con los resultados dados por el programa, por lo que respecta a los coeficientes de transferencia de calor se sabe que para éste sistema van desde 300 hasta 800 Btu/hr ft² °F, lo que nos proporciona un campo para trabajar de acuerdo al número de efectos. La primera parte del trabajo aquí realizado consistió en hacer que el programa listara los resultados para diferente número de efec-

tos los cuales van de 3 a 7, en paralelo y a contracorriente, con la correspondiente distribución del valor de los coeficientes dentro del rango mencionado anteriormente.

A continuación se muestran los datos y resultados del problema, indicando : Arreglo de flujos, número de efectos, datos del problema, número de iteraciones para resolver el problema, flujo de vapor vivo (V_0), economía del vapor (lb de líquido evaporado/lb de vapor vivo) y para cada efecto se imprime el área, temperatura, elevación en el punto de ebullición, coeficiente global de transferencia de calor, cantidad de calor transferido, así como el flujo de licor y su concentración.

FLUJOS EN PARALELO. 3 EFECTOS DE EVAPORACION.

DATOS DE ENTRADA:

F, LB/HR XF TF, GRAD F XP TL, GRAD F YS TS, GRAD F
 20000.0 0.05 60.0 0.50 101.7 1.00 344.7

SOLUCION DESPUES DE 4 ITERACIONES :

FLUJO DE VAPOR = 115269.5 LB/HR. ECONOMIA DE VAPOR= 1.56

EFFECTO	A, SQFT	T(I), GRAD F	E(I), GRAD F	U(I)	Q(I), BTU/HR.	L(I), LB/HR	X(I)
1	2615.5	293.2	2.8	800.	101827235.	141747.	0.07
2	2616.8	245.3	7.1	500.	53380427.	80347.	0.12
3	2634.4	101.7	70.0	300.	58147402.	20000.	0.50

FLUJOS A CONTRACORRIENTE. 3 EFECTOS DE EVAPORACION.

DATOS DE ENTRADA:

F, LB/HR XF TF, GRAD F XP TL, GRAD F YS TS, GRAD F
 20000.0 0.05 60.0 0.50 101.7 1.00 344.7

SOLUCION DESPUES DE 4 ITERACIONES :

FLUJO DE VAPOR = 90751.0 LB/HR. ECONOMIA DE VAPOR= 1.98

EFFECTO	A, SQFT	T(I), GRAD F	E(I), GRAD F	U(I)	Q(I), BTU/HR.	L(I), LB/HR	X(I)
1	2945.2	101.7	2.6	800.	61956576.	150350.	0.07
2	2931.7	130.6	6.0	500.	68703527.	89635.	0.11
3	2926.6	183.4	70.0	300.	80148699.	20000.	0.50

FLUJOS EN PARALELO. 4 EFECTOS DE EVAPORACION.

DATOS DE ENTRADA:

F, LB/HR XF TF, GRAD F XP TL, GRAD F YS TS, GRAD F
 200000.0 0.05 60.0 0.50 101.7 1.00 344.7

SOLUCION DESPUES DE 7 ITERACIONES :

FLUJO DE VAPOR = 100036.3 LB/HR. ECONOMIA DE VAPOR= 1.80

EFFECTO	A, SQFT	T(I), GRAD F	E(I), GRAD F	U(I)	Q(I), BTU/HR.	L(I), LB/HR	X(I)
1	2740.8	302.0	2.4	800.	88371291.	157401.	0.06
2	2745.0	274.5	4.1	600.	38613118.	112819.	0.07
3	2730.6	226.5	9.9	400.	41572466.	65765.	0.10
4	2745.8	101.7	70.0	300.	45127281.	20000.	0.50

FLUJOS A CONTRACORRIENTE. 4 EFECTOS DE EVAPORACION.

DATOS DE ENTRADA:

F, LB/HR XF TF, GRAD F XP TL, GRAD F YS TS, GRAD F
 200000.0 0.05 60.0 0.50 101.7 1.00 344.7

SOLUCION DESPUES DE 4 ITERACIONES :

FLUJO DE VAPOR = 72716.5 LB/HR. ECONOMIA DE VAPOR= 2.48

EFFECTO	A, SQFT	T(I), GRAD F	E(I), GRAD F	U(I)	Q(I), BTU/HR.	L(I), LB/HR	X(I)
1	3037.8	101.7	2.2	800.	43655669.	167151.	0.06
2	3061.6	121.8	3.5	600.	48865180.	124603.	0.08
3	3060.7	151.0	7.8	400.	54567215.	78067.	0.13
4	3041.2	204.3	70.0	300.	64237200.	20000.	0.50

FLUJOS EN PARALELO. 5 EFECTOS DE EVAPORACION.

DATOS DE ENTRADA:

F, LB/HR XF TF, GRAD F YP TL, GRAD F YS TS, GRAD F
 200000.0 0.05 66.0 0.50 101.7 1.00 344.7

SOLUCION DESPUES DE 11 ITERACIONES :

FLUJO DE VAPOR = 90686.7 LB/HR. ECONOMIA DE VAPOR = 1.98

EFFECTO	A, SOFT	T(I), GRAD F	E(I), GRAD F	U(I)	Q(I), BTU/HR.	L(I), LB/HR	X(I)
1	2649.4	304.7	2.2	800.	80111870.	166930.	0.06
2	2653.8	285.4	3.2	700.	30059302.	131887.	0.08
3	2639.4	259.6	5.4	600.	32286775.	94969.	0.11
4	2660.3	218.0	12.6	450.	34624992.	56953.	0.16
5	2637.4	101.7	70.0	300.	36665783.	20000.	0.5

FLUJOS A CONTRACORRIENTE. 5 EFECTOS DE EVAPORACION.

DATOS DE ENTRADA:

F, LB/HR XF TF, GRAD F YP TL, GRAD F YS TS, GRAD F
 200000.0 0.05 66.0 0.50 101.7 1.00 344.7

SOLUCION DESPUES DE 5 ITERACIONES :

FLUJO DE VAPOR = 62058.2 LB/HR. ECONOMIA DE VAPOR = 2.90

EFFECTO	A, SOFT	T(I), GRAD F	E(I), GRAD F	U(I)	Q(I), BTU/HR.	L(I), LB/HR	X(I)
1	2917.6	101.7	1.9	800.	32535939.	177745.	0.04
2	2902.0	117.6	2.7	700.	36818104.	146118.	0.07
3	2903.8	138.4	4.3	600.	41588963.	109859.	0.09
4	2899.7	164.5	9.3	450.	46647795.	68163.	0.15
5	2895.0	211.6	70.0	300.	54821713.	20000.	0.50

FLUJOS EN PARALELO. 6 EFECTOS DE EVAPORACION.

DATOS DE ENTRADA:

F, LB/HR XF TF, GRAD F XP TL, GRAD F YS TS, GRAD F
 200000.0 0.05 60.0 0.50 101.7 1.00 344.7

SOLUCION DESPUES DE 13 ITERACIONES :

FLUJO DE VAPOR = 86025.4 LB/HR. ECONOMIA DE VAPOR = 2.09

EFFECTO	A, SQFT	T(I), GRAD F	E(I), GRAD F	U(I)	Q(I), BTU/HR.	L(I), LB/HR	X(I)
1	3570.4	316.1	2.0	800.	75994116.	173549.	0.06
2	3572.5	302.2	2.7	600.	23851062.	145390.	0.07
3	3587.9	284.0	3.8	500.	25641368.	115624.	0.09
4	3558.0	259.1	4.6	400.	27451482.	84141.	0.12
5	3587.6	215.8	14.8	300.	29557127.	51638.	0.19
6	3555.4	101.7	70.0	200.	31392417.	20000.	0.50

FLUJOS A CONTRACORRIENTE. 6 EFECTOS DE EVAPORACION.

DATOS DE ENTRADA:

F, LB/HR XF TF, GRAD F XP TL, GRAD F YS TS, GRAD F
 200000.0 0.05 60.0 0.50 101.7 1.00 344.7

SOLUCION DESPUES DE 5 ITERACIONES :

FLUJO DE VAPOR = 54971.3 LB/HR. ECONOMIA DE VAPOR = 3.27

EFFECTO	A, SQFT	T(I), GRAD F	E(I), GRAD F	U(I)	Q(I), BTU/HR.	L(I), LB/HR	X(I)
1	4135.2	101.7	1.8	800.	25600497.	184199.	0.05
2	4127.1	111.3	2.3	600.	28694859.	159411.	0.06
3	4112.2	125.2	3.2	500.	32412558.	131385.	0.08
4	4110.5	144.1	5.0	400.	36556059.	99349.	0.10
5	4105.8	171.4	10.8	300.	41137502.	62583.	0.16
6	4105.0	215.6	70.0	200.	48561219.	20000.	0.50

FLUJOS EN PARALELO. 7 EFECTOS DE EVAPORACION.

DATOS DE ENTRADA:

F, LB/HR XF TF, GRAD F XP TL, GRAD F YS TS, GRAD F
 200000.0 0.05 60.0 0.50 101.7 1.00 344.7

SOLUCION DESPUES DE 20 ITERACIONES :

FLUJO DE VAPOR = 81969.3 LB/HR. ECONOMIA DE VAPOR= 2.20

EFFECTO	A, SQFT	T(I), GRAD F	E(I), GRAD F	U(I)	Q(I), BTU/HR.	L(I), LB/HR	X(I)
1	3574.4	317.4	2.0	800.	72411024.	177688.	0.06
2	3581.2	306.9	2.5	700.	20099895.	154154.	0.06
3	3565.0	293.7	3.3	600.	21358361.	129207.	0.08
4	3591.1	276.2	4.8	500.	22852171.	103036.	0.10
5	3556.7	251.2	7.9	400.	24266666.	75546.	0.13
6	3589.3	210.1	17.0	300.	25929333.	47350.	0.21
7	3559.7	101.7	70.0	200.	27337027.	20000.	0.50

FLUJOS A CONTRACORRIENTE. 7 EFECTOS DE EVAPORACION.

DATOS DE ENTRADA:

F, LB/HR XF TF, GRAD F XP TL, GRAD F YS TS, GRAD F
 200000.0 0.05 60.0 0.50 101.7 1.00 344.7

SOLUCION DESPUES DE 3 ITERACIONES :

FLUJO DE VAPOR = 50039.0 LB/HR. ECONOMIA DE VAPOR= 3.60

EFFECTO	A, SQFT	T(I), GRAD F	E(I), GRAD F	U(I)	Q(I), BTU/HR.	L(I), LB/HR	X(I)
1	4079.1	101.7	1.8	800.	20358925.	189048.	0.05
2	4077.4	109.7	2.1	700.	22996840.	169355.	0.06
3	4054.7	119.9	2.7	600.	25989822.	146969.	0.07
4	4064.1	133.2	3.6	500.	29443986.	121458.	0.08
5	4044.1	151.3	5.7	400.	33126191.	92223.	0.11
6	4052.3	177.5	11.9	300.	37345579.	58776.	0.17
7	4050.0	220.1	70.0	200.	44204061.	20000.	0.50

El siguiente paso es realizar un análisis de resultados, debe tenerse cuidado en éste, puesto que si observamos los resultados a simple vista, vemos que conforme aumenta el número de efectos, la economía del vapor aumenta y en el caso de arreglo de flujos a contracorriente es mayor aún, esto daría la idea de considerar el mayor número de efectos posible, sin embargo, si observamos la figura 8.3 en donde se grafica la economía del vapor y por otro lado el área (promedio) vs. el número de efectos; vemos primeramente que el análisis anterior no es del todo correcto, porque si bien es cierto que la economía aumenta con el número de efectos, no ocurre lo mismo con el área, con lo que nos damos cuenta que no es la economía del vapor la que nos delimita el número de efectos, ahora bien, en esta gráfica hay dos puntos importantes que son en los efectos 3 y 5 en donde las áreas son las menores y la diferencia entre ellas es pequeña, sin embargo la economía del vapor en el efecto 5 si es mucho mayor, por lo que podemos decir que para este caso en particular el número de efectos óptimo es de 5, se descartan los sistemas de evaporación de 4, 6 y 7 efectos, debido a lo siguiente : Con cuatro efectos se requiere de una mayor área por unidad que para 5 efectos y la economía del vapor es menor, por lo que respecta a los casos de 6 y 7 efectos es claro que el requerimiento de área es mucho mayor que para 5 efectos, lo que ocasionaría un gran incremento en el costo del sistema, instalación, mantenimiento y operación ,-

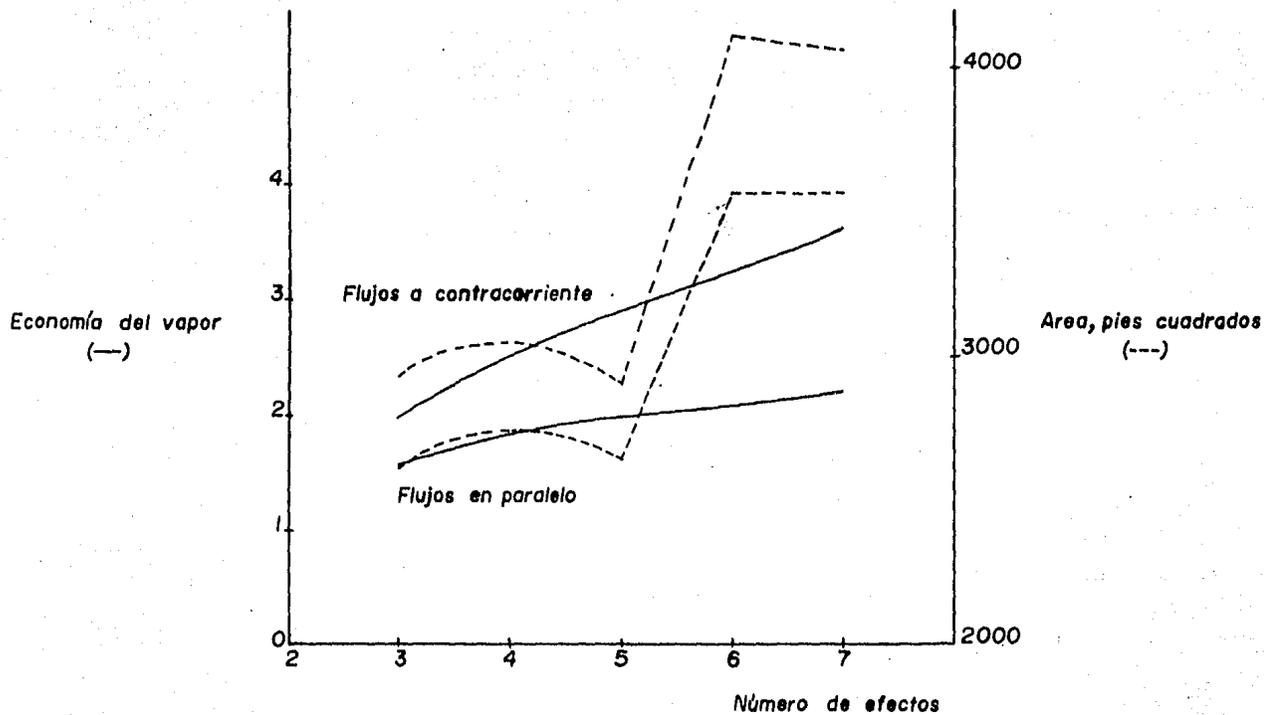


Fig.8.3.Gráfica de resultados.

además del espacio físico requerido. En cuanto al tipo de arreglo - dependerá de los recursos con que se cuente, es decir, con un arreglo de flujos en contacorriente se requiere de bombas entre cada - efecto para extraer el licor, lo que significa gastos adicionales - de inversión y mantenimiento, pero por otro lado la economía del vapor será mayor, por el contrario para el caso de flujos en paralelo no se requieren bombas entre los efectos pero sin embargo, la economía del vapor es menor que en el caso anterior.

IX. CONCLUSIONES.

El análisis de los sistemas de evaporación tiene como base el -- planteamiento de los balances de materia y energía, los cuales están definidos por el número de efectos y arreglo de flujos, la solución de estas expresiones nos darán la pauta a seguir, dado que determinamos todos los parámetros que definen a un proceso de evaporación, pudiéndose también considerar factores como altura hidrostática, incrustación, elevación en el punto de ebullición, etc.. Como pudo observarse en la parte de resultados, para cada número de efectos, los parámetros encontrados son diferentes, por lo que el objetivo principal del análisis de sistemas de evaporación consiste en encontrar el número de efectos óptimo con sus respectivas condiciones de operación, cuando el sistema ya existe el objetivo consiste en encontrar estas condiciones, para ésto es necesario muchas veces hacer uso de una computadora; puesto que como ya se demostró, a medida que aumenta el número de efectos, se complica la resolución de las ecuaciones resultantes de los balances de materia y energía. En dicha resolución pueden aplicarse diferentes técnicas las cuales muchas veces dependen del problema que se está tratando, en este trabajo se incluyeron técnicas generales , que pueden aplicarse a la mayoría de los casos , sin embargo , es necesario señalar que existen los llamados - "métodos rápidos", los cuales quedan fuera del objetivo de este tra-

bajo, no obstante en la bibliografía se incluye una referencia al respecto.

Cuando se analiza un sistema de evaporación no se debe confundir el término de capacidad con el de economía de vapor, por ejemplo, un sistema a simple efecto puede tener la misma capacidad que uno de 5 efectos, pero no puede tener la misma economía de vapor; el sistema a simple efecto puede trabajar con las mismas condiciones extremas y además con la misma área de una unidad del sistema a 5 efectos, sólo que el de simple efecto consumirá una mayor cantidad de vapor de calentamiento, dado que el vapor producido que sale por el domo va directamente al condensador, mientras que en el de 5 efectos el vapor producido en el primer efecto sirve como medio de calentamiento al siguiente, y así sucesivamente, lo que resulta en una mayor economía de vapor vivo, por lo tanto, el incremento de economía que se consigue al expandir un sistema hacia un mayor número de efectos, se realiza a costa de reducir la capacidad de las unidades.

En base a lo expuesto en este trabajo, debe escogerse el evaporador y accesorios adecuados al problema específico que se presente, quedando como un acuerdo que no siempre el sistema de evaporación más económico es el que tiene el menor número de efectos ni el que brinda la mayor economía de vapor, puesto que a mayor número de efectos, mayor cantidad de evaporación por libra de vapor de calentamiento.

to en el primer efecto, los costos de evaporación serán menores a mayor número de efectos; sin embargo, esto se balancea por el aumento en el costo del sistema y los costos de mantenimiento, limpieza y reemplazo, los costos de supervisión serán los mismos para cualquier número de efectos, mientras que el agua de condensación disminuye conforme aumenta éste. Con la aplicación de la termocompresión es posible en determinados casos aumentar aún más la economía del sistema.

El número de efectos óptimo es aquel que se obtiene mediante una gráfica de Area y Economía de vapor vs. Número de efectos, y será aquel que tenga la mayor economía de vapor con menor área requerida ó aquel que no requiera por mucho la menor área, pero sí que tenga una mayor economía de vapor, como se vió en el ejemplo presentado y cuya gráfica es la que aparece en los resultados. El empleo de la alimentación en paralelo ó en contracorriente dependerá del caso específico que se esté tratando y no puede concluirse a la ligera que un método de alimentación es el más conveniente; por otro lado, muchas veces la decisión depende de factores económicos.

En la realización del diseño termodinámico uno de los puntos que más debe cuidarse es la disminución del ΔT y del coeficiente global de transferencia de calor, ya que de esto depende principalmente el tamaño y funcionamiento del sistema de evaporación, como por ejemplo, en el caso del sistema sosa cáustica-agua en donde se pre-

senta gran pérdida en el ΔT aprovechable y en el coeficiente global debido a la elevación en el punto de ebullición y al aumento de viscosidad respectivamente, repercutiendo negativamente en la capacidad del sistema de evaporación.

Una vez cubierto el objetivo principal de este trabajo, que es el de sentar las bases necesarias para realizar el análisis y diseño termodinámico de un sistema de evaporación, automáticamente quedan establecidas las bases del diseño mecánico e ingeniería de detalle, lo cuál puede llevarse a cabo sin mucha dificultad al respecto, para cada caso en particular.

Estas son las conclusiones más importantes y generales que consideramos de este trabajo.

Por último se hace hincapié a los lectores interesados en profundizar en el tema que pueden consultar los proyectos I y II que sobre evaporación se encuentran disponibles en E. N. E. P. Zaragoza, en los cuales se trata con mayor detalle el diseño mecánico e ingeniería de detalle, así como su bibliografía referente.

Esperamos que nuestro trabajo sea de utilidad e interés para todas aquellas personas relacionadas con el tema.

X. BIBLIOGRAFIA.

- 1.- Badger, W. L. y J. T. Banchero. Introducción a la Ingeniería - Química. McGraw Hill (1978).
- 2.- Bennet, R. C.. Heat Transfer. Recompression Evaporation. Chem. Eng. Prog. 74(7) : 67(1978).
- 3.- Boarts, Badger y Meisenberg. Evaporators. Ind. Eng. Chem. , - 29: 912-918 (1937).
- 4.- Brown, George Granger, et al. Operaciones básicas de la Ingeniería Química, ed. Marín, S. A. (1965).
- 5.- Casten, J. W.. Heat Transfer. Mechanical Recompression Evaporators. Chem. Eng. Prog. 74(7) : 61(1978).
- 6.- Dockendorff, J. D. and P. J. Cheng. Energy Conscious Evaporators. Chem. Eng. Prog. 72(5) : 56(1976).
- 7.- Farin, W. G.. Low Cost Evaporation Method Saves Energy by Releasing Heat. Chem. Eng. 83(5) : 100(1976).
- 8.- Forsythe, Keenan y Organick. Lenguajes de Diagramas de Flujo, ed. Limusa (1977).
- 9.- Foust, A. S., L. A. Wenzel, et al. Principios de Operaciones - Unitarias, ed. C.E.C.S.A. (1980).
- 10.- Guthrie, K. M.. Capital Cost Estimating. Chem. Eng. 76(6) : 114(1969).

- 11.- Henley, E. J. y H. Bieber. Chemical Engineering Calculations, McGraw Hill, New York, 1959.
- 12.- Himmelblau, David M.. Principios y Cálculos Básicos de la Ingeniería Química, ed. C.E.C.S.A. (1978).
- 13.- Hougen, O. A., K. A. Watson y R. A. Ragatz. Chemical Process - Principles, ed. John Wiley & Sons Inc. (1976).
- 14.- Littlejohn, C. E. y G. F. Meenaghan. An Introduction to Chemical Engineering. Van Nostrand Reinhold, New York, 1959.
- 15.- Kern, Donald Q.. Procesos de transferencia de Calor, ed. C.E. C.S.A. (1980).
- 16.- Levachev, A. G., et al. Use an Analog Computer for Modeling of an Evaporator. Kim Prom. 46:147(1970).
- 17.- McAdams, W. H.. Heat Transmission, ed. McGraw Hill (1954).
- 18.- McCabe y Smith. Operaciones Básicas de Ingeniería Química, ed. Reverté (1978).
- 19.- McCracken, Daniel D.. Programación Fortran IV, ed. Limusa - 1978.
- 20.- Moore, J. G. and E. B. Pinkel. When to Use Single Pass Evaporators. Chem. Eng. Prog. 64(7) : 39(1968).
- 21.- Newell, R. B. and D. G. Fisher. Model Development, Reduction, and Experimental Evaluation for an Evaporator, I & EC Process Des. & Dev., 11(2):213(1972).

- 22.- Newman, H. H., How to Test Evaporators. Chem. Eng. Prog. 64 (7): 33(1968).
- 23.- Oden, E. C., Sr., Charts Speed Computations for Multiple Effect Evaporator Problems. Chem. Eng. 74(9):159(1967).
- 24.- Perry, J. H., et al. Chemical Engineers Handbook. McGraw Hill (1973).
- 25.- Reid y Sherwood. Propiedades de los Gases y Líquidos. ed. U. T. E. H. A. (1968).
- 26.- Ritter, R. A., and H. Andre, Evaporator Control Sistem Designg. Can. J. Chem. Eng. 48(6) : 696(1970).
- 27.- Rozycki, J..Energy Conservation via Recompression Evaporation. Chem. Eng. Prog. 72(5) : 69(1976).
- 28.- Stickney, W. W. and T. M. Vosberg, Putting Evaporators to Work; Teating Chemical Wastes by Evaporation. Chem. Eng. Prog. 72(4) : 41(1976).
- 29.- Swartz, A., A Guide for Troubleshooting Multiple Effect Evaporators. Chem. Eng. 85(11): 175(1978).
- 30.- Thompson, Edward V. and Ceckler William H., Introduction to - Chemical Engineering. McGraw Hill (1977).
- 31.- Wetherhorn, D., Evaporators. Chem. Eng. 77(12): 1970).
- 32.- Whithell, J. C. Torner. Conservation of Mass and Energy. McGraw Hill (1973).

A P E N D I C E .

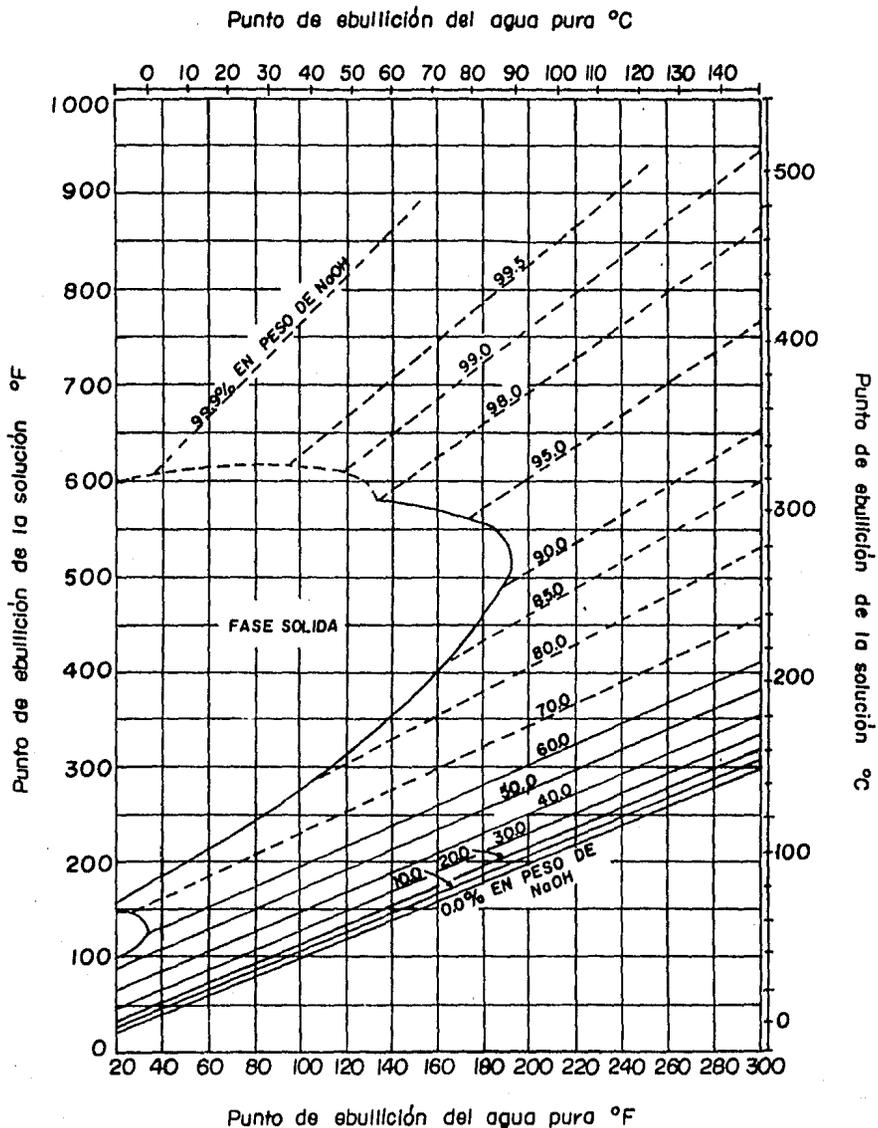


Fig. 9.1. Diagrama de Dühring, soluciones acuosas de hidróxido de sodio.

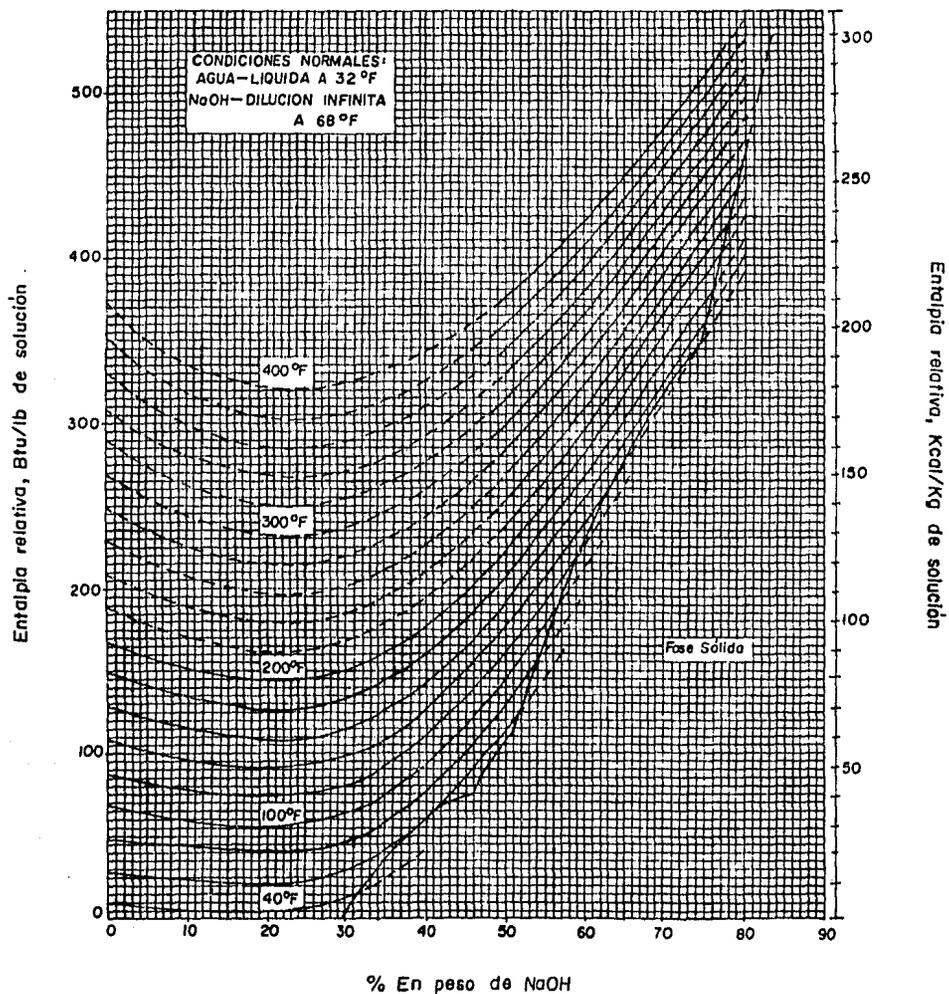


Fig.9.2. Diagrama entalpia-concentración para soluciones acuosas de sosa a una atmósfera de presión.

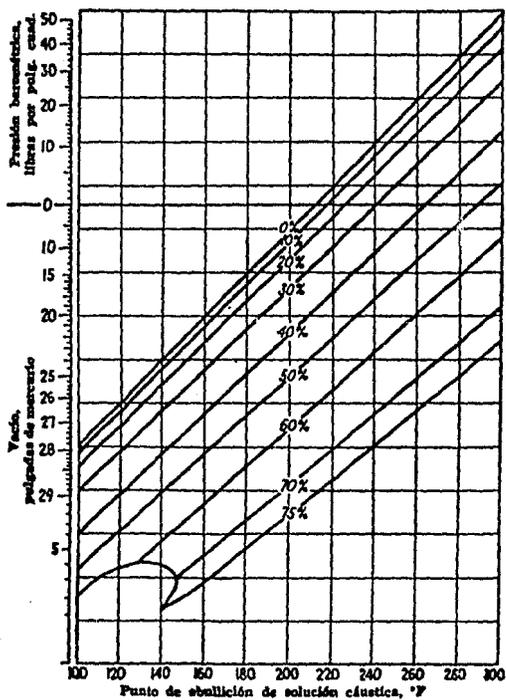


Figura 9.3. Correlación de presiones y puntos de ebullición de soluciones de sosa cáustica.

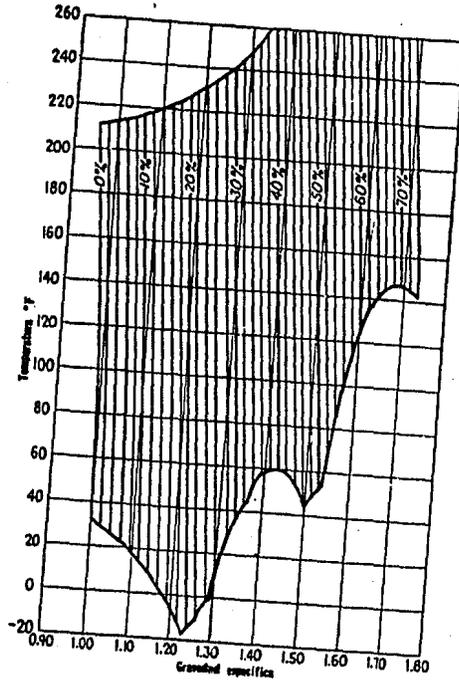


Figura 9.4. Gravedad específica de las soluciones de sosa cáustica.

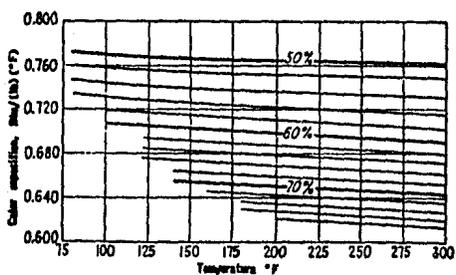


Figura 9.5. Calor específico de soluciones muy concentradas de sosa cáustica.

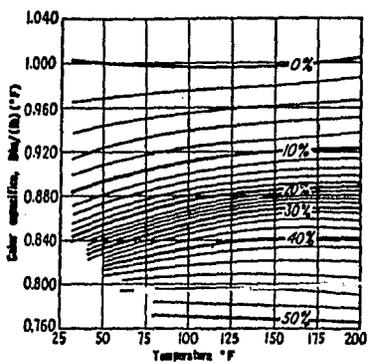


Figura 9.6. Calor específico de soluciones de sosa cáustica.

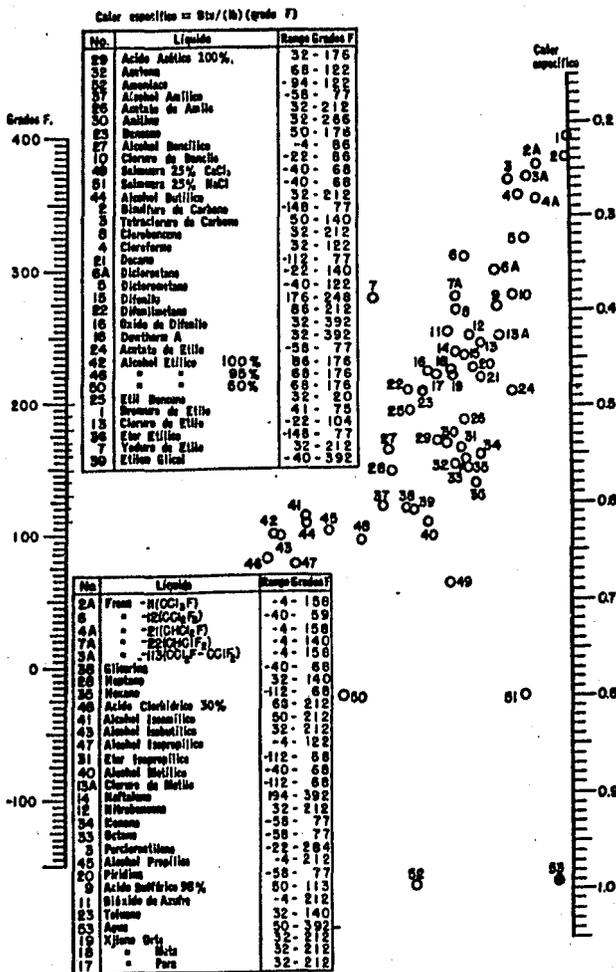


Figura 9.7. Calores específicos de líquidos.

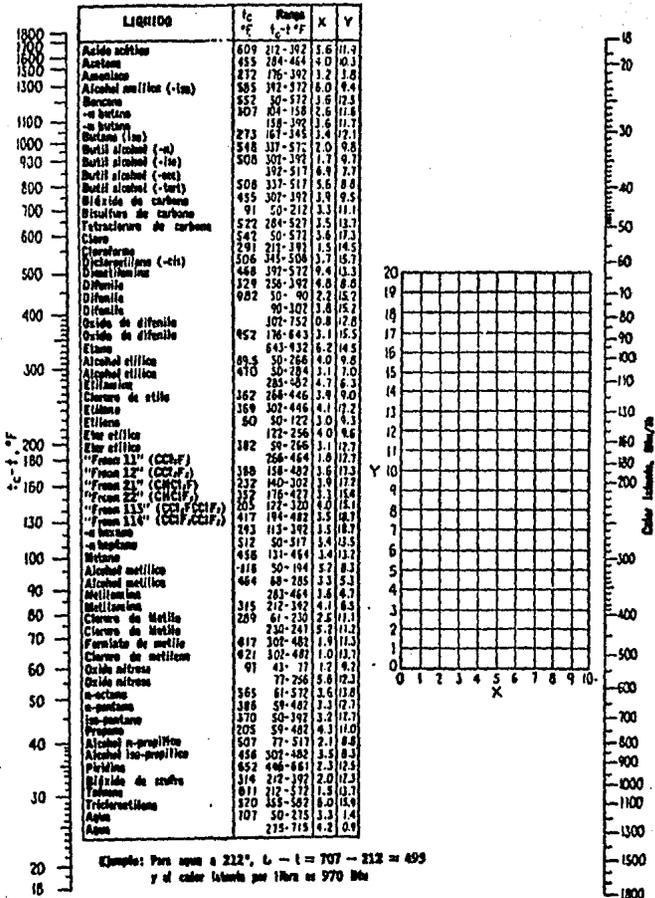


Figura 9.8. Calores latentes de vaporización.

Temperatura, °F	Presión absoluta, psi	Volumen específico			Entalpia			Entropia			Temperatura, °F
		Líquido saturado, v_f	Evaporación, v_{fg}	Vapor saturado, v_g	Líquido saturado, h_f	Vaporización, h_{fg}	Vapor saturado, h_g	Líquido saturado, s_f	Evaporación, s_{fg}	Vapor saturado, s_g	
82	0.08854	0.01692	3306	3306	0.00	1075.8	1075.8	0.0000	2.1877	2.1877	82
85	0.09935	0.01802	2947	2947	3.02	1074.1	1077.1	0.0061	2.1709	2.1770	85
88	0.12170	0.01923	2444	2444	8.03	1071.3	1079.3	0.0163	2.1438	2.1597	88
90	0.14752	0.01922	2036.4	2036.4	13.06	1068.4	1081.5	0.0252	2.1187	2.1429	90
95	0.17811	0.01903	1703.2	1703.2	18.07	1065.6	1083.7	0.0361	2.0903	2.1264	95
100	0.2543	0.01894	1206.6	1206.7	28.06	1059.0	1088.0	0.0555	2.0393	2.0948	100
105	0.3631	0.01906	867.8	867.6	38.04	1054.3	1092.3	0.0745	1.9902	2.0647	105
110	0.5069	0.01908	633.1	633.1	48.02	1048.6	1096.6	0.0932	1.9428	2.0360	110
115	0.6982	0.01910	468.0	468.0	57.99	1042.9	1100.9	0.1119	1.8972	2.0287	115
120	0.9492	0.01913	350.3	350.4	67.97	1037.2	1105.2	0.1294	1.8531	1.9826	120
125	1.2745	0.01917	265.3	265.4	77.94	1031.6	1109.5	0.1471	1.8106	1.9577	125
130	1.6924	0.01920	203.25	203.27	87.92	1026.0	1113.7	0.1646	1.7694	1.9339	130
135	2.2235	0.01926	157.32	157.34	97.90	1020.3	1117.7	0.1816	1.7296	1.9112	135
140	2.8850	0.01932	122.99	123.01	107.89	1014.1	1122.0	0.1984	1.6910	1.8894	140
145	3.718	0.01934	98.06	97.07	117.89	1008.2	1126.1	0.2149	1.6537	1.8686	145
150	4.741	0.01939	77.27	77.20	127.89	1002.3	1130.2	0.2311	1.6174	1.8485	150
155	5.993	0.01945	62.04	62.06	137.90	996.3	1134.2	0.2472	1.5822	1.8293	155
160	7.510	0.01951	50.21	50.23	147.92	990.2	1138.1	0.2630	1.5480	1.8109	160
165	9.339	0.01957	40.94	40.96	157.95	984.1	1142.0	0.2785	1.5147	1.7932	165
170	11.526	0.01963	33.62	33.64	167.99	977.9	1145.9	0.2938	1.4824	1.7762	170
175	14.123	0.01970	27.80	27.82	178.03	971.6	1149.7	0.3090	1.4508	1.7593	175
180	16.990	0.01977	23.78	23.80	188.07	970.3	1150.4	0.3120	1.4446	1.7560	180
185	17.186	0.01977	23.13	23.15	188.18	968.2	1153.4	0.3239	1.4201	1.7440	185
190	20.780	0.01984	19.365	19.382	198.23	968.8	1157.0	0.3387	1.3901	1.7258	190
195	24.999	0.01992	16.306	16.323	208.34	968.2	1160.5	0.3531	1.3609	1.7104	195
200	29.823	0.01997	13.804	13.821	218.48	966.5	1164.0	0.3673	1.3323	1.6958	200
205	35.429	0.01999	11.746	11.763	228.64	965.7	1167.5	0.3817	1.3043	1.6830	205
210	41.858	0.02001	10.024	10.041	238.84	964.8	1170.6	0.3958	1.2769	1.6727	210
215	49.203	0.02002	8.628	8.645	249.00	964.7	1173.8	0.4096	1.2501	1.6630	215
220	57.566	0.02003	7.444	7.461	259.31	964.4	1176.8	0.4234	1.2238	1.6542	220
225	67.013	0.02004	6.449	6.466	269.59	964.0	1179.7	0.4369	1.1980	1.6460	225
230	77.528	0.02004	5.600	5.628	279.92	963.8	1182.5	0.4504	1.1727	1.6381	230
235	89.66	0.02004	4.896	4.914	290.28	963.4	1185.2	0.4637	1.1478	1.6315	235
240	103.06	0.02004	4.289	4.307	300.68	963.7	1187.7	0.4769	1.1233	1.6262	240
245	118.01	0.02003	3.770	3.788	311.13	963.0	1190.1	0.4900	1.0992	1.6219	245
250	134.63	0.02002	3.324	3.342	321.63	962.7	1192.3	0.5029	1.0754	1.6183	250
255	153.04	0.02001	2.939	2.957	332.18	962.2	1194.4	0.5158	1.0519	1.6157	255
260	173.37	0.02000	2.606	2.625	342.79	962.3	1196.3	0.5286	1.0287	1.6133	260
265	195.77	0.02000	2.317	2.335	353.48	962.4	1198.1	0.5413	1.0059	1.6111	265
270	220.37	0.02000	2.0631	2.0838	364.17	962.4	1199.6	0.5539	0.9832	1.6091	270
275	247.31	0.02000	1.8447	1.8633	374.97	962.0	1201.0	0.5664	0.9608	1.6072	275
280	276.73	0.02000	1.6512	1.6700	385.83	961.3	1202.1	0.5786	0.9386	1.6054	280
285	308.83	0.02000	1.4811	1.5000	396.77	960.3	1203.1	0.5912	0.9166	1.6038	285
290	343.72	0.02000	1.3308	1.3499	407.79	959.0	1203.8	0.6035	0.8947	1.6023	290
295	381.50	0.02000	1.1979	1.2171	418.90	958.4	1204.3	0.6158	0.8730	1.6009	295
300	423.6	0.02000	1.0799	1.0993	430.1	957.4	1204.6	0.6280	0.8513	1.6000	300
305	469.9	0.02000	0.9748	0.9944	441.4	956.2	1204.6	0.6402	0.8298	1.6000	305
310	517.7	0.02000	0.8811	0.9009	452.8	954.8	1204.3	0.6523	0.8083	1.6000	310
315	568.1	0.02000	0.7972	0.8172	464.4	953.2	1203.7	0.6645	0.7868	1.6000	315
320	621.4	0.02000	0.7221	0.7423	476.0	951.4	1202.5	0.6766	0.7653	1.6000	320
325	676.8	0.02000	0.6548	0.6749	487.8	949.4	1201.7	0.6887	0.7438	1.6000	325
330	734.5	0.02000	0.5953	0.6154	500.0	947.1	1200.2	0.7006	0.7223	1.6000	330
335	794.6	0.02000	0.5434	0.5635	512.9	944.5	1200.0	0.7124	0.7008	1.6000	335
340	857.1	0.02000	0.4987	0.5188	526.2	941.6	1200.0	0.7241	0.6793	1.6000	340
345	922.0	0.02000	0.4603	0.4804	539.9	938.4	1200.0	0.7357	0.6578	1.6000	345
350	989.3	0.02000	0.4271	0.4472	554.0	934.9	1200.0	0.7472	0.6363	1.6000	350
355	1059.0	0.02000	0.3982	0.4183	568.5	931.1	1200.0	0.7586	0.6148	1.6000	355
360	1131.2	0.02000	0.3735	0.3936	583.4	927.0	1200.0	0.7700	0.5933	1.6000	360
365	1206.0	0.02000	0.3528	0.3729	598.7	922.6	1200.0	0.7813	0.5718	1.6000	365
370	1283.4	0.02000	0.3350	0.3551	614.4	917.9	1200.0	0.7926	0.5503	1.6000	370
375	1363.5	0.02000	0.3200	0.3399	630.5	912.9	1200.0	0.8038	0.5288	1.6000	375
380	1446.3	0.02000	0.3076	0.3275	647.0	907.6	1200.0	0.8150	0.5073	1.6000	380
385	1531.8	0.02000	0.2975	0.3174	663.9	902.0	1200.0	0.8261	0.4858	1.6000	385
390	1620.0	0.02000	0.2893	0.3092	681.2	896.1	1200.0	0.8371	0.4643	1.6000	390
395	1711.0	0.02000	0.2828	0.3037	698.9	890.0	1200.0	0.8480	0.4428	1.6000	395
400	1804.8	0.02000	0.2778	0.2996	717.0	883.7	1200.0	0.8588	0.4213	1.6000	400
405	1901.4	0.02000	0.2741	0.2966	735.4	877.2	1200.0	0.8695	0.3998	1.6000	405
410	2000.7	0.02000	0.2715	0.2945	754.1	870.5	1200.0	0.8801	0.3783	1.6000	410
415	2102.7	0.02000	0.2698	0.2932	773.1	863.7	1200.0	0.8906	0.3568	1.6000	415
420	2207.4	0.02000	0.2689	0.2927	792.3	856.8	1200.0	0.9010	0.3353	1.6000	420
425	2314.7	0.02000	0.2687	0.2929	811.7	849.8	1200.0	0.9113	0.3138	1.6000	425
430	2424.6	0.02000	0.2691	0.2936	831.3	842.7	1200.0	0.9215	0.2923	1.6000	430
435	2537.1	0.02000	0.2699	0.2948	851.1	835.5	1200.0	0.9317	0.2708	1.6000	435
440	2652.2	0.02000	0.2711	0.2964	871.1	828.2	1200.0	0.9418	0.2493	1.6000	440
445	2769.9	0.02000	0.2726	0.2983	891.3	820.8	1200.0	0.9519	0.2278	1.6000	445
450	2890.2	0.02000	0.2743	0.3005	911.7	813.3	1200.0	0.9619	0.2063	1.6000	450
455	3013.1	0.02000	0.2761	0.3030	932.3	805.7	1200.0	0.9719	0.1848	1.6000	455
460	3138.6	0.02000	0.2780	0.3057	953.1	798.0	1200.0	0.9818	0.1633	1.6000	460
465	3266.7	0.02000	0.2800	0.3086	974.1	790.2	1200.0	0.9917	0.1418	1.6000	465
470	3397.4	0.02000	0.2821	0.3117	995.3	782.3	1200.0	1.0015	0.1203	1.6000	470
475	3530.7	0.02000	0.2843	0.3150	1016.7	774.3	1200.0	1.0113	0.0988	1.6000	475
480	3666.6	0.02000	0.2866	0.3184	1038.3	766.2	1200.0	1.0210	0.0773	1.6000	480
485	3805.1	0.02000	0.2890	0.3219	1060.1	758.0	1200.0	1.0307	0.0558	1.6000	485
490	3946.2	0.02000	0.2915	0.3255	1082.1	749.7	1200.0	1.0403	0.0343	1.6000	490
495	4089.9	0.02000	0.2941	0.3292	1104.3	741.3	1200.0	1.0499	0.0128	1.6000	495
500	4236.2	0.02000	0.2968	0.3330	1126.7	732.8	1200.0	1.0594	0.0000	1.6000	500

* Condensada de "Thermodynamic Properties of Steam", por Joseph H. Keenan y Frederick G. Keyes, John Wiley & Sons, Inc., New York, 1937.

Tabla 9.1. Propiedades del vapor de agua saturado.

Enfriadores

Fluido caliente	Fluido frío	U_D total
Agua	Agua	250-500*
Metanol	Agua	250-500*
Amoníaco	Agua	250-500*
Soluciones acuosas	Agua	250-500*
Sustancias orgánicas ligeras ¹	Agua	75-150
Sustancias orgánicas medias ²	Agua	50-125
Sustancias orgánicas pesadas ³	Agua	5- 75
Gases	Agua	2- 50
Agua	Salmuera	100-200
Sustancias orgánicas ligeras	Salmuera	40-100

Calentadores

Fluido caliente	Fluido frío	U_D total
Vapor de agua	Agua	200-700*
Vapor de agua	Metanol	200-700*
Vapor de agua	Amoníaco	200-700*
Vapor de agua	Soluciones acuosas:	
Vapor de agua	menos de 2.0 cp	200-700
Vapor de agua	Más de 2.0 cp	100-500*
Vapor de agua	Sustancias orgánicas ligeras	50-100
Vapor de agua	Sustancias orgánicas medias	100-200
Vapor de agua	Sustancias orgánicas pesadas	6-60
Vapor de agua	Gases	5-50*

Intercambiadores

Fluido caliente	Fluido frío	U_D total
Agua	Agua	250-500*
Soluciones acuosas	Soluciones acuosas	250-500*
Sustancias orgánicas ligeras	Sustancias orgánicas ligeras	40-75
Sustancias orgánicas medias	Sustancias orgánicas medias	20-60
Sustancias orgánicas pesadas	Sustancias orgánicas pesadas	10-40
Sustancias orgánicas pesadas	Sustancias orgánicas ligeras	30-60
Sustancias orgánicas ligeras	Sustancias orgánicas pesadas	10-40

¹ Las sustancias orgánicas ligeras son fluidos con viscosidades menores de 0.5 centipoises e incluyen benceno, tolueno, acetona, etanol, metil-etil-cetona, gasolina, kerosén y nafta.

² Las sustancias orgánicas medias tienen viscosidades de 0.5 a 1.0 centipoises e incluyen kerosén, strawoll, gasoil caliente, aceite de absorbedor caliente y algunos crudos.

³ Sustancias orgánicas pesadas tienen viscosidades mayores de 1.0 centipoises e incluyen gasoil frío, aceites lubricantes, petróleo combustible, petróleo crudo reducido, brea y asfalto.

* Factor de obstrucción 0.001.

* Caída de presión de 20 a 30 lb/plg².

* Estas tasas están influenciadas grandemente por la presión de operación.

Tabla 9.2. Valores recomendados de los coeficientes totales para diseño. Los valores incluyen un factor de obstrucción total de 0.003 y caída de presión permisible de 5 a 10 psi en la corriente que controle.