

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO
FACULTAD DE QUIMICA

**DISEÑO DE UN EVAPORADOR PARA LA
CONCENTRACION FINAL DE LICOR NE-
GRO EN PLANTAS DE CELULOSA KRAFT**

145

T E S I S
QUE PARA OBTENER EL TITULO DE
INGENIERO QUIMICO
P R E S E N T A

RUY ARMANDO GUTIERREZ GARZA

MEXICO, D. F.

1974



Universidad Nacional
Autónoma de México

Dirección General de Bibliotecas de la UNAM

Biblioteca Central



UNAM – Dirección General de Bibliotecas
Tesis Digitales
Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS ©
PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

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

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

CLAS. 1974
ADQ. Mt ~~139~~ 139
FECHA
PROC. tesis 14



QUIMICA

REPRODUCIDO OTRO MODO

JURADO ASIGNADO

SEGUN EL TEMA: **PRESIDENTE** : **PROF. ERNESTO RIOS MONTERO.**
 VOCAL : **PROF. MARIO GUEVARA VERA.**
 SECRETARIO : **PROF. CARLOS DOORMAN MONTERO.**
 1er. SUPLENTE: **PROF. PABLO ALDRETT CRUZ.**
 2o. SUPLENTE : **PROF. CUTBERTO RAMIREZ CASTILLO.**

SITIO DONDE SE DESARROLLO EL TEMA:
"FABRICAS DE PAPEL LORETO Y PEÑA POBRE, S. A."
UNIDAD CELULOSA.

SUSTENTANTE : **RUY ARMANDO GUTIERREZ GARZA.**

ASESOR DEL TEMA : **ING. Q. MARIO GUEVARA VERA.**

Con gratitud y cariño a mis padres y
hermanos.

Como muestra de respeto a mis maestros.

Con un recuerdo afectuoso a mis amigos
y compañeros de trabajo.

A Emma.

I N D I C E .

- I.- Introducción.
- II.- Descripción de la operación de recuperación.
- III.- Análisis del sistema de evaporación convencional.
- IV.- Principios de cálculo relativos al sistema de evaporación.
- V.- Desarrollo del sistema de evaporación a múltiple efecto, involucrando el equipo de circulación forzada.
- VI.- Determinación de las condiciones de operación idóneas para el equipo de circulación forzada.
- VII.- Tratamiento final y resultado.
- VIII.- Conclusiones.
- IX.- Bibliografía.

CAPITULO I

INTRODUCCION .

Durante la operación de recuperación de reactivos que se efectúa en la producción de celulosa al sulfato o celulosa "Kraft", se sigue una etpa de concentración del licor negro constituido por compuestos orgánicos e inorgánicos de los álcalis empleados en el cocimiento de las virutas de madera, reactivos que por necesidades económicas inherentes al proceso es preciso recuperar.

Esta etapa de concentración se ha venido desarrollando, a veces parcialmente, en un sistema de evaporación de múltiple efecto, con 4 a 6 pasos a contracorriente en unidades de tubos largos verticales; sin embargo, la experiencia bajo ciertas condiciones de operación en este equipo, nos muestra índices elevados de incrustación en los primeros efectos, que se tornan particularmente importantes en el primero, las mas de las veces, - lo suficiente que expongan seriamente la marcha adecuada del proceso.

El desarrollo de una modificación que pudiera resolver el problema - ya esbozado, es el objetivo perseguido en el presente trabajo; como se observará mas adelante, se adopta el criterio de sustituir aquel primer efecto por un evaporador de circulación forzada, que parece el único medio de contrarrestar los efectos negativos del flujo pobre e incrustante que se - maneja, mediante las altas velocidades que se obtienen con este sistema.

CAPITULO II

DESCRIPCION DE LA OPERACION DE RECUPERACION.

La industrialización de la madera para la fabricación de pulpa y papel, se ha orientado fundamentalmente a tres tipos de procesos: el de la sosa, sulfato y sulfito, denominaciones derivadas del tipo de reactivos que se utilicen para el cocimiento de las virutas de madera en la digestión.

El proceso al sulfato es una derivación del proceso a la sosa, recibiendo ambos el nombre de procesos alcalinos. Básicamente el proceso al sulfato, utiliza además del hidróxido de sodio del proceso a la sosa, carbonato y sulfuro de sodio; el sulfuro se regenera añadiendo sulfato de sodio y reduciéndolo con carbón (de aquí el término de proceso al sulfato); esta nueva combinación confiere a la pulpa mayor resistencia, por lo cual también se conoce genéricamente como pulpa "Kraft" (del sueco "resistente").

Estos reactivos empleados en la digestión, se integran junto al material orgánico de la madera: celulosa, lignina, pentosanas y otros, al flujo denominado "licor negro", que siguiendo el proceso deberá separarse de la pulpa en la operación de lavado, y conducido al proceso de recuperación de reactivos en donde deben regenerarse los álcalis del cocimiento, de acuerdo a un tratamiento que es fundamental para la economía del proceso.

La operación de recuperación, debe captar los licores agotados del cocimiento y llevarlos a condiciones tales que puedan ser alimentados nuevamente al digestor, para ello deben seguirse las siguientes fases o etapas:

- 1.- Evaporación.
- 2.- Incineración.

3.- Lexiviación.

4.- Caustificación.

5.- Sedimentación.

Más estrictamente la operación deberá cumplir dos funciones básicas:

a) Eliminar la materia orgánica removida en la degestión por el ata que alcalino.

b) Regenerar el álcali presente, cubriendo las mermas del mismo ori ginadas en el curso del proceso.

Esta segunda función comienza con la adición de sulfato de sodio pre via a la operación de recuperación. En estas condiciones, el licor negro debe entrar en la etapa de evaporación.

1.- Evaporación: El licor negro que contiene 15%-22% de sólidos, debe - concentrarse inicialmente hasta 45%-55% de sólidos en un sistema de evapo ración de múltiple efecto a contracorriente con 4 a 6 pasos. La discusión de este sistema se presentará con amplitud en el próximo capítulo.

El licor concentrado previamente se pasa en ocasiones a un evaporador de contacto directo en donde la concentración del licor suele llevarse has ta 70% en sólidos. Los evaporadores de contacto directo pueden ser: evapo radores de cascada ó evaporadores de pulverización.

En ambos casos el licor negro entra en contacto con una corriente de gases de caldera que arrastrando agua del licor, logran el efecto persegui do. En el evaporador de cascada o discos, el contacto se realiza por la - exposición continuada a la corriente gaseosa de un rotor con discos o ba-- rras que se impregnan de licor sumergiéndose en el seno del mismo. El eva porador de pulverización o secador de pulverización, atomiza el licor por medio de toberas en la mencionada corriente gaseosa, logrando una evapora ción instantánea que deja el material prácticamente en estado sólido.

2.- Incineración: Si el licor negro concentrado es del evaporador de cas cada, se pasará inicialmente por un secador rotatorio en donde el material debe pasar al estado sólido para ser conducido al horno de fusión. El secador rotatorio es un cilindro recubierto con material refractario, inclinado cerca de la horizontal que gira lentamente (1-2 r.p.m.) y en su movimiento arrastra los lodos dejándolos caer en el seno de los gases de combustión, aproximándolos cada vez más al extremo de la descarga. El medio secante circula en contracorriente respecto al producto húmedo.

En el horno de fusión se efectúa la combustión de la materia orgánica y la conversión del sulfato de sodio adicionado a los licores agotados del cocimiento a sulfuro de sodio por la reducción con el carbón en la zona re ductora del horno, a más ó menos 850°C - 1100°C convirtiendo el 90% del sul fato a sulfuro.

Cabe hacer notar que se dispone generalmente de un sistema de recupe ración de los polvos finos de álcali, que son arrastrados por la corriente ga seosa en el horno; el dispositivo es un precipitador electrostático que los conduce periódicamente a los tanques de lexiviación.

Las reacciones que se presentan en esta etapa son bastante complicadas, distinguiéndose dos zonas de reacción en el horno: la de oxidación, que es donde se introduce el aire primario, y la de reducción donde se produce el agotamiento del oxígeno del aire primario; sin embargo, las reacciones mas importantes son las siguientes:

Para la zona de oxidación:

- a) Descomposición de la materia orgánica.



- b) Reacción entre el bióxido de carbono y el hidróxido de sodio libre



Zona Reductora:

- a) Reducción del sulfato de sodio.



y como reacción secundaria.



- b) El sulfuro reacciona también con el bióxido de carbono.



Es importante el control adecuado de la concentración del licor en la alimentación al horno, pues variaciones en ambos sentidos a la óptima, pueden conducir a problemas en la combustión; asimismo debe cuidarse con esmero la alimentación de aire de combustión en cuanto a cantidad y temperatura a fin de garantizar una combustión completa y eficaz, por ello, en ocasiones se utilizan entradas de aire secundario en las partes altas del horno.

El producto formado que contiene en gran proporción, carbonato y sulfuro de sodio mezclados con materia orgánica, sale del horno como una masa fundida que deberá conducirse a los tanques de lexiciviación, en donde se disuelve con el licor débil del sistema que contiene básicamente aguas procedentes del lavado de los lodos de carbonato de calcio derivadas de la operación de sedimentación.

3.- Lexiviación: El material fundido del horno se introduce pues en el primero de una serie de tanques que deberá contener el licor mas concentrado, dejando el final con el licor más débil, para las cenizas casi exhaustas. Los tanques poseen fondos a manera de mallas para retener las cenizas, y el licor puede separarse del carbón por decantación.

La solución así obtenida se denomina licor verde por su color característico y deberá someterse a un proceso de clarificación para separar porciones insolubles, que en su mayor parte se constituyen de trozos de carbón

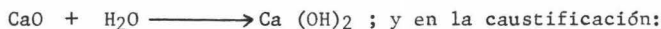
que deben eliminarse del sistema.

4.- Caustificación: El licor verde obtenido, debe someterse a la acción del hidróxido de calcio que se produce normalmente por separado mediante el apagado de la cal viva. La caustificación se realiza en tanques cilíndricos provistos de inyectores de aire, agitadores de alta velocidad y serpentines de vapor que elevan la temperatura de reacción a 80°C - 85°C que es la óptima para el sistema. Esta operación puede ser intermitente, en uno o varios tanques en serie o en ciclo, y aunque poco frecuentemente, el apagado y la caustificación se efectúan juntos.

En el proceso continuo, independientemente a la caustificación, la cal se tritura normalizando el tamaño de las piezas de óxido de calcio que se alimentan al equipo de apagado; éste es un cilindro inclinado rotatorio en donde se logra el completo mezclado y desintegración de la cal; asimismo se eliminan adecuadamente partículas grandes indeseables en la operación.

Durante la caustificación, de manera que se integre a la reacción, se le añaden carbonato de sodio, a fin de compensar las pérdidas de compuestos de sodio durante la combustión y lavado.

La reacción que se efectúa en el equipo de apagado de cal, es la siguiente:



5.- Sedimentación: La solución de hidróxido y sulfuro de sodio debe entonces separarse del carbonato de calcio e impurezas, (silicatos sobre todo, provenientes de la cal); la solución así obtenida se denominará licor blanco y será alimentada a las unidades de digestión.

El sistema está formado de tres tanques "asentadores" que operan en la siguiente forma: en el tanque de alimentación se drenan lodos de carbonato de calcio que contienen cantidades relativamente altas de álcali, al

segundo tanque. El derrame es el licor caustificado buscado, que esta en condiciones de operar el cocimiento.

En el segundo tanque, los lodos del primero se mezclan con el derrame de lavados del tercero, produciéndose a su vez un licor débil que es precisamente la base en la operación de lexicivación, inadecuado para utilizarse directamente en la digestión; los lodos de este segundo tanque se llevan al tercero en donde se adiciona agua de lavado fresca, destinando los lodos de este último al horno de calcinación.

En las unidades, la sedimentación debe ayudarse con rastrillos girando lentamente sobre el piso inclinado del tanque que arrastrarán los sólidos al drenado.

Finalmente, en tanto el licor blanco completa el ciclo de recuperación, en el horno de calcinación, el carbonato de calcio se regenera a óxido de calcio, quedando en condiciones de utilizarse nuevamente en la caustificación.

La reacción que se verifica en el horno es la siguiente:



A fin de hacer mas objetivo lo expuesto, juzgamos oportuno mostrar el diagrama de flujo correspondiente; véase la figura 2.1.

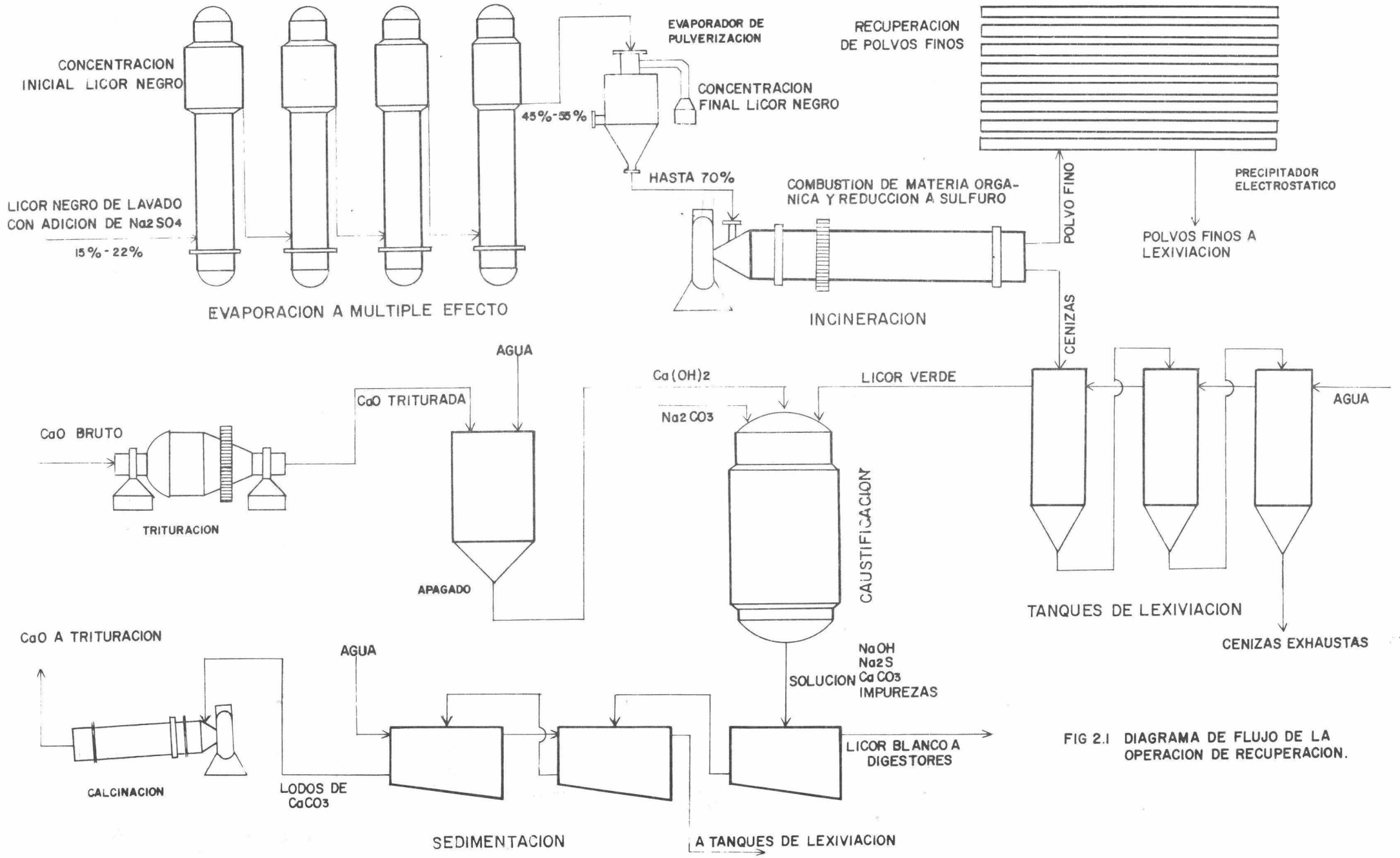


FIG 2.1 DIAGRAMA DE FLUJO DE LA OPERACION DE RECUPERACION.

CAPITULO III.

ANALISIS DEL SISTEMA DE EVAPORACION CONVENCIONAL.

Como hemos observado, el proceso de recuperación de reactivos que se efectúa en la producción industrial de celulosa al sulfato, involucra la evaporación química del licor negro. Los rasgos sobresalientes del sistema de evaporación convencional se ofrecen a continuación, complementándose con un diagrama típico del sistema al final de este capítulo.

Evaporación a múltiple efecto. En este caso, como en cualquier proceso de evaporación, el costo más importante es el derivado del vapor vivo requerido por el sistema, de ahí que cualquier método que permita abatir esta demanda, sea importante por su economía.

Idealmente, la razón en peso de agua evaporada por vapor vivo alimentado al sistema, sería igual al número de efectos; sin embargo, en la práctica el incremento del calor latente de vaporización con la disminución de presión, las pérdidas adicionales de calor por radiación y los incrementos del punto de ebullición provocados por los solutos, vuelven cada vez más exigua la economía a medida que aumenta el número de efectos.

Las limitaciones que presenta el incremento del punto de ebullición en el número de efectos posible, son especialmente importantes, pues a medida que el número de efectos se incrementa, la suma de elevaciones en el punto de ebullición por efecto es mayor, disminuyendo correspondientemente el potencial de temperatura disponible. Además de existir un límite en el gradiente de temperatura efectivo por debajo del cual un evaporador de circulación natural no funciona, los requerimientos de superficie de transferencia se incrementan al disminuir el potencial de temperatura, basta analizar la ecuación general de Fourier.

Por otra parte, habremos de considerar que los requerimientos de superficie de transferencia aumentan proporcionalmente al abatimiento de los requerimientos de vapor; así, para una misma carga de evaporación la superficie de transferencia se multiplica tantas veces como número de efectos se introduzca. En general puede estimarse que el número de efectos más económico, se determina de un balance óptimo entre los requerimientos de vapor y superficie de transferencia requeridos.

Casi universalmente, la Industria de Pulpa y Papel ha seleccionado equipos de 4 a 6 efectos, de acuerdo a consideraciones que se fundamentan en los principios expuestos.

Las unidades de evaporación se prefieren de tubos verticales largos, en donde los tubos usualmente van de 31.8 mm. a 50.8 mm. B.W.G. de diámetro y de 3.66 m. a 6.10 m. de longitud.

El flujo de licor se alimenta desde abajo por el interior de los tubos en un solo paso; el licor hierve en el interior del haz, ocasionando un flujo natural hacia arriba.

Este tipo de evaporador ofrece coeficientes relativamente altos comparados con los obtenidos en otros evaporadores de circulación natural, pero es impropio cuando se manejan flujos viscosos e incrustantes, pues además de ofrecer coeficientes sensiblemente bajos, permite la formación de depósitos con facilidad; el licor negro tiene esta particularidad.

Métodos de alimentación. A pesar de que son posibles diversos métodos de alimentación, los sistemas de evaporación a múltiple efecto, usualmente se alimentan en serie, bien en la misma dirección que el vapor llamada en paralelo, o en dirección contraria llamada a contracorriente.

Cuando se evapora licor negro siempre se emplea alimentación a contracorriente, ya que es preferible cuando la carga entra fría como en el caso que nos ocupa; la alimentación en paralelo es recomendable cuando se ali-

menta a una temperatura igual o mayor a la máxima de ebullición del sistema. A pesar de que la alimentación a contracorriente requiere de bombas de trasiego entre los efectos dada la distribución de presión, generalmente las relaciones de temperatura contrarrestan esta desventaja, pues la economía del vapor es mayor en la alimentación a contracorriente. Además cuando el flujo concentrado hierve cada vez a temperatura mas alta se favorece la influencia de la viscosidad en los coeficientes de transferencia térmica.

En la práctica pueden encontrarse algunas peculiaridades en el sistema de alimentación a contracorriente; suele dividirse la alimentación a los dos últimos efectos con objeto de disminuir el volúmen de las cámaras de vaporización que se requerirían, si se alimentara todo el flujo en serie a través de ellas. También en ocasiones se divide el primer efecto en dos cuerpos, fraccionando igualmente el flujo total; en ambos casos también se promueve un incremento en los coeficientes de transferencia, con el aumento de la velocidad de flujo.

En este tipo de procesos las líneas de licor, vapor y condensados, se diseñan en arreglos tales, que permitan a cualquier efecto salir de la línea de proceso con propósitos de mantenimiento.

Condensadores. Los sistemas de múltiple efecto para la concentración de licor negro, operan siempre con el último efecto a vacío, por lo que una de las consideraciones importantes de diseño, es la que hace referencia al sistema de condensación que involucra un mecanismo para mantener continuamente el vacío requerido. Aunque la técnica de recompresión de vapor encuentra cada vez mas aplicaciones, en nuestro caso es prohibitiva debido a los elevados requerimientos de energía necesarios para efectuarla.

La escasa calidad del vapor final y la ventaja de lograr el vacío

con la condensación del mismo, conduce al empleo habitual del condensador barométrico con eyectores de aire; especialmente a contracorriente, mas - bien que en flujo paralelo, pues requiere cantidades menores de agua de enfriamiento.

El flujo de agua entra por la parte superior del condensador y mediante charolas se distribuye en forma de cortina o chorros sobre el vapor que asciende, logrando la condensación casi total del mismo. El aire y vapor no condensado se eliminan con el eyector; agua y condensados se descargan por la pierna barométrica que mantiene el vacío por la carga hidrostática ligeramente mayor a la diferencia entre el vacío y la presión atmosférica. Por tanto la pierna barométrica recibe líquido sometido a vacío y descarga el mismo líquido a la presión atmosférica dentro del pozo caliente al final de ésta; puede garantizarse un vacío completo, situando el fondo del condensador a una altura de 10.5 m. sobre el nivel del líquido en el pozo caliente.

Evaporación instantánea. A pesar que en ocasiones se pone en tela de juicio la posible economía del dispositivo de evaporación instantánea, por las complicaciones que entraña y los mayores requerimientos de energía para retirar los condensados del último paso, generalmente se introduce en los sistemas de evaporación de licor negro. Estos tanques "flash", proveen una cantidad adicional de vapor de calefacción, que es recuperado de los condensados cuando encuentran una presión menor que la de equilibrio con el vapor que los originó.

Las cámaras "flash" se intercalan entre los efectos, en donde reciben el condensado del efecto precedente y entregan vapor al siguiente. Suele eliminarse el ubicado entre el primero y segundo efecto y a veces el siguiente, si se prefiere conducirlos a la casa de fuerza.

Los condensados remanentes son conectados en serie, de manera que sean

aprovechados sucesivamente en las siguientes cámaras, hasta que son removidos del sistema por la bomba de condensados.

Ciertos arreglos disponen de una cámara "flash" sobre la línea de descarga del licor concentrado del primer efecto; este aparato además de la producción de vapor extra, logra aumentar un poco la concentración final del licor negro. Este tanque "flash" tiene la particularidad de encontrarse a la presión atmosférica, por lo que los vapores "flash" deben conectarse al efecto cuyo vapor de calefacción se encuentra a esa presión.

Separadores. Estos aparatos se disponen sobre la línea del vapor producido en cada efecto, que funge como elemento calefactor del siguiente. - Su función se limita a retener la pequeña fracción líquida que arrastra el vapor mecánicamente, y se hace mas o menos importante, de acuerdo a la eficiencia de los deflectores situados a la salida del haz de tubos en la cámara de vaporización. Estos deflectores se denominan en ocasiones: "separadores de gotas".

El vapor seco saliendo del separador se conduce entonces al siguiente efecto, mientras la fracción líquida retenida se suma a la descarga de licor del evaporador.

Bombas. Para el servicio de trasiego del licor se prefieren las bombas centrífugas autocebantes, aunque el licor del último efecto por su densidad y viscosidad, a veces conduce a la selección de bombas rotativas de presión positiva o de émbolo buzo de carrera larga y poca velocidad. Es importante que ofrezcan garantía de hermeticidad, provistas de empaquetaduras propias. La extracción de condensados requiere también de bombas centrífugas autocebantes o de émbolo.

Instrumentos de control. La adecuada operación del proceso de evaporación depende del control de las variables en juego. Estas variables son constituidas por las condiciones de proceso que estan sujetas a variacio-

nes, por lo que el conocimiento y mantenimiento controlado de las mismas, es parte muy importante del diseño. Cuando se fijan teóricamente las condiciones de flujo, presión y temperatura, debe cuidarse que se mantengan relativamente constantes cuando el proceso es aplicado físicamente.

Aunque los aparatos de control pueden llegar a cierta sofisticación, el propósito de esta exposición es presentar los requerimientos de control primarios del sistema de evaporación.

Los cuerpos de los evaporadores y el cinturón de calefacción del primer efecto, deben estar provistos de manómetros que permitan tener presente la presión en las cámaras de vaporización y la del vapor vivo de alimentación. Se utilizan casi siempre manómetros de resorte, aunque para presiones inferiores a 0.7 Kg/cm^2 suelen ser inexactos.

Es importante recurrir al empleo de contadores de flujo de agua de enfriamiento, vapor vivo de alimentación, licor de alimentación y licor concentrado final, aunque en estos dos últimos casos, suelen utilizarse tanques medidores de licor.

Generalmente se utilizan termómetros para el registro de temperatura del agua de enfriamiento, licor de alimentación y de la cámara de vaporización del último efecto.

Cuando sea posible, deben introducirse mirillas para inspección visual de las cámaras de vaporización.

Coefficientes de transferencia. Desgraciadamente no se dispone de estudios suficientes acerca del comportamiento de los coeficientes de película individuales para los sistemas de evaporación química. El conocimiento de estos coeficientes sería la única base racional para la obtención de coeficientes formales. Los datos disponibles versan generalmente acerca de coeficientes totales y éstos distan mucho de ser consistentes; por este motivo, generalmente los diseños de sistemas de evaporación química, se nor

man con coeficientes totales aceptados, es decir, los encontrados durante la operación de equipos afines. Es lamentable que equipos tan importantes como éstos, se diseñen de esta forma, pero las propiedades de las soluciones acuosas concentradas, presentan problemas tales que ofrecen pocas alternativas.

Los coeficientes de transferencia en estos evaporadores, se caracterizan por su sensibilidad a influencias insignificantes en las condiciones de funcionamiento, pero puede afirmarse que la velocidad de flujo es el factor más importante, pues el coeficiente de transferencia está estrechamente ligado a la convección.

Cualquier intentona por encontrar expresiones empíricas del comportamiento de coeficientes de transferencia en algún ámbito de operación y fluido dados, deberá tener presente que éstos varían también sensiblemente en razón directa de la temperatura de ebullición y gradiente de temperatura, y en razón inversa a la viscosidad; cualquier modelo que no considere estos factores presentará dificultades en su aplicación.

Distribución de temperatura. Cualquier diseño de sistemas de evaporación múltiple, supone que las temperaturas de vapor vivo de alimentación, licor de alimentación y agua de enfriamiento están determinadas de antemano. Asimismo se conocen el flujo y concentración del licor alimentado y la pretendida concentración final.

Generalmente la temperatura de operación del condensador está también establecida, pero cuando hay oportunidad de seleccionarla, se pretenden a veces vacíos tan altos como sea posible, a fin de aumentar el potencial de temperatura disponible. Sin embargo, puede ocurrir que al operar con vacíos elevados, la influencia de la disminución de los coeficientes, originada por el abatimiento de los puntos de ebullición, contrarreste el efecto del incremento en el potencial de temperatura disponible. Además,

a medida que el vacfo aumenta los requerimientos de agua de enfriamiento rebasan con creces los posibles ahorros en superficie de transferencia - logrados. En general parece razonable el empleo de un vacfo de 660 mm.

Manipulando las condiciones determinadas de operación terminales, - la distribución de temperaturas en el sistema queda también determinada.

El incremento del punto de ebullición que sufre el licor en cada evaporador, ocasiona que la temperatura del vapor producido, esté a una temperatura menor igual al incremento, que la de ebullición del licor en la cámara de vaporización.

La suma de los incrementos habidos en cada efecto, sustraídos del - potencial total aparente de temperatura, constituyen el potencial efectivo de temperatura disponible en el sistema. Este potencial disponible, se distribuye más o menos uniformemente entre los efectos, de manera que la suma de todas las diferencias entre, la temperatura del vapor de calefacción y la del licor en ebullición ocurridas en los efectos, sea igual al potencial de temperatura disponible.

Se considera que los condensados salen del evaporador a la misma temperatura que el vapor de calefacción y la descarga de licor concentrado a la de ebullición del efecto correspondiente.

La Incrustación. Hemos expuesto que el licor negro posee características incrustantes marcadas, y que el evaporador de tubos verticales largos no es especialmente apto para manejar este tipo de fluidos; además, hemos analizado las características de diseño más destacadas que han conducido al habitual equipo de evaporación a múltiple efecto. Difícilmente los diseños logran evaluar el alcance de ciertos problemas de operación, que ocurren hasta que los equipos se ponen en funcionamiento; y es por la experiencia de trabajo en este tipo de unidades, que se han apreciado en

toda su magnitud los inconvenientes que originan la incrustación con sus implicaciones.

La formación de incrustaciones en el sistema de evaporación, se debe a que el licor negro presenta una curva de solubilidad invertida; esto es, que su solubilidad decrece al aumentar la temperatura; si ello se auna al incremento de concentración, puede deducirse que el problema se hace mas serio a medida que el licor avanza hacia el primer efecto.

La formación de depósitos ocasiona en principio una disminución de la rapidez de transmisión de calor y así de la capacidad del sistema de evaporación. Pero frecuentemente el problema se vuelve mas serio, pues a menudo hay necesidad de remover mecánicamente las incrustaciones e inclusive reponer parte del equipo irreparablemente deteriorado. Obviamente esta mecánica mina seriamente la economía del proceso de recuperación.

Aparentemente en forma general, los depósitos que ofrecen características desproporcionadas, ocurren con licores concentrados mas allá del 37% en peso; esta concentración característica es manejada siempre por el primer efecto, al que de acuerdo con las condiciones de operación, se alimentan flujos del 26% al 36% en peso de sólidos.

Cuando un flujo ofrece características incrustantes, no puede evitarse su acción pero si limitarse, y la única posibilidad razonable para lograrlo es utilizando grandes velocidades de circulación.

Dadas las características del problema, puede inferirse que la introducción de un sistema de flujo a gran velocidad para el primer efecto, puede ofrecer resultados satisfactorios. El desarrollo de esta alternativa en el sistema de evaporación clásico, obedece consideraciones económicas difícilmente ponderables, ya que la incrustación, como puede observarse, se ofrece en términos poco apropiados para tratarse estadísticamente y poderse generalizar a todos los casos. Pero seguramente, no pocas instalaciones industria

les podrían inclinarse por la adopción de un sistema que resuelva su problema particular.

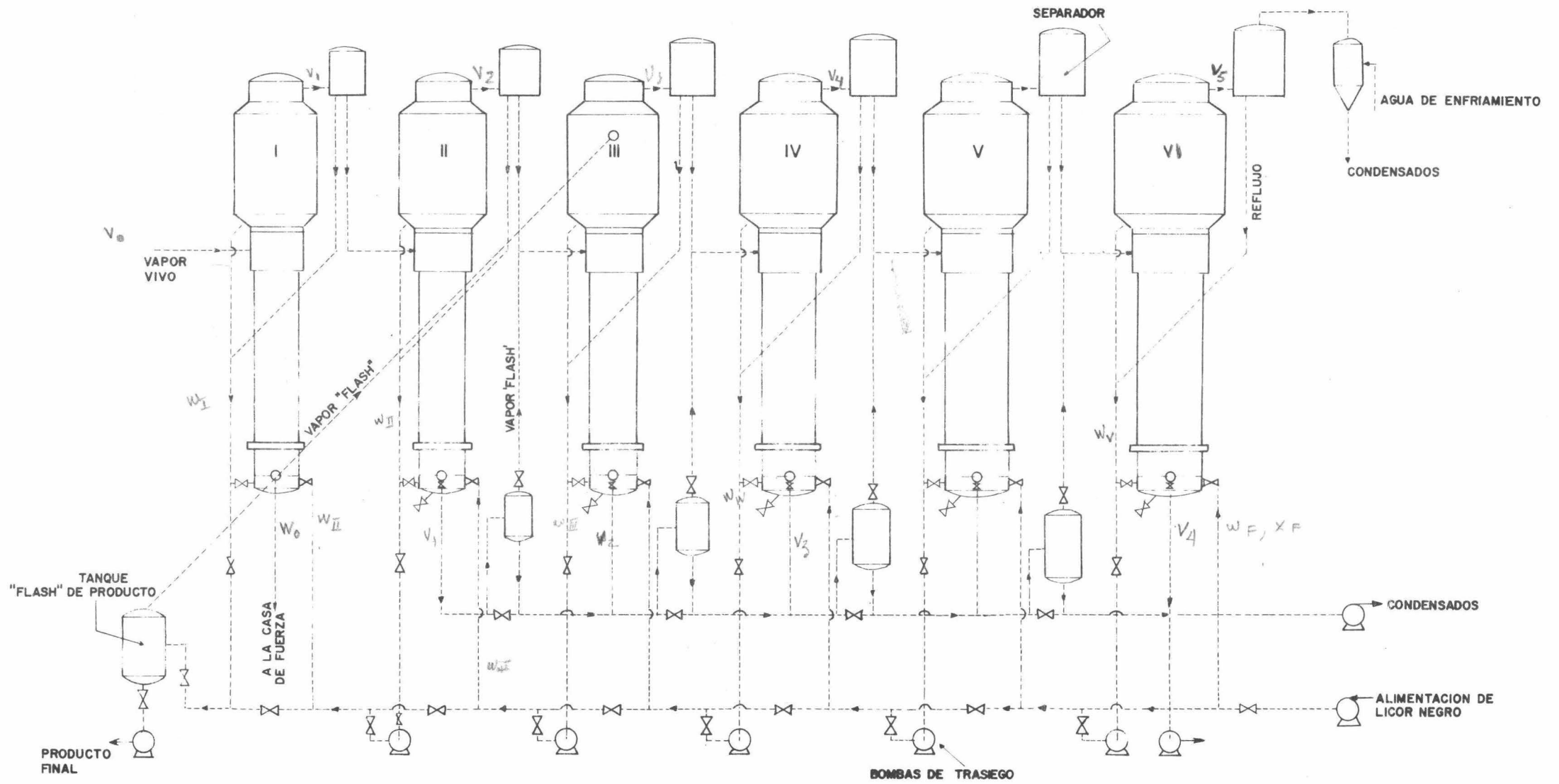


FIG 3.1 SISTEMA DE EVAPORACION CONVENCIONAL A MULTIPLE EFECTO .
 DIAGRAMA TIPICO DE UN SEXTUPLE EFECTO.

CAPITULO IV

PRINCIPIOS DE CALCULO RELATIVOS AL SISTEMA DE EVAPORACION

Antes de introducirnos formalmente en el diseño del sistema de evaporación de licor negro, habremos de exponer ciertos principios que se utilizarán repetidamente en el desarrollo del sistema de evaporación. Estas consideraciones de diseño, se derivan de un esquema del proceso que compendia los principios analizados en el capítulo anterior, en donde además de involucrar lo relacionado con el primer efecto del sistema convencional, habrá de plantear la interdependencia entre éste y el resto del equipo. Según esto, el desarrollo se apoyará en las siguientes consideraciones generales:

- 1.- Se seleccionará un sistema de evaporación que comprenda 4 a 6 efectos operando a contracorriente.
- 2.- El primer evaporador operará con flujos elevados, tales que aseguren erradicar el problema de incrustación que vienen sufriendo los equipos habituales. Un evaporador de circulación forzada parece la única alternativa.
- 3.- Los evaporadores restantes serán los empleados normalmente de tubos largos verticales.
- 4.- Se dispondrá una cámara de evaporación instantánea, sobre la línea de descarga del licor del primer efecto; asimismo sobre la línea de condensados del segundo efecto y siguientes. Los condensados del primer efecto irán a la casa de fuerza.
- 5.- Sobre la línea de vapor producido en todos los efectos se introducirá un separador.
- 6.- El condensador final será barométrico a contracorriente.
- 7.- La alimentación de licor será en serie a todos los efectos.

- 8.- El sistema se diseñará de acuerdo a las condiciones de operación siguientes, que aunque son hipotéticas, tipifican las condiciones generalmente encontradas en la Industria de Pulpa y Papel.

Flujo de alimentación de licor: $W_F = 60$ Ton/h

Concentración de alimentación de licor: $X_F = 15\%$ en peso.

Temperatura de alimentación de licor: $T_F = 60^\circ\text{C}$

Concentración final de licor: $X_C = 45\%$ en peso.

Temperatura del vapor vivo de alimentación, correspondiente a la presión absoluta: $T_0 = 130^\circ\text{C}$

Temperatura de operación del condensador: $T_n = 52^\circ\text{C}$

- 9.- Algunas de las propiedades del licor negro involucradas en el diseño del sistema de evaporación, están comprendidas en las figuras 4.1, 4.2, 4.3 y 4.4.

Sistemas de evaporación a múltiple efecto. Haciendo referencia a la figura 3.1, para un séxtuple efecto podría establecerse la siguiente nomenclatura:

$I, II \dots VI$: número del efecto correspondiente.

$A_I, A_{II} \dots A_{VI}$: área de transferencia en los respectivos efectos.

$U_I, U_{II} \dots U_{VI}$: coeficiente de transferencia térmica en los respectivos efectos.

$Q_I, Q_{II} \dots Q_{VI}$: calor transferido en los respectivos efectos.

$EPE_I, EPE_{II} \dots EPE_{VI}$: elevación del punto de ebullición en los respectivos efectos.

$Cp_I, Cp_{II} \dots Cp_{VI}$: calor específico en los respectivos efectos.

$T_I, T_{II} \dots T_{VI}$: temperatura de ebullición del licor en los respectivos efectos.

$W_I, W_{II} \dots W_{VI}$: flujo de licor saliendo de los respectivos efectos.

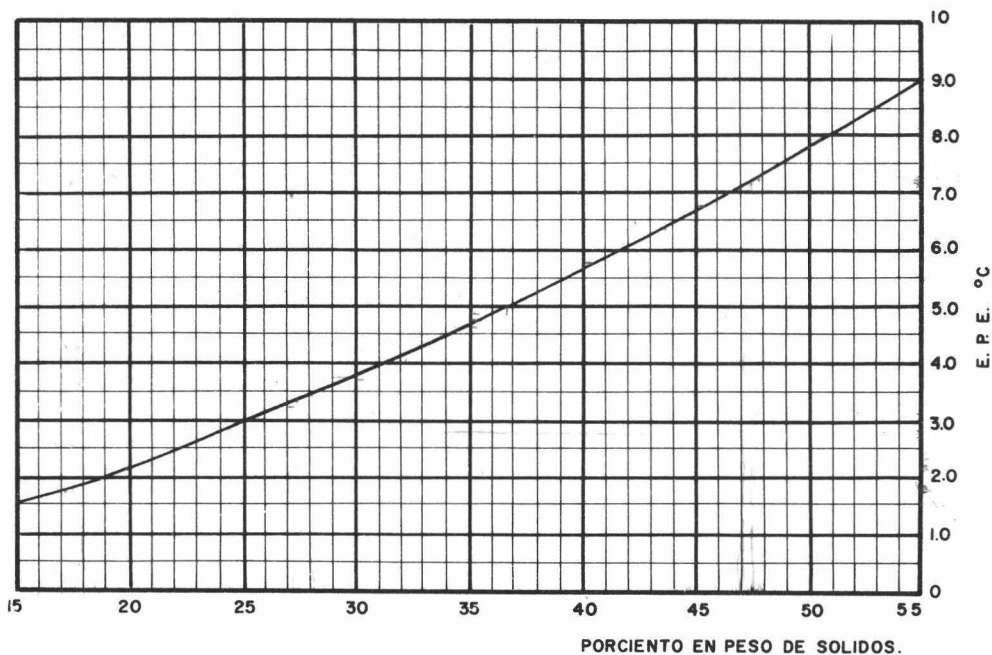


FIG 4.1 ELEVACION DEL PUNTO DE EBULLICION, LICOR NEGRO AL SULFATO.

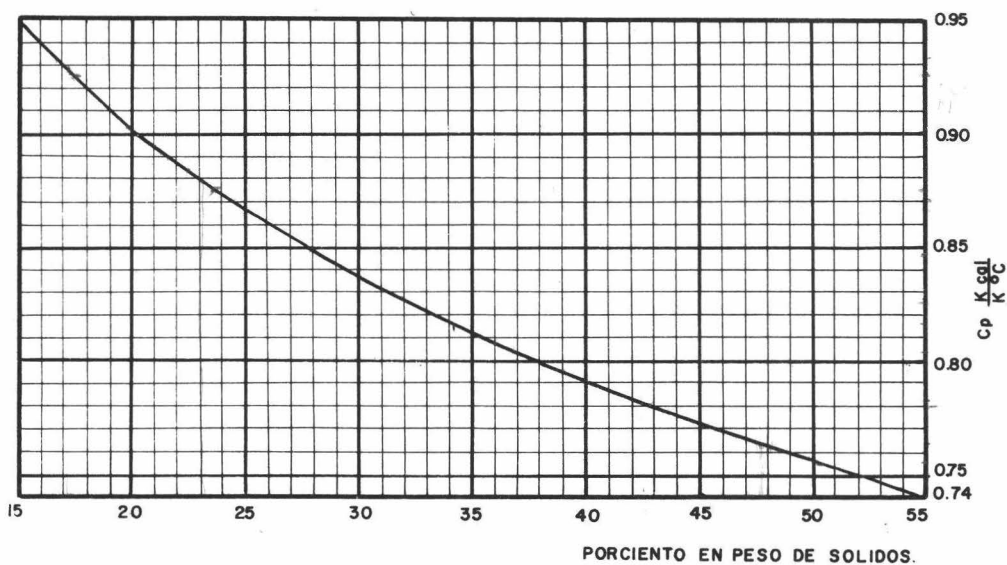


FIG 4.2 CALOR ESPECIFICO, LICOR NEGRO AL SULFATO.

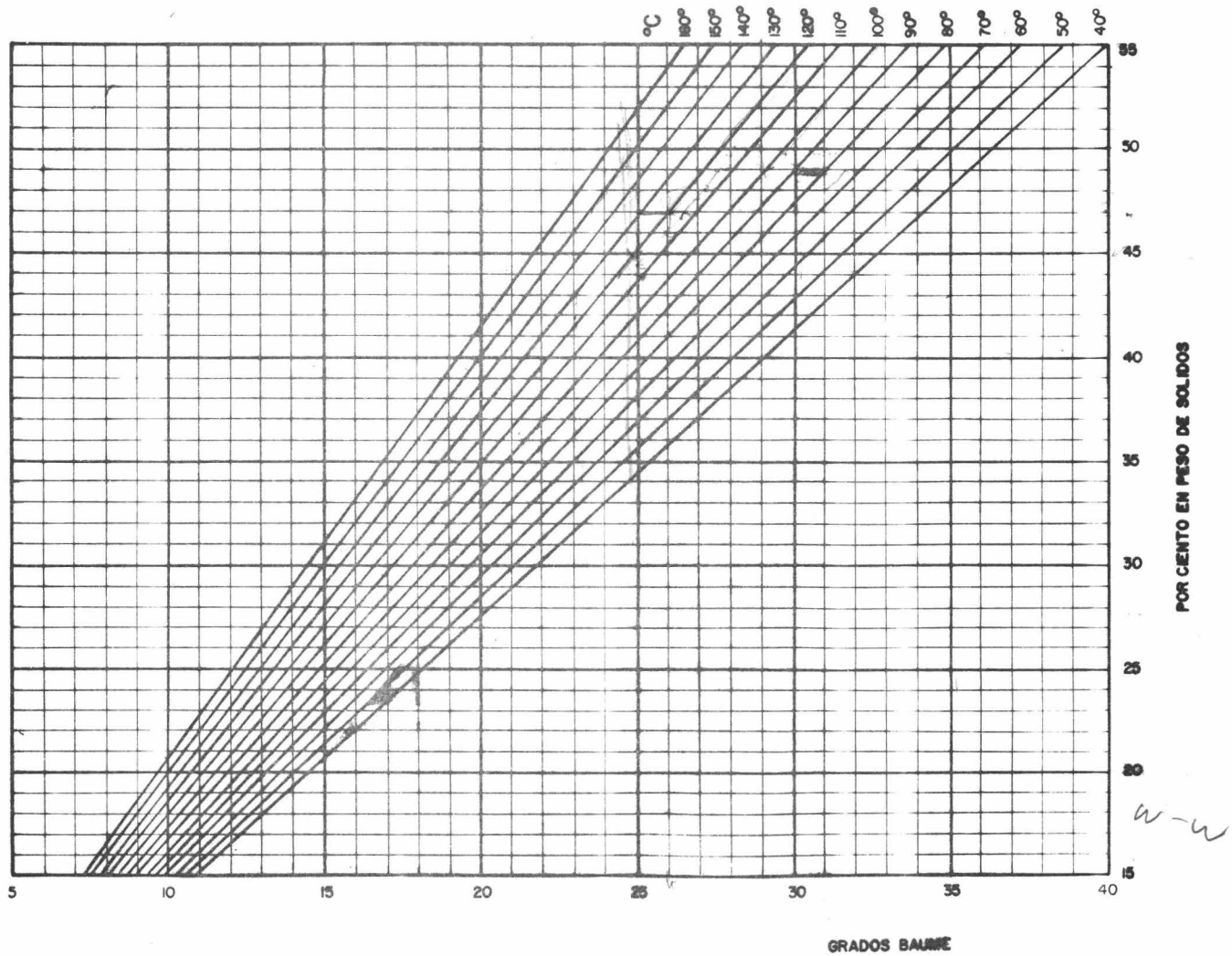


FIG 4.3 DENSIDAD RELATIVA, LÍQUOR NEGRO AL SULFATO.

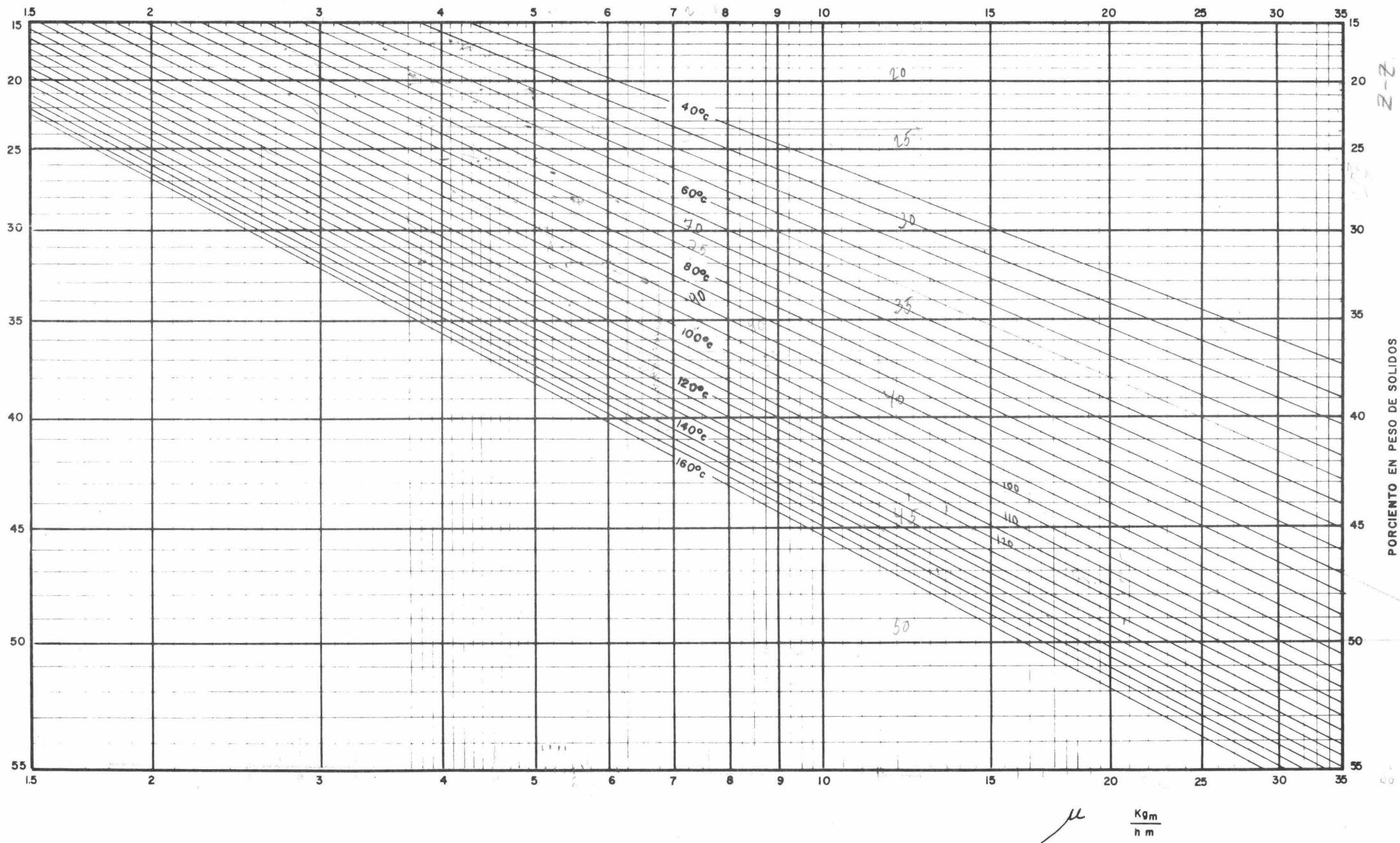


FIG 4.4 VISCOSIDAD, LICOR NEGRO AL SULFATO

$X_{I}, X_{II} \dots X_{VI}$: concentración en peso de licor saliendo de los respectivos efectos.

$T_1, T_2 \dots T_6$: temperatura del vapor producido saliendo de los respectivos efectos.

$V_1, V_2 \dots V_6$: flujo de vapor producido en los efectos respectivos.

$\lambda_1, \lambda_2 \dots \lambda_6$: calor latente del vapor producido en los efectos respectivos.

T_0 : temperatura del vapor vivo alimentado.

V_0 : flujo de vapor vivo alimentado.

λ_0 : calor latente del vapor vivo alimentado.

T_F : temperatura del licor negro alimentado.

W_F : flujo de licor negro alimentado.

X_F : concentración inicial de licor negro.

T_C : temperatura de licor concentrado saliendo de la cámara "flash".

λ_C : calor latente del vapor producido en la cámara de vaporización de licor concentrado.

W_C : flujo de licor concentrado saliendo de la cámara "flash".

X_C : concentración final de licor saliendo de la cámara "flash".

C_{pC} : calor específico del licor en la cámara "flash".

E_{pC} : elevación del punto de ebullición del licor en la cámara "flash".

V_C : vapor producido en la cámara "flash".

Del balance global de materiales, puede conocerse inmediatamente el flujo final y consecuentemente la evaporación total, dado que son conocidos el flujo y concentración inicial de licor, así como su concentración final.

Por tanto:

$$W_C = \frac{X_F W_F}{X_C} \quad (4.1)$$

$$\Sigma V = V_C + V_1 + V_2 + V_3 + V_4 + V_5 + V_6 = W_F - W_C \quad (4.2)$$

Las corrientes parciales no pueden conocerse directamente, pues están en función de la distribución de temperaturas en el sistema, las expresiones de balance en cada cuerpo serán:

$$\begin{aligned} W_C &= W_I - V_C \\ W_I &= W_{II} - V_1 \\ W_{II} &= W_{III} - V_2 \\ W_{III} &= W_{IV} - V_3 \\ W_{IV} &= W_V - V_4 \\ W_V &= W_{VI} - V_5 \\ W_{VI} &= W_F - V_6 \end{aligned} \quad (4.3)$$

La distribución de temperatura se calcula de las ecuaciones de balance de calor. Sin embargo, la determinación de estas temperaturas constituye -- un caso típico de tanteos en función del área de transferencia relativa en los efectos, ya que son mutuamente interdependientes. Las ecuaciones de balance son:

$$\begin{aligned} V_C \lambda_C &= W_I C_{PC} (T_I - T_C) \\ Q_I = V_0 \lambda_0 &= W_{II} C_{PI} (T_I - T_{II}) + V_1 \lambda_1 \\ Q_{II} = V_1 \lambda_1 &= W_{III} C_{PII} (T_{II} - T_{III}) + V_2 \lambda_2 \\ Q_{III} = V_2 \lambda_2 &= W_{IV} C_{PIII} (T_{III} - T_{IV}) + V_3 \lambda_3 \\ Q_{IV} = V_3 \lambda_3 &= W_V C_{PIV} (T_{IV} - T_V) + V_4 \lambda_4 \\ Q_V = V_4 \lambda_4 &= W_{VI} C_{PVI} (T_V - T_{VI}) + V_5 \lambda_5 \\ Q_{VI} = V_5 \lambda_5 &= W_F C_{PVI} (T_{VI} - T_F) + V_6 \lambda_6 \end{aligned} \quad (4.4)$$

La diferencia de temperatura entre el vapor vivo de alimentación y la de operación del condensador, constituye el potencial aparente de temperatura: ΔT_a . El potencial efectivo de temperatura: ΔT_e , como hemos visto,

es el potencial aparente corregido por la elevación del punto de ebullición.

Las expresiones que los relacionan son las siguientes:

$$\Delta T_a = T_o - T_n \quad (4.5)$$

$$\Sigma \text{EPE} = \text{EPE}_I + \text{EPE}_{II} + \text{EPE}_{III} + \text{EPE}_{IV} + \text{EPE}_V + \text{EPE}_{VI} \quad (4.6)$$

$$\Delta T_e = \Delta T_a - \Sigma \text{EPE} = (T_o - T_I) + (T_I - T_{II}) + (T_2 - T_{III}) + \\ + (T_3 - T_{IV}) + (T_4 - T_V) + (T_5 - T_{VI}) \quad (4.7)$$

Pues la distribución de temperaturas locales, puede escribirse como sigue: debe observarse el efecto de la elevación del punto de ebullición, en la temperatura del vapor producido en cada efecto.

$$T_1 = T_I - \text{EPE}_I$$

$$T_2 = T_{II} - \text{EPE}_{II}$$

$$T_3 = T_{III} - \text{EPE}_{III}$$

$$T_4 = T_{IV} - \text{EPE}_{IV}$$

$$T_5 = T_V - \text{EPE}_V$$

$$T_6 = T_{VI} - \text{EPE}_{VI} \quad (4.8)$$

Por último, las ecuaciones de transferencia para la estimación del área requerida en cada efecto, aparecen enseguida.

$$Q_I = U_I A_I (T_o - T_I)$$

$$Q_{II} = U_{II} A_{II} (T_1 - T_{II})$$

$$Q_{III} = U_{III} A_{III} (T_2 - T_{III})$$

$$Q_{IV} = U_{IV} A_{IV} (T_3 - T_{IV})$$

$$Q_V = U_V A_V (T_4 - T_V)$$

$$Q_{VI} = U_{VI} A_{VI} (T_5 - T_{VI}) \quad (4.9)$$

Deliberadamente no se han tomado en cuenta los efectos de radiación térmica y la carga de vapor adicional producida por efecto "flash", a fin de exponer el procedimiento de cálculo con mayor claridad.

Las expresiones propuestas se establecen de acuerdo a las siguientes consideraciones principales:

- 1.- El condensado sale del cinturón de calefacción a la temperatura de saturación de su vapor.
- 2.- El vapor alimentado y producido en cada efecto se condensa íntegramente en el siguiente.
- 3.- El recalentamiento del vapor, no afecta la diferencia de temperatura disponible.
- 4.- La solución en ebullición esta a una temperatura uniforme.
- 5.- La solución alimentada a los efectos se considera a la temperatura de ebullición del precedente.
- 6.- Los incrementos en el punto de ebullición, no afectan el calor latente de vaporización del vapor producido, computado en las tablas de vapor.
- 7.- Se considera que no existe aumento de punto de ebullición por influencia de la carga hidrostática.
- 8.- El licor retornado por los separadores, no afecta el balance térmico.
- 9.- No existen efectos térmicos como resultado de la concentración del licor.
- 10.- El evaporador de circulación forzada del primer efecto, se comporta en sus condiciones terminales como cualquiera de los otros evaporadores convencionales.

A continuación se establece un procedimiento de cálculo del sistema de evaporación, aunque pueden formularse varios con igual efectividad. Podemos resumir las variables que directa o indirectamente se determinan de las consideraciones iniciales: W_F , W_C , ΣV , T_F , T_0 , T_6 , T_C , λ_0 , λ_6 , λ_C , X_F , X_C , C_{pF} , C_{pC} , EPE_G , ΔT_a , U_I , U_{II} , U_{III} , U_{IV} , U_V y U_{VI} . (Los coeficientes están en función de ciertas condiciones de operación, como se observara en el estudio relativo a los mismos; pero no hemos querido introducirnos a ellos, con objeto de simplificar este desarrollo).

Con el propósito de deducir las propiedades físicas del licor negro exclusivamente, puede plantearse la hipótesis de que la evaporación esta uniformemente distribuida entre los efectos, despreciando la evaporación final en la cámara "flash". Esta suposición por supuesto no es correcta, pero - constituye una buena aproximación a la realidad.

En el presente trabajo, las propiedades del licor negro se estiman de acuerdo a las condiciones de salida, manteniendo el cálculo del lado seguro.

Calculada la distribución de concentración quedarán establecidas las siguientes variables: EPE_I , EPE_{II} , EPE_{III} , EPE_{IV} , EPE_V , EPE_{VI} , Cp_I , Cp_{II} , Cp_{III} , Cp_{IV} , Cp_V , Cp_{VI} , ΣEPE y ΔT_e .

Obviamente aún el sistema esta indeterminado por lo que se hace una segunda consideración que supone una distribución uniforme del gradiente efectivo de temperatura entre los efectos. Así se determinan: T_1 , T_2 , T_3 , T_4 , T_5 , T_I , T_{II} , T_{III} , T_{IV} , T_V , T_{VI} , λ_1 , λ_2 , λ_3 , λ_4 y λ_5 .

Si volvemos a las ecuaciones (4.2) de balance global de materiales, (4.3) balance parcial de materiales y (4.4) balance de energía por efecto, concluimos que queda planteado un sistema determinado en donde son desconocidos: W_I , W_{II} , W_{III} , W_{IV} , W_V , W_{VI} , V_0 , V_1 , V_2 , V_3 , V_4 , V_5 y V_C .

Resolviendo este sistema, se encontrarán los flujos actuales de vapor y licor, asimismo el calor transferido por efecto, y de las ecuaciones (4.9), se determinan las superficies de transferencia requeridas.

Las consideraciones introducidas, conducen a propósito a normalizar las superficies de transferencia en los efectos, principio generalmente aceptado por su economía. Este criterio no es válido en el caso del evaporador de circulación forzada, en donde se prefiere un área de transferencia diferente, pero es útil para visualizar el procedimiento de análisis del sistema.

Así, los resultados obtenidos bajo las consideraciones anteriores arroja

rán superficies semejantes, de cuya relación se ajustará una nueva distribución de temperatura, tendiente a igualar la superficie de transferencia requerida; puede asegurarse que este ajuste no afecta mucho los flujos actuales.

Las propiedades del licor negro, deben calcularse nuevamente de acuerdo a las concentraciones derivadas de los flujos encontrados.

Este procedimiento se repetirá tantas veces como se requiera, hasta obtener una distribución de temperaturas que arroje áreas constantes; normalmente no se harán necesarias mas de tres intentonas, resultando innecesarias aproximaciones de centésimas de °C, pues ningún cálculo puede hacerse con tal precisión.

Vapor extra. Las complicaciones que introduce en los balances, considerar el vapor extra entregado por las cámaras de evaporación instantánea, y la poca importancia relativa de este vapor respecto al producido en los cuerpos de los evaporadores, orilla a no considerarlos en el análisis del múltiple efecto. Sin embargo, la estimación de flujos de vapor y condensados en las cámaras, es importante para la adecuada selección del equipo involucrado en este dispositivo.

Siguiendo el esquema planteado al principio de este capítulo que hace referencia al séxtuple efecto de la figura 3.1, llamaremos:

A, B, C y D : cámaras de vaporización instantánea de izquierda a derecha, según figura 3.1.

V'₂, V'₃, V'₄ y V'₅ : vapor "flash" entregado a las corrientes de vapor de calefacción del mismo subíndice.

D₁, D₂, D₃, D₄ y D₅ : condensados del vapor de calefacción del mismo subíndice.

D_A, D_B, D_C y D_D : condensados remanentes de las cámaras "flash" respectivas.

h_1, h_2, h_3, h_4 y h_5 : entalpía del condensado saturado del vapor de calefacción del mismo subíndice.

Por inspección de la figura 3.1 pueden postularse las ecuaciones de balance de materiales siguientes:

$$\begin{aligned} D_1 &= V'_2 + D_A \\ D_2 + D_A &= V'_3 + D_B \\ D_3 + D_B &= V'_4 + D_C \\ D_4 + D_C &= V'_5 + D_D \end{aligned} \quad (4.10)$$

Siendo el flujo final de condensados: $D_5 + D_D$

Igualmente las ecuaciones de balance de energía serían:

$$\begin{aligned} D_1 h_1 &= V'_2 \lambda_2 + D_A h_2 \\ (D_2 + D_A) h_2 &= V'_3 \lambda_3 + D_B h_3 \\ (D_3 + D_B) h_3 &= V'_4 \lambda_4 + D_C h_4 \\ (D_4 + D_C) h_4 &= V'_5 \lambda_5 + D_D h_5 \end{aligned} \quad (4.11)$$

Cabe aclarar que el flujo de condensado no es estrictamente, el mismo flujo de vapor de calefacción introducido en los efectos calculado del balance global en el sistema, pero constituye una aproximación inmejorable.

Aclarando lo anterior; aparentemente sería necesario adicionar los flujos "flash" a las corrientes de vapor de las cámaras y por consiguiente al flujo de condensados del paso siguiente. Ello supondría que el flujo de alimentación de condensados a las cámaras "flash" sería un poco mayor, al estimado de la distribución de flujos del balance global que no incluye los efectos del vapor extra. Sin embargo, las demandas de vapor de calefacción para lograr la concentración deseada, se mantienen sensiblemente constantes; el vapor extra, abate los requerimientos de vapor vivo de calefacción al primer efecto, esto es, aumenta la economicidad del sistema; por lo cual el vapor extra no significa mas que una compensación al abatimiento de flujo de vapor vivo de calefacción, se mantiene satisfechas las demandas -

de los efectos, según la carga de vaporización calculada en el balance global. Por tanto, podemos afirmar que:

$$\begin{aligned} D_1 &= V_1 \\ D_2 &= V_2 \\ D_3 &= V_3 \\ D_4 &= V_4 \\ D_5 &= V_5 \end{aligned} \quad (4.12)$$

Además de conocer los flujos de condensados saliendo de cada efecto, son conocidos $h_1, h_2, h_3, h_4, h_5, \lambda_2, \lambda_3, \lambda_4$ y λ_5 , de las condiciones térmicas del vapor o condensado en cada efecto. Introduciendo estos valores en las ecuaciones de balance de materiales (4.10) y balance de energía ---- (4.11), obtendremos los flujos de vapor "flash": V'_2, V'_3, V'_4 y V'_5 , y los flujos de condensados remanentes de las cámaras "flash": D_A, D_B, D_C y D_D .

Condensador. Resulta interesante plantear la expresión de cálculo del requerimiento de agua de enfriamiento para un condensador barométrico a contracorriente. Esta expresión se deduce de un simple balance calorífico; de nominemos:

$$\begin{aligned} T_W &: \text{temperatura de agua de enfriamiento de alimentación: } ^\circ\text{C} \\ T'_W &: \text{temperatura de agua y condensados saliendo del condensador: } ^\circ\text{C} \\ T_6 &: \text{temperatura de operación del condensador: } ^\circ\text{C} \\ V_6 &: \text{flujo de vapor al condensador: Kg/h} \\ W_W &: \text{flujo de agua de enfriamiento: Kg/h} \\ \lambda_6 &: \text{calor latente de vaporización del vapor a condensar: Kcal/Kg} \\ h_0 &: \text{entalpía del agua líquida a } T_0: \text{Kcal/Kg} \\ h_W &: \text{entalpía del agua líquida a } T'_W: \text{Kcal/Kg} \\ V_6 \lambda_6 + V_6 (h_6 - h_W) &= W_W (T'_W - T_W) \end{aligned} \quad (4.13)$$

h_6 y h_W , pueden considerarse numéricamente iguales a T_6 y T_W ya que el

calor específico en el intervalo empleado en condensadores es prácticamente igual a uno. Haciendo esta simplificación tenemos:

$$V_6 \lambda_6 + V_6 (T_6 - T'_W) = W_W (T'_W - T_W) \quad (4.14)$$

Si llamamos $T_a = T_6 - T'_W$ temperatura de aproximación del condensador;

de la sustitución en la expresión tendremos:

$$V_6 \lambda_6 + V_6 T_a = W_W (T_6 - T_a - T_W) \quad (4.15)$$

Finalmente, expresando el flujo de agua: W en lt/min., la ecuación final queda como:

$$W = \frac{V_6 \lambda_6 + V_6 T_a}{60(T_6 - T_a - T_W)} \quad (4.16)$$

La temperatura de aproximación: T_a , para condensadores barométricos a contracorriente se considera habitualmente igual a 8°C . Dada la insignificancia del término: $V_6 T_a$, de ordinario se desprecia por lo que la cantidad de agua requerida en un condensador barométrico se computa de:

$$W = \frac{V_6 \lambda_6}{60(T_6 - T_a - T_W)} \quad (4.17)$$

Coefficientes de transferencia térmica. Durante el desarrollo de este trabajo, una de las preocupaciones importantes, ha sido encontrar alguna expresión empírica que correlacione los datos numéricos de los coeficientes de transferencia térmica que ofrece la literatura.

Como hemos señalado, los equipos de evaporación química muchas veces se diseñan a base de coeficientes totales aceptados pues no se dispone de análisis que permitan estudiarlos a partir de coeficientes de película individuales.

Los coeficientes totales disponibles se expresan en función del efecto ocupado por el evaporador de tubos verticales largos. Es notable que este dato numérico no es adecuado para emplearse en la resolución de un sistema que puede no componerse del mismo número de efectos o estar sujeto a condi--

ciones diferentes de operación a pesar de tratarse del mismo efecto.

Hemos juzgado conveniente, hacer un análisis de los coeficientes totales aceptados, atendiéndolo las diferentes variables que en forma genérica afectan dichos coeficientes; de manera que pueda derivarse alguna función del coeficiente, que involucre estas variables de proceso.

Se han atendido variables como: temperatura de operación del evaporador, gradiente de temperatura, concentración del licor, propiedades físicas del licor, procurando correlacionar éstas con los coeficientes totales disponibles, y finalmente hemos hallado una expresión que en forma aproximada, satisface 13 coeficientes considerados en el análisis. Esta expresión define el coeficiente en función de la temperatura del vapor producido en cada efecto y la viscosidad del licor a esta temperatura y a la concentración de salida del efecto en cuestión. Seguramente, esta ecuación es poco confiable y carece de cualquier valor analítico, pero también es más racional y susceptible de manipulación que los datos numéricos encontrados en la literatura.

Creemos interesante ofrecer el resumen final de nuestra investigación que comprende una aproximación del conjunto de datos por el método de mínimos cuadrados.

Los coeficientes totales para los evaporadores de tubos verticales largos analizados, se enlistan a continuación junto con las dos variables inherentes; temperatura del vapor producido y viscosidad.

U	T	X	μ (figura 4.4)
Kcal/hm ² °C	°C	%	Kg/hm
541.7	121.7	52.7	32.80
639.3	121.7	45.7	15.00
888.2	81.1	23.7	3.55
917.4	68.3	20.0	3.38

U Kcal/hm ² °C	T °C	X %	μ (figura 4.4) Kg/hm
1039.4	54.4	21.5	4.95
1078.5	66.1	18.7	3.20
1078.5	51.7	20.0	4.60
1176.1	109.4	36.7	7.00
1200.5	96.1	28.6	4.15
1224.9	78.9	21.6	3.20
1229.8	92.8	24.7	3.20
1278.6	120.6	38.9	7.52
1439.6	106.7	29.8	3.95

El modelo probado con mejores resultados fue:

$$U = a(T/\mu)^b \quad (4.18)$$

La expresión logarítmica es:

$$\log U = \log a + b \log (T/\mu) \quad (4.19)$$

La línea de aproximación por mínimos cuadrados del conjunto de puntos: $(T_1/\mu_1, U_1), (T_2/\mu_2, U_2), \dots, (T_n/\mu_n, U_n)$, tiene la forma:

$$Y = a_0 + a_1 X \quad (4.20)$$

que es llamada "ecuación normal para la recta de mínimos cuadrados". Las constantes a_0 y a_1 de la ecuación (4.20) se determinan por la resolución de las ecuaciones simultáneas:

$$\begin{aligned} \sum Y &= a_0 N + a_1 \sum X \\ \sum XY &= a_0 \sum X + a_1 \sum X^2 \end{aligned} \quad (4.21)$$

que despejadas del sistema simultáneo quedan:

$$\begin{aligned} a_0 &= \frac{(\sum Y)(\sum X^2) - (\sum X)(\sum XY)}{N\sum X^2 - (\sum X)^2} \\ a_1 &= \frac{N\sum XY - (\sum X)(\sum Y)}{N\sum X^2 - (\sum X)^2} \end{aligned} \quad (4.22)$$

En base a los datos iniciales puede elaborarse la siguiente tabla:

Y	X	Y^2	X^2	XY
log U	log (T/ μ)	(log U) ²	log [(T/ μ)] ²	(log U) [log (T/ μ)]
2.733	0.569	7.469	0.324	1.555
2.806	0.909	7.874	0.826	2.551
2.949	1.358	8.697	1.844	4.005
2.963	1.305	8.779	1.703	3.867
3.017	1.040	9.102	1.082	3.138
3.033	1.315	9.199	1.729	3.988
3.033	1.051	9.199	1.105	3.188
3.070	1.194	9.425	1.426	3.666
3.079	1.364	9.480	1.860	4.200
3.088	1.392	9.536	1.938	4.298
3.090	1.462	9.548	2.137	4.518
3.107	1.205	9.653	1.452	3.744
3.158	1.431	9.973	2.048	4.519

Por tanto tendremos los siguientes valores:

$$N = 13$$

$$\Sigma Y = 39.126$$

$$\Sigma X = 15.595$$

$$\Sigma Y^2 = 117.934$$

$$\Sigma X^2 = 19.474$$

$$(\Sigma X)^2 = 243.204$$

$$\Sigma XY = 47.237$$

que introducidos en las ecuaciones (4.22) determinan:

$$a_0 = \log a = 2.539$$

$$a_1 = b = 0.393$$

finalmente, volviendo a la ecuación (4.18) tendremos:

$$U = 346(T/\mu)^{0.393} \quad (4.23)$$

La figura 4.5 es una gráfica que muestra la ecuación (4.23), donde se aprecia el grado de dispersión de los datos considerados en el análisis.

La expresión (4.23) se aplica a los evaporadores de tubos verticales largos, no así para el evaporador de circulación forzada del primer efecto. Como veremos mas adelante, el coeficiente de transferencia de calor para el evaporador de circulación forzada se calcula en forma idéntica al procedimiento empleado en cambiadores de calor que emplean vapor como medio de calefacción; sin embargo, en el análisis del sistema de evaporación a múltiple efecto que efectuaremos en el capítulo siguiente, este procedimiento introduce grandes dificultades, por lo que hemos tomado la ecuación empírica (4.24) como una aproximación inicial del cálculo del coeficiente. En el estudio relativo al evaporador de circulación forzada el coeficiente se calculará formalmente. Permítasenos entonces, la ecuación:

$$U = \frac{3778 v^{0.45}}{\mu^{0.25} \Delta T^{0.1}} \quad (4.24)$$

en donde:

U: coeficiente total de transferencia: Kcal/hm²°C

v: velocidad de flujo: m/seg

μ : viscosidad de salida: Kg/hm

ΔT : potencial efectivo de temperatura: °C

Evaporador de circulación forzada. Como ya se ha esbozado, cuando un evaporador maneja flujos viscosos e incrustantes, probablemente la única alternativa que permite contrarrestar los efectos detrimentes de estos flujos característicos, es el empleo del equipo de circulación forzada.

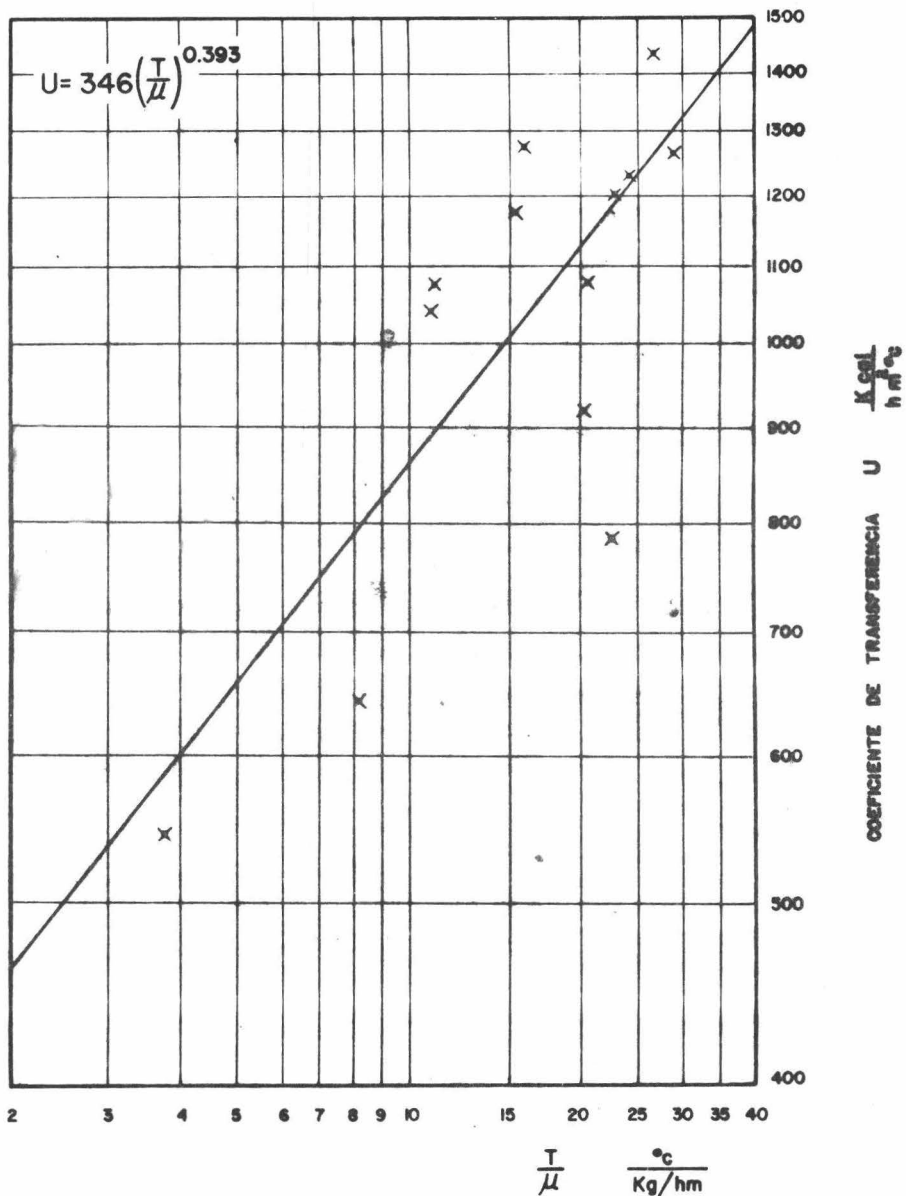


FIG 4.5 COEFICIENTE DE TRANSFERENCIA TERMICA EN EVAPORADORES DE TUBOS VERTICALES LARGOS, SEGUN ECUACION 4.23. (x) PUNTOS UTILIZADOS EN LA APROXIMACION.

El licor negro incrusta el equipo convencional, pues además de presentar una curva de solubilidad invertida en el ámbito de temperatura de los primeros efectos, las concentraciones mas elevadas ocurren precisamente en los mismos efectos, sumándose en forma crítica en el primero. Además, dadas las características de funcionamiento del evaporador de tubos verticales largos, el licor hierve en los tubos, determinando la formación de depósitos.

El evaporador de circulación forzada maneja elevadas proporciones de flujo que impiden que el licor hierva en los tubos (puede decirse que para velocidades de circulación por encima de 1.2 m/seg, la ebullición esta suprimida), además, estas velocidades impiden físicamente la formación de incrustaciones.

Los evaporadores de circulación forzada arrojan coeficientes de transferencia térmica bastante elevados, pues manejan grandes masas velocidad. Coeficientes de transferencia de esta índole permiten reducir la superficie de transferencia requerida, aunque el costo del equipo se incrementa, pues los precios unitarios por superficie de calefacción, son mayores en este último.

Dentro de ciertos límites, la concentración final y el coeficiente de transferencia, pueden ser controlados precisamente en este tipo de equipo sin afectar las características físicas de los evaporadores, lo que ofrece cierta versatilidad, y se garantiza un funcionamiento idóneo del sistema.

La potencia consumida por la bomba de recirculación representa en términos generales, un cargo especial a los costos de funcionamiento encontrados para equipos convencionales; este cargo, comparado con los originados de un funcionamiento inadecuado y mantenimiento "especial" de los equipos convencionales, deberá ofrecer un balance favorable.

Los equipos de circulación forzada se diseñan en algunos casos, con el

elemento calefactor incorporado al evaporador, sin embargo últimamente se prefiere que éste sea externo, pues su mantenimiento es mas sencillo y permite la construcción de unidades mas compactas, en donde la ebullición es suprimida mas fácilmente ubicando el calentador por debajo del espacio ocupado.

La figura 4.6, esquematiza un evaporador de circulación forzada con elemento calefactor externo vertical. Como puede observarse, el equipo se compone de dos cuerpos; uno, el elemento calefactor que es un cambiador de haz de tubos y coraza, donde el fluido caliente, vapor vivo, se introduce por el lado de la coraza y el fluido frío, licor, a través de los tubos; - este cambiador podría ser horizontal y tener mas pasos del lado de los tubos y coraza; la selección del tipo adecuado es un problema involucrado en el presente trabajo. El segundo cuerpo, es el evaporador propiamente dicho, que funciona en este caso como una cámara "flash", ya que como se verá mas adelante, ocurre una pequeña diferencial de temperatura entre la de descarga del cambiador y la de la solución saturada en la cámara "flash", que provoca la evaporación instantánea; el cambio de fase se verifica en la vecindad de la descarga al recipiente. La distribución de temperatura en las diferentes partes del equipo, esta en función de las características del cambiador y de las proporciones de recirculación deseadas.

Como puede observarse la bomba de recirculación, maneja una mezcla de las corrientes de recirculación y de alimentación proveniente del segundo efecto y alimenta el elemento calefactor. El licor concentrado final, corresponde a una fracción de la solución saturada en la cámara y se descarga tan cerca como sea posible del fondo del recipiente.

Lógicamente el vapor producido en la cámara "flash", se utiliza como vapor vivo en el segundo, y los condensados del primero pueden ser conducidos tan calientes como sea posible a las calderas o utilizados para la pro

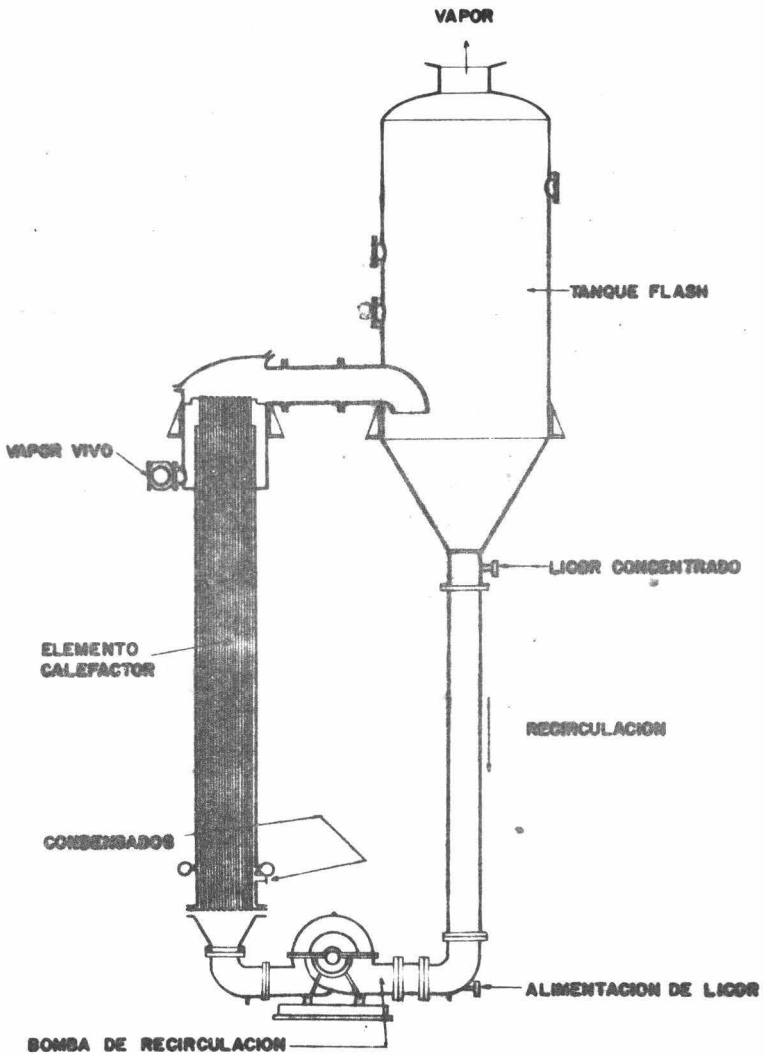


FIG 4.6 EVAPORADOR DE CIRCULACION FORZADA CON ELEMENTO CALEFACTOR EXTERNO VERTICAL.

ducción de vapor extra en los subsecuentes efectos.

Ya hemos observado que la velocidad mínima de circulación que asegura que la solución no hierva en los tubos, es 1.2 m/seg. Pudiera parecer atractivo utilizar velocidades mucho mas altas que ésta, a fin de lograr coeficientes cada vez mas elevados, sin embargo, ello conduce a incrementar los requerimientos de potencia en forma alarmante. Podemos afirmar que 3 m/seg es la velocidad límite razonable para este tipo de equipos, - misma que habremos de utilizar al diseñar el sistema que nos ocupa.

Volviendo a la ecuación 4.24, podemos introducir la velocidad de diseño de 3 m/seg, con lo que la expresión se reduce a:

$$U = \frac{6194}{\mu^{0.25} \Delta T^{0.1}} \quad (4.25)$$

Una vez conocidas las condiciones terminales en el primer evaporador, de los cálculos relativos al múltiple efecto, puede procederse a calcular el equipo de circulación forzada. Las variables determinadas serían: T_0 , T_I , T_{II} , T_1 , λ_0 , λ_1 , C_{pI} , C_{pII} , X_I , X_{II} , V_0 , W_I , W_{II} .

Un diseño adecuado perseguiría, un balance entre la potencia consumida y la superficie de calefacción demandada por el cambiador, en tal proporción, que se obtengan costos mínimos. Sin embargo, como se apreciará mas adelante, dadas las características de este problema, ambos tienden - individualmente a un mínimo, es decir, si se busca el requerimiento de potencia mínimo, coincidentemente nos encontraremos muy cerca de la mínima superficie de calefacción.

Puede intuirse que para obtener las condiciones de operación y características físicas del elemento calefactor que arrojen un requerimiento - de potencia mínimo, debe verificarse un cálculo por tanteos, dadas las interdependencias entre las variables comprendidas en el sistema. Esta situación se comprende objetivamente cuando se presentan las expresiones de

cálculo fundamentales.

Primeramente analizaremos el sistema constituido por el evaporador de circulación forzada, en cuanto se refiere a la distribución de flujos, concentración y temperatura. Para ello definamos la siguiente nomenclatura, que complementa la de las condiciones terminales determinadas por el análisis global del sistema a múltiple efecto.

A_f : área de flujo del haz de tubos del cambiador: m^2

C_{pW} : calor específico del licor a X_W : $Kcal/Kg^\circ C$

T_W : temperatura del licor manejado por la bomba: $^\circ C$

T'_W : temperatura del licor saliendo del cambiador: $^\circ C$

v_W : velocidad lineal de flujo de licor a través del cambiador: m/h

X_W : concentración en peso manejada por la bomba: %

W : flujo manejado por la bomba de recirculación: Kg/h

ρ_W : densidad del licor a T_W y X_W : Kg/m^3

El flujo manejado por la bomba de recirculación esta dado por la expresión:

$$W = v_W \rho_W A_f \quad (4.26)$$

y considerando hipotéticamente el flujo isotérmico, el flujo descargado del cambiador será igualmente: W . La introducción de esta simplificación conduce a errores insignificantes, ρ_W puede determinarse a partir de la figura - 4.3.

La concentración alimentada a la bomba puede determinarse por un simple balance de materiales. Puede observarse la figura 4.6 para verificar las siguientes expresiones:

$$X_W = \frac{W_{II} X_{II} + (W - W_{II}) X_I}{W} \quad (4.27)$$

concentración que permanece constante a través del cambiador hasta la cámara de vaporización instantánea (evaporador).

La temperatura del licor: T_W , manejado por la bomba y por tanto entregado al elemento calefactor del sistema, se determina de un balance calorífico de las corrientes afluentes a dicha bomba. Así:

$$(W - W_I) C_{P_I} (T_I - T_W) = W_{II} C_{P_{II}} (T_W - T_{II}) \quad (4.28)$$

La temperatura del licor: T'_W , descargado del cambiador hasta el evaporador, se computa de otro balance calorífico como sigue:

$$V_o \lambda_o = W C_{P_W} (T'_W - T_W) \quad (4.29)$$

Finalmente, la evaporación instantánea producida por la diferencial de temperatura entre, la del flujo entregado por el cambiador: T'_W y la de la cámara de vaporización: T_I , puede ser computada por la ecuación (4.30). El flujo así obtenido, deberá ser igual al calculado del múltiple efecto que se ofrece como una de las condiciones terminales determinadas de antemano. Por supuesto, el cálculo de V_1 de la ecuación (4.30) constituye un excelente método de comprobación de los resultados obtenidos en el análisis del equipo de circulación forzada. Por tanto:

$$V_1 = \frac{W C_{P_W} (T'_W - T_I)}{\lambda_1} \quad (4.30)$$

Este análisis preliminar, ofrece las bases de cálculo complementarias para la selección del cambiador; pero como puede observarse, introduce una hipótesis relacionada con el propio cambiador, cuando se hace referencia al área de flujos: A_f .

Obviamente cada área de flujo propuesta, determinará diferentes resultados en la naturaleza del cambiador y bomba de recirculación. Visto de una manera mas propia, cada proporción de circulación impuesta, determina un sistema de evaporación diferente.

A priori hemos postulado que el sistema idóneo de circulación forzada -

será aquel que requiera la bomba de recirculación de menor caballaje, en el marco de condiciones terminales fijadas al sistema. Puede inferirse entonces, que deberá determinarse la proporción de recirculación que ofrezca el mínimo requerimiento de potencia de la bomba de recirculación.

Antes de introducirnos en el análisis de la dependencia entre la proporción de circulación y potencia consumida, es conveniente revisar las expresiones de cálculo para cambiadores de calor y posteriormente algunos de flujo de fluidos, para la determinación de la potencia al freno requerida por la bomba.

Las expresiones para el cálculo del elemento calefactor introducen la siguiente nomenclatura complementaria:

$\Delta t =$ MLTD: diferencia verdadera de temperatura: °C

T_a : temperatura promedio del licor: °C

G_L : masa velocidad del licor: Kg/hm²

μ_W : viscosidad del licor a T_a : Kg/hm

k_W : conductividad térmica del licor a T_a : Kcal/hm²(°C/m)

s_W : gravedad específica del licor a T_a : adimensional

D_e : diámetro externo de los tubos: m

D_i : diámetro interior de los tubos: m

h_o : coeficiente de transferencia del lado de la coraza: Kcal/hm²°C

Re_T : número de Reynolds para transferencia de calor y caída de presión: adimensional.

J_H : factor de transferencia de calor: adimensional.

h_i : coeficiente de transferencia de calor del lado de los tubos: Kcal/hm²°C.

h_{io} : coeficiente de transferencia del lado de los tubos corregido: Kcal/hm²°C

U_C : coeficiente limpio de transferencia: Kcal/hm²°C

R_d : factor de obstrucción: $\text{hm}^2\text{°C/Kcal}$

U_D : coeficiente de diseño: $\text{Kcal/hm}^2\text{°C}$

A : área de transferencia: m^2

n : número de pasos en los tubos: m^2

L : longitud de los tubos: m

N_T : número de tubos: adimensional

f : factor de fricción: adimensional

ΔP_T : caída de presión del lado de los tubos: m

ΔP_R : caída de presión de retorno: m

ΔP_T : caída de presión total del lado de los tubos: m

g_c : aceleración de la gravedad: m/seg^2

El procedimiento utilizado para el análisis del elemento calefactor se comenta a continuación:

Dado que el vapor se condensa isotérmicamente, la temperatura de salida del condensado es la misma que la de alimentación de vapor: T_0 ; esto obliga a que el factor de diferencia de temperatura sea igual a la unidad, y por tanto $\Delta t = \text{MLTD}$. Conocidas las temperaturas terminales del licor y vapor, la diferencia verdadera de temperatura se computa de:

$$\Delta t = \text{MLTD} = \frac{T'_W - T_W}{\ln \frac{T_0 - T_W}{T_0 - T'_W}} \quad (4.31)$$

Aunque el flujo de licor puede estimarse viscoso en la terminal fría, la diferencia de temperatura es francamente pequeña, ello conduce a usar el promedio aritmético entre las condiciones terminales de licor, en lugar de la temperatura calórica para la evaluación de las propiedades físicas. Además la razón de viscosidades del lado del licor, puede suponerse sensiblemente igual a la unidad.

Por tanto:

$$T_a = \frac{T_W + T'_W}{2} \quad (4.32)$$

Una vez determinada: T_a , pueden estimarse las propiedades físicas del licor: μ_W , k_W y S_W .

La naturaleza de los tubos se fija de antemano, de acuerdo a la experiencia y necesidades del proceso que nos ocupa. Se han preferido de acero inoxidable 316, 25.4mm DE, 12 BWG en una longitud, que de acuerdo al número de pasos posible por el lado de los tubos, podría fluctuar entre 3.66m y 7.31m. Además de acuerdo a las necesidades normadas por la caída de presión posible del lado de la coraza se ha preferido el arreglo triangular - de 31.8mm. Deliberadamente se omiten de momento los cálculos relativos a la caída de presión de vapor en la coraza, pues no son de importancia en el planteamiento que nos ocupa.

El coeficiente de transferencia del lado de la coraza: h_o de acuerdo a la costumbre habitual, se considera igual a 7320 Kcal/hm²°C para la condensación isotérmica, sin considerar su localización pues éste nunca es la película controlante.

La masa velocidad: G_t puede computarse de:

$$G_t = v_W \rho_W \quad (4.33)$$

El número de Reynolds del flujo de licor puede estimarse de:

$$Re_t = \frac{D_t G_t}{\mu_W} \quad (4.34)$$

El número de Reynolds nos conduce a la determinación de J_H y f .

Con los datos anteriores ya puede estimarse el coeficiente de transferencia de calor del lado del licor: h_i , aplicando la expresión 4.35.

$$h_i = J_H \frac{k_W}{D_t} \left(\frac{C_{PW} \mu_W}{k_W} \right)^{1/3} \quad (4.35)$$

Siendo el coeficiente corregido h_{i0} :

$$h_{i0} = h_i \frac{D_t}{D_e} \quad (4.36)$$

El coeficiente de transferencia limpio: U_c , se computa de:

$$U_c = \frac{h_{i0} h_o}{h_{i0} + h_o} \quad (4.37)$$

El factor de obstrucción: R_d , puede tomarse igual a $0.00025 \text{hm}^2 \text{C/Kcal}$ de acuerdo a los habitualmente encontrados en cambiadores que utilizan va por como medio de calefacción.

Con el empleo de este factor de obstrucción, puede determinarse el coeficiente de diseño U_D , atendiendo la siguiente expresión:

$$U_D = \frac{U_c}{R_d U_c + 1} \quad (4.38)$$

Por lo que el área de transferencia: A , se deduce de:

$$A = \frac{V_o \lambda_o}{U_D \Delta t} \quad (4.39)$$

Dado que el área de flujo: A_f , el diámetro interior del tubo: D_t y el área de transferencia: A , han quedado explícitos, el cambiador en sus propiedades físicas queda totalmente determinado con el cómputo de n , L y N_t , por:

$$N_t = \frac{4 A_f}{\pi D_t^2} \quad (4.40)$$

$$Ln = \frac{A}{\pi D_e N_t} \quad (4.41)$$

$$\frac{Ln}{7.31} \leq n \leq \frac{Ln}{3.66} \quad (4.42)$$

Naturalmente n , L y N_t deberán ajustarse a cifras cerradas de arreglos posibles guardados por cambiadores estándares. Una vez determinadas estas

propiedades adecuadamente, la caída de presión puede calcularse por:

$$\Delta P_t = \frac{f G_c^2 L n}{2.55 \times 10^{14} D_t S_w} \quad (4.43)$$

Cuando existen varios pasos en los tubos debe tomarse en cuenta la caída de presión de regreso: ΔP_r , que se define como:

$$\Delta P_r = 4.62 \frac{n v_w^2}{S_w g_c} \quad v_w: [m/seg] \quad (4.44)$$

Por lo que la caída de presión total del lado de los tubo se calcula de:

$$\Delta P_T = \Delta P_t + \Delta P_r \quad (4.45)$$

Ahora podemos apreciar como la variación del área de flujo: A_f , que determina diferentes flujos de licor: W , influye en las características del cambiador.

Si revisamos la ecuación (4.31), encontraremos que dado que T'_w , esta en función de las condiciones de flujo: W , la diferencia verdadera de temperatura Δt , se afecta apreciablemente. Este potencial de temperatura: Δt , guarda una relación directa con el caudal de licor manejado: W , situación que conduce necesariamente al abatimiento del área de transferencia requerida, siempre y cuando U_D se mantenga constante; puede observarse la ecuación 4.39.

Asimismo, si asumimos que: g_c , v_w , G_t y D_t son constantes, y que f y S_w se comportan prácticamente constantes también; dado que L y n se abaten con el incremento del flujo W , la caída de presión en el cambiador, por el lado de los tubos: ΔP_T , disminuye también; obsérvese las ecuaciones 4.43 y 4.44.

Podemos asegurar que la influencia de la variación de T_a en las características térmicas del licor y la de éstas en el número de Reynolds: Re_t y el coeficiente de transferencia de diseño U_D , son poco importantes compara-

das con las producidas en la diferencia verdadera de temperatura, longitud de los tubos y número de pasos requeridos.

En suma, a medida que el flujo de licor: W se incrementa, el área de transferencia requerida y la caída de presión por el lado de los tubos disminuyen.

Pasemos ahora al análisis del requerimiento de potencia al freno requerida por la bomba, para ello se presenta la siguiente nomenclatura complementaria:

P : potencia consumida por la bomba: Kw

H : cabeza total de descarga de la bomba: m

ΔZ : diferencia de energía potencial en el sistema: m

ΣF : pérdida total de fricción en el sistema: m

Q : gasto de licor manejado por la bomba: m^3/h

ΣL : longitud total equivalente: m

ϵ/D : aspereza relativa: adimensional

f' : factor de fricción de la tubería: adimensional

D : diámetro interior de la tubería: m

N_{Re} : número de Reynolds en la tubería: adimensional

ϕ_M : eficiencia de motor: $\%/100$

ϕ_B : eficiencia de la bomba: $\%/100$

La cabeza total de descarga de la bomba, se determina de la ecuación de balance de energía derivada del teorema de Bernoulli:

$$H = \Delta Z + \Delta P_T + \Sigma F \quad (4.46)$$

donde la diferencia de energía potencial en el sistema: ΔZ es constante y la caída de presión en el cambiador: ΔP_T variable, de acuerdo al flujo de licor manejado por la bomba. La pérdida total de fricción en el sistema: ΣF es variable también pero su influencia relativa es casi despreciable.

Para llegar a la ecuación 4.46 se han hecho algunas suposiciones para

idealizar el sistema. Se ha considerado un sistema continuo entre la superficie del licor en la cámara "flash" a T_I y la descarga de licor en la misma cámara a $T'w$, sin atender la influencia de las corrientes: W_I de licor concentrado final y W_{II} de licor proveniente del segundo efecto. Se presume que la tubería es de la misma sección por lo que no hay cambio de velocidad; se asume también, que todo el sistema maneja el mismo flujo: W .

Las propiedades físicas de la solución se consideran a la temperatura: T_a del cambiador, omitiendo la influencia de los cambios de temperatura ocurridos en el sistema. Además se supone que la carga de calor tomada por el licor, cedida por el elemento calefactor, se traduce íntegramente en un incremento de entalpía, no en alguna otra forma de energía.

El diámetro nominal de la tubería se selecciona de acuerdo al área de flujo de haz de tubos en el cambiador: A_f , procurando un diámetro: D , que ofrezca la misma sección de flujo. Difícilmente, se logra que las secciones sean iguales, por lo cual es prudente ajustar el término de velocidad para la determinación del número de Reynolds: N_{Re} y la ecuación final de Darcy (4.47).

De acuerdo a lo anterior, las pérdidas por fricción se calculan de las características de la tubería y propiedades físicas del licor. Estimando primero la aspereza relativa: ϵ/D y la longitud total equivalente: ΣL ; posteriormente se calcula el número de Reynolds en la tubería: N_{Re} ; que tomado con el factor de aspereza relativa: ϵ/D , nos conduce a la estimación del factor de fricción: f' .

Finalmente, las pérdidas totales por fricción se calculan de la expresión. 4.47.

$$\Sigma F = \frac{f' v_w^2 (\Sigma L)}{2 g_c D} \quad v_w: [m \text{ seg}] \quad (4.47)$$

Mas adelante observaremos que las pérdidas por fricción: ΣF , no varí-

an apreciablemente en el intervalo de fluctuación del flujo de licor: W.

Determinadas las pérdidas por fricción, puede determinarse la cabeza de descarga total de la bomba por la ecuación 4.46. La potencia consumida por una electrobomba queda determinada por la siguiente ecuación:

$$P = \frac{0.00273 Q S_w H}{\phi_M \phi_B} \quad (4.48)$$

La ecuación 4.48, muestra claramente que a medida que el flujo de licor manejado: Q, aumenta, ejerce una influencia negativa en la estimación final de la potencia consumida: P. Sin embargo como hemos señalado, dicho incremento de flujo: W ó Q, abate los requerimientos de área de transferencia y caída de presión en el cambiador: ΔP_T .

Este orden de cosas, indica que podría existir un flujo de licor que determine que la influencia de ambas variables, Q y H (por la influencia de ΔP_T) condicionen un requerimiento de potencia mínimo.

Efectivamente esto sucede, ya que ni el flujo: Q, o la cabeza de descarga: H, son de tal magnitud relativa que individualmente determinen una curva carente de punto de inflexión. Además, el análisis económico de hecho considerará la influencia de la magnitud del área de transferencia; aunque como se ha mencionado, ocasionalmente ésta se sitúa cerca del mínimo, cuando el requerimiento de potencia es mínimo también. Pero esta afirmación no se justifica antes del análisis correspondiente.

CAPITULO V

DESARROLLO DEL SISTEMA DE EVAPORACION A MULTIPLE EFECTO,
INVOLUCRANDO EL EQUIPO DE CIRCULACION FORZADA.

Además de proponer un análisis económico relativo a la selección del equipo de evaporación entre 4, 5 ó 6 efectos, el propósito de nuestro estudio es atender la influencia del equipo de circulación forzada en el sistema de evaporación total.

Cuando se han diseñado equipos de esta naturaleza, siempre se ha utilizado el criterio de superficies de transferencia iguales para todos los efectos. Esta suposición inicial es acertada siempre y cuando el sistema se constituya de un tipo determinado de unidades de evaporación. Con la introducción de un equipo de circulación forzada, que por su naturaleza ofrece diferencias profundas respecto al evaporador de tubos verticales largos, es importante la evaluación de las nuevas interdependencias que afectan este equilibrio de superficie.

Además de la optimización del sistema de evaporación total, este análisis económico preliminar, ubicará al evaporador de circulación forzada dentro de ciertas condiciones terminales, a las que deberá sujetarse en beneficio del sistema de múltiple efecto. En síntesis, la determinación del área de transferencia óptima para el equipo de circulación forzada, relativa a la requerida por el resto de unidades, parece ser una condición necesaria para que la naturaleza del primer efecto pueda evaluarse correctamente ya en forma aislada.

Así como se define un área relativa óptima para el equipo de circulación forzada, podría hablarse de gradiente de temperatura óptima relativo, ya que cualquiera de los dos determinado, define al segundo y al resto de -

las condiciones de operación unívocamente.

En lo sucesivo hablaremos de "gradiente de temperatura óptimo", para designar la diferencia de temperatura idónea en el primer efecto, que arroja un área de transferencia mínima, en términos económicos, para el sistema a múltiple efecto.

De acuerdo a la idea general planteada en los párrafos anteriores, el propósito de este capítulo, es determinar el número de efectos y el gradiente de temperatura en el primero, óptimos, tales que arrojen costos mínimos para el sistema de evaporación a múltiple efecto.

Balances de sistemas de 4, 5 y 6 efectos. A fin de situarnos en el problema, empezaremos a determinar las condiciones de operación y características de superficie de un cuádruple, quíntuple y séxtuple efecto, de acuerdo a las condiciones y procedimientos planteados en el capítulo anterior.

Los resultados finales de estos balances, se ofrecen en las tablas 5.1, 5.2, 5.3, 5.4, 5.5 y 5.6. Como puede apreciarse, en el desarrollo de cálculo priva el criterio de áreas iguales para todos los efectos. Se hace patente que a medida que el número de efectos se incrementa, la economicidad y su superficie de transferencia total requerida, se incrementan también.

Influencia del gradiente de temperatura del primer efecto, en la superficie de transferencia y su costo, para sistemas de 4, 5 y 6 efectos. Además de la influencia del número de efectos en la economicidad y superficie total de transferencia requerida, el gradiente de temperatura en el primer efecto determina también diferentes costos de equipo. Esto se debe fundamentalmente a dos causas:

- 1.- Los coeficientes de transferencia alcanzados en el equipo de circulación forzada son mayores, disminuyendo en proporción lineal la superficie de transferencia demandada por el primer efecto.

TABLA 5.1 Balance Térmico Cuádruple Efecto.

E f e c t o	Calor Kcal/h	Evaporación Kg/h
1.- Tanque evaporación instantánea:		
a.- Calor en el licor: 20656x0.772(120.3-97.9)	357,200	
b.- Evaporación: 357,200/544.6		656
2.- Primer efecto:		
a.- Calor en el vapor: 13451x519.2	6,983,811*	
b.- Calentamiento de licor: 32601x0.778(120.3-94.6)	- 651,842	
	6,331,969	
c.- Evaporación: 6,331,969/530.1		11,945
3.- Segundo efecto:		
a.- Calor en el vapor: 11945x530.1	6,331,991*	
b.- Calentamiento de licor: 42815x0.852(94.6-73.5)	- 769,610	
	5,562,381	
c.- Evaporación: 5,562,381/544.6		10,214
4.- Tercer efecto:		
a.- Calor en el vapor: 10214x544.6	5,562,381*	
b.- Calentamiento de licor: 51186x0.895(73.5-53.8)	- 902,078	
	4,660,303	
c.- Evaporación: 4,660,303/556.7		8,371
5.- Cuarto efecto:		
a.- Calor en el vapor: 8371x556.7	4,660,303*	
b.- Calor en el licor: 60000x0.925(60.0-53.8)	+ 344,343	
	5,004,646	
c.- Evaporación: 5,004,646/567.8		8,814
6.- Condensador:		
a.- Calor en el vapor: 8814x567.8	5,004,646	

Economicidad: $40,000/13451 = 2.97$

(*) Para cálculos de superficie

TABLA 5.3 Balance Térmico Quíntuple Efecto.

E f e c t o	Calor Kcal/h	Evaporación Kg/h
1.- Tanque evaporación instantánea: a.- Calor en el licor: 20557x0.772(122.4-103.4) b.- Evaporación: 301,533/541.2	301,533	557
2.- Primer efecto: a.- Calor en el vapor: 11331x519.2 b.- Calentamiento de licor: 30688x0.777(122.4-100.3) c.- Evaporación: 5,356,260/528.7	5,883,263* - 527,003 5,356,260	10,131
3.- Segundo efecto: a.- Calor en el vapor: 10131x528.7 b.- Calentamiento de licor: 39531x0.840(100.3-83.1) c.- Evaporación: 4,785,723/541.2	5,356,260* - 570,537 4,785,723	8,843
4.- Tercer efecto: a.- Calor en el vapor: 8843x541.2 b.- Calentamiento de licor: 47070x0.881(83.1-67.9) c.- Evaporación: 4,155,221/551.2	4,785,723* - 630,502 4,155,221	7,539
5.- Cuarto efecto: a.- Calor en el vapor: 7539x551.2 b.- Calentamiento de licor: 53274x0.909(67.9-53.8) c.- Evaporación: 3,472,715/559.7	4,155,221* - 682,506 3,472,715	6,205
6.- Quinto efecto: a.- Calor en el vapor: 6205x559.7 b.- Calor en el licor: 60000x0.931(60.0-53.8) c.- Evaporación: 3,818,966/567.8	3,472,715* + 346,251 3,818,966	6,726
7.- Condensador: a.- Calor en el vapor: 6726x567.8	3,818,966	

Economicidad: $40,000/11331 = 3.53$

(*) Para cálculos de superficie

TABLA 5.4 Sumario de Evaporación, Quíntuple Efecto.

	Inciso - Efecto	"Flash"	I	II	III	IV	V
1	t_1 , vapor vivo: °C		130.0	116.0	96.7	80.5	65.9
2	λ_1 , vapor vivo: Kcal/Kg		519.2	528.7	541.2	551.2	559.7
3	Δt_1 : °C		7.6	15.7	13.6	12.6	12.1
4	t_2 , licor alimentado: °C	122.4	100.3	83.1	67.9	53.8	60.0
5	C_p : Kcal/Kg	0.772	0.777	0.840	0.881	0.909	0.931
6	t_3 , licor saliendo: °C	103.4	122.4	100.3	83.1	67.9	53.8
7	E.P.E.: °C	6.7	6.4	3.6	2.6	2.0	1.8
8	t_4 , vapor producido: °C	96.7	116.0	96.7	80.5	65.9	52.0
9	λ_2 , vapor producido: Kcal/Kg	541.2	528.7	541.2	551.2	559.7	567.8
10	Flujo vapor vivo: Kg/h		11331.4	10131.0	8842.8	7538.5	6204.6
11	Licor alimentado: Kg/h	20557.2	30688.2	39531.0	47069.5	53274.1	60000.0
12	Evaporación: Kg/h	557.2	10131.0	8842.8	7538.5	6204.6	6725.9
13	Licor saliendo: Kg/h	20000.0	20557.2	30688.2	39531.0	47069.5	53274.1
14	Sólidos entrando: %	43.8	29.3	22.8	19.1	16.9	15.0
15	Sólidos saliendo: %	45.0	43.8	29.3	22.8	19.1	16.9
16	$Q/1000$: Kcal/h		5883.3	5356.3	4785.7	4155.2	3472.7
17	M , (para U_D): Kgm/hm		13.0	4.4	3.4	3.3	3.7
18	U_D : Kcal/hm ² °C		2668.0	1166.0	1209.0	1123.0	979.0
19	A : m ²		294.0	294.0	294.0	294.0	294.0

Nota: Economicidad = 3.53

TABLA 5.5 Balance Térmico Séxtuple Efecto.

E f e c t o	Calor Kcal/h	Evaporación Kg/h
1.- Tanque evaporación instantánea: a.- Calor en el licor: 20490x0.772(123.8-107.1) b.- Evaporación: 264,174/538.8	264,174	490
2.- Primer efecto: a.- Calor en el vapor: 9934x519.2 b.- Calentamiento del licor: 29417x0.776(123.8-104.2) c.- Evaporación: 4,710,356/527.7	5,157,889* - 447,533 <u>4,710,356</u>	8,926
3.- Segundo efecto: a.- Calor en el vapor: 8926x527.7 b.- Calentamiento del licor: 38289x0.833(104.2-89.1) c.- Evaporación: 4,241,541/538.8	4,710,356* - 468,815 <u>4,241,541</u>	7,872
4.- Tercer efecto: a.- Calor en el vapor: 7872x538.8 b.- Calentamiento del licor: 44113x0.873(89.1-76.0) c.- Evaporación: 3,736,877/547.6	4,241,541* - 504,664 <u>3,736,877</u>	6,824
5.- Cuarto efecto: a.- Calor en el vapor: 6824x547.6 b.- Calentamiento del licor: 49897x0.900(76.0-64.3) c.- Evaporación: 3,211,110/555.2	3,736,877* - 525,767 <u>3,211,110</u>	5,784
6.- Quinto efecto: a.- Calor en el vapor: 5784x555.2 b.- Calentamiento del licor: 54662x0.921(64.3-53.7) c.- Evaporación: 2,677,622/561.9	3,211,110* - 533,488 <u>2,677,622</u>	4,765
7.- Sexto efecto: a.- Calor en el vapor: 4765x561.9 b.- Calor en el licor: 60000x0.935(60.0-53.7) c.- Evaporación: 3,031,030/567.8	2,677,622* + 353,408 <u>3,031,031</u>	5,338
8.- Condensador: a.- Calor en el vapor: 533x0.935	3,031,030	

Economicidad: 40,000/9934+ 4.03

(*) Para cálculos de superficie.

TABLA 5.6 Sumario de Evaporación, Séxtuple Efecto.

	Inciso - Efecto	"Flash"	I	II	III	IV	V	VI
1	t, vapor vivo: °C		130.0	117.4	100.4	86.3	73.8	62.5
2	λ , vapor vivo: Kcal/Kg		519.2	527.7	538.8	547.6	555.2	561.9
3	Δt : °C		6.2	13.2	11.3	10.3	9.5	8.8
4	t, licor alimentado: °C	123.8	104.2	89.1	76.0	64.3	53.7	60.0
5	Cp: Kcal/Kg °C	0.772	0.776	0.833	0.873	0.900	0.921	0.935
6	t, licor saliendo: °C	107.1	123.8	104.2	89.1	76.0	64.3	53.7
7	E.P.E.: °C	6.7	6.4	3.8	2.8	2.2	1.8	1.7
8	t, vapor producido: °C	100.4	117.4	100.4	86.3	73.8	62.5	52.0
9	λ , vapor producido: Kcal/Kg	538.8	527.7	538.8	547.6	555.2	561.9	567.8
10	Flujo vapor vivo: Kg/h		9934.3	8926.2	7872.2	6824.1	5783.7	4765.3
11	Licor alimentado: Kg/h	20490.3	29416.5	37288.7	44112.8	49896.5	54661.8	60000.0
12	Evaporación: Kg/h	490.3	8926.2	7872.2	6824.1	5783.7	4765.3	5338.2
13	Licor saliendo: Kg/h	200000.0	20490.3	29416.5	37288.7	44112.8	49896.5	54661.8
14	Sólidos entrando: %	43.9	30.6	24.1	20.4	18.0	16.5	15.0
15	Sólidos saliendo: %	45.0	43.9	30.6	24.1	20.4	18.0	16.5
16	Q/1000: Kcal/h		5157.9	4710.4	4241.5	3736.9	3211.1	2677.6
17	μ (para U_D): Kgm/hm		13.0	4.6	3.4	3.2	3.3	3.6
18	U_D : Kcal/hm ² °C		2720.0	1150.0	1237.0	1190.0	1108.0	989.0
19	A: m ²		308.0	308.0	308.0	308.0	308.0	308.0

Nota: Economicidad = 4.03

2.- Los costos por superficie unitaria de calefacción para el equipo de circulación forzada son mayores que en el equipo convencional.

Esta situación nos obliga a determinar un gradiente de temperatura que optimice económicamente el sistema de cuádruple, quíntuple o séxtuple efecto.

Como primer paso de este análisis, determinaremos la superficie de -- transferencia requerida para los diferentes sistemas, en función del gradiente de temperatura en el primero, de acuerdo a los resultados obtenidos en los balances respectivos ya mencionados y bajo las siguientes consideraciones:

1.- Los balances de materiales y de calor no se afectan en forma importante cuando el gradiente de temperatura en el primer efecto se mueve en el ámbito de valores que estudiaremos. Ello significa que la carga térmica en cada evaporador se mantiene constante.

Podemos asegurar que esta simplificación no introduce desviaciones mayores al 5%.

2.- Los coeficientes de transferencia se mantienen constantes a pesar de - que el gradiente de temperatura en el primero se modifique en la forma descrita. Carecemos de datos numéricos que comprueben esta aseveración, pero podemos afirmar que las dificultades que introduciría el cómputo de los coeficientes para cada gradiente de temperatura y la poca importancia relativa de los resultados, justifican plenamente esta simplificación.

3.- El gradiente de temperatura total disponible: ΔT_T no se altera tampoco, pues la suma de los incrementos de temperatura por efecto: ΣEPE es prácticamente constante.

De acuerdo a las simplificaciones anteriores, podremos establecer los siguientes sistemas de ecuaciones: (se ilustra el procedimiento con el cuádruple efecto).

Denominemos:

$T_I, T_{II} \dots T_{IV}$: gradiente de temperatura disponible en los respectivos efectos ($T_0 - T_I, T_I - T_{II} \dots T_3 - T_{IV}$).

A' : área de transferencia en el segundo, tercero y cuarto efecto (ya que se mantiene el criterio de áreas iguales para los evaporadores de tubos verticales largos por lo que: $A_{II} = A_{III} = A_{IV} = A'$).

A : área de transferencia total del sistema.

$K_I, K_{II} \dots K_{IV}$: constantes numéricas de las razones: $Q_I/U_I, Q_{II}/U_{II} \dots Q_{IV}/U_{IV}$.

$$A_I T_I = Q_I/U_I = K_I \quad (5.1)$$

$$A' T_{II} = Q_{II}/U_{II} = K_{II} \quad (5.2)$$

$$A' T_{III} = Q_{III}/U_{III} = K_{III} \quad (5.3)$$

$$A' T_{IV} = Q_{IV}/U_{IV} = K_{IV} \quad (5.4)$$

y dado que:

$$T_I + T_{II} + T_{III} + T_{IV} = \Delta T_T \quad (4.7)$$

tendríamos:

$$\frac{K_I}{A_I} + \frac{K_{II}}{A'} + \frac{K_{III}}{A'} + \frac{K_{IV}}{A'} = \Delta T_T \quad (5.5)$$

finalmente:

$$\frac{K_I}{A_I} + \frac{K_{II} + K_{III} + K_{IV}}{A'} = \Delta T_T \quad (5.6)$$

De esta manera obtenemos por las ecuaciones (5.1) y (5.6) una función que nos relaciona una área total : A para cada gradiente de temperatura en el primer efecto: T_I . Así se han determinado los valores de A y A_I/A para $3^\circ\text{C} \leq T_I \leq 25^\circ\text{C}$ en 4, 5 y 6 efectos. Los resultados numéricos se encuentran en las columnas respectivos de la tabla 5.7; estos datos se han -

TABLA 5.7 Influencia del Gradiente de Temperatura del Primer Efecto en la Superficie de Transferencia y su Costo, en Sistemas a Múltiple Efecto.

ΔT	Cuádruple efecto				Quintuple efecto				Séxtuple efecto			
	A_I/A	A	P.U.	M	A_I/A	A	P.U.	M	A_I/A	A	P.U.	M
3	3.63	1644.5	2703.9	4446.5	2.62	1855.6	2353.3	4366.8	2.19	2077.3	2124.2	4412.7
4	2.67	1431.9	2536.9	3632.6	1.93	1691.3	2196.9	3715.6	1.61	1945.4	1987.0	3865.5
5	2.10	1309.7	2406.9	3152.3	1.52	1601.2	2084.2	3337.2	1.23	1877.7	1892.5	3553.6
6	1.72	1233.0	2302.8	2839.3	1.24	1548.6	1999.2	3096.0	1.04	1842.6	1823.6	3360.1
7	1.45	1182.5	2217.6	2622.3	1.05	1517.7	1932.9	2935.5	0.87	1826.7	1770.9	3234.9
8	1.25	1148.5	2146.5	2465.3	0.90	1500.7	1879.5	2820.6	0.75	1823.2	1729.4	3153.1
9	1.09	1125.7	2077.5	2338.6	0.79	1493.4	1836.3	2742.4	0.65	1828.4	1696.0	3101.0
11	0.86	1102.2	1989.8	2193.2	0.62	1498.2	1768.5	2649.5	0.52	1857.1	1645.3	3055.4
13	0.70	1098.0	1916.2	2104.0	0.50	1520.8	1718.7	2613.8	0.42	1903.4	1608.6	3061.8
15	0.58	1106.5	1857.9	2055.8	0.42	1556.2	1680.6	2615.4	0.34	1963.5	1581.0	3104.2
17	0.49	1124.7	1810.7	2036.5	0.35	1602.1	1650.5	2644.3	0.29	2035.8	1559.1	3174.0
19	0.42	1150.7	1771.7	2038.7	0.30	1657.4	1626.2	2695.3	0.25	2119.4	1541.7	3267.4
21	0.37	1183.9	1739.0	2058.8	0.26	1722.5	1605.9	2766.2	0.21	2215.4	1527.3	3383.6
23	0.32	1224.0	1711.0	2094.3	0.23	1796.9	1589.0	2855.3	0.18	2325.5	1515.2	3523.7
25	0.28	1271.3	1686.9	2144.6	0.20	1882.5	1574.4	2963.9	0.16	2448.0	1505.2	3684.8

T: Gradiente de temperatura en el primer efecto °C

A: Superficie de transferencia de todos los efectos: m²

P.U.: Precio unitario de la superficie de transferencia: pesos/m²

M: Costo total del sistema a múltiple efecto: pesos/1000

vertido en la figura 5.1 a fin de hacerlos mas objetivos.

Por otro lado, para la cuantificación del costo total del equipo de evaporación instalado, se ha recurrido a la literatura especializada y datos de constructores, conformando un precio unitario de la superficie de calefacción, para el equipo de circulación natural, que va de 1420 pesos/m² a 1520 pesos/m² y para el equipo de circulación forzada de 3550 pesos/m² a 3850 pesos/m², de acuerdo a la ley económica de rendimientos decrecientes.

Cabe aclarar que no pueden determinarse con mucha precisión los costos unitarios de los equipos de evaporación, dado que no existe normalización alguna en cuanto a tamaños y tipos de equipo, pues cada instalación se proyecta especialmente y varía con respecto a otras en detalles como el tipo y tamaño del condensador, bombas, tuberías, artefactos de control o medición, etc.; sin embargo los datos obtenidos pueden ofrecer un panorama realista.

Los resultados obtenidos se han traducido por simplificación en un precio unitario global de la superficie de calefacción: P.U. que define directamente el costo total del sistema de evaporación instalado: M. Estos datos aparecen en las columnas respectivas completando la tabla 5.7, y se han graficado en las figuras 5.2 y 5.3.

Costo de funcionamiento de los sistemas de 4, 5 y 6 efectos, y determinación del número de efectos más económico. Ya hemos hecho referencia al costo de construcción de los sistemas de evaporación de 4.5 o 6 efectos. Esta premisa ofrece un primer elemento de juicio para la elección del sistema idóneo de evaporación a múltiple efecto, de acuerdo a las alternativas propuestas. Además, ofrece un punto de referencia para la determinación de las cargas fijas, involucradas en los costos de funcionamiento comparativos a que haremos referencia enseguida.

Para la determinación de los costos de funcionamiento del equipo operan

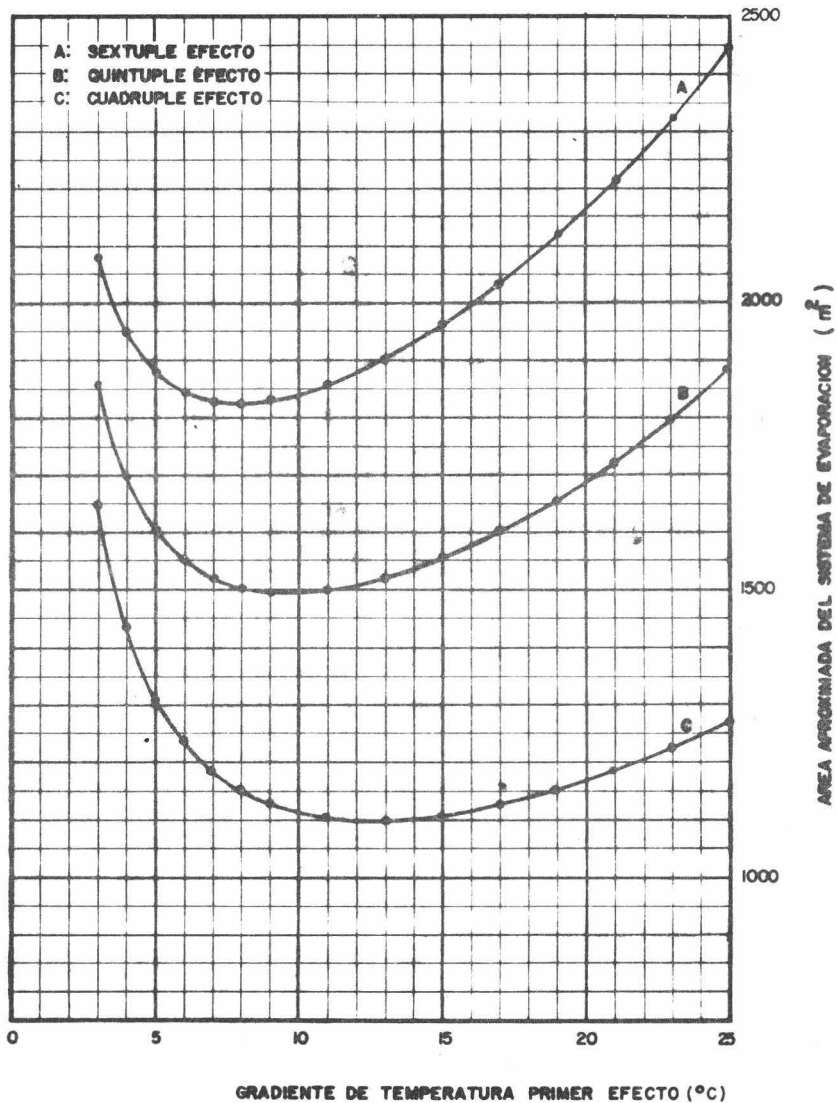


FIG 5.1 SUPERFICIE TOTAL APROXIMADA DEL EVAPORADOR A MULTIPLE EFECTO COMO FUNCION DEL GRADIENTE DE TEMPERATURA EN EL PRIMERO.

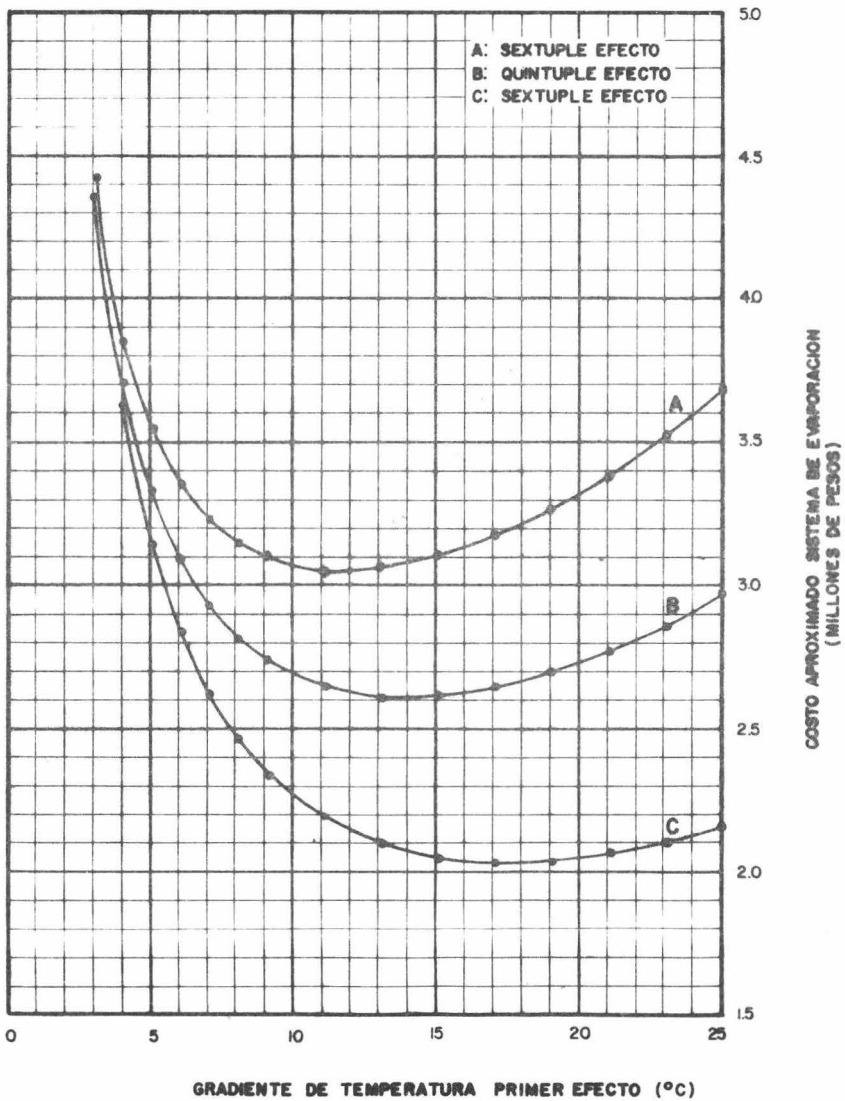


FIG 5.2 COSTO APROXIMADO DEL EVAPORADOR A MULTIPLE EFECTO COMO FUNCION DEL GRADIENTE DE TEMPERATURA EN EL PRIMERO.

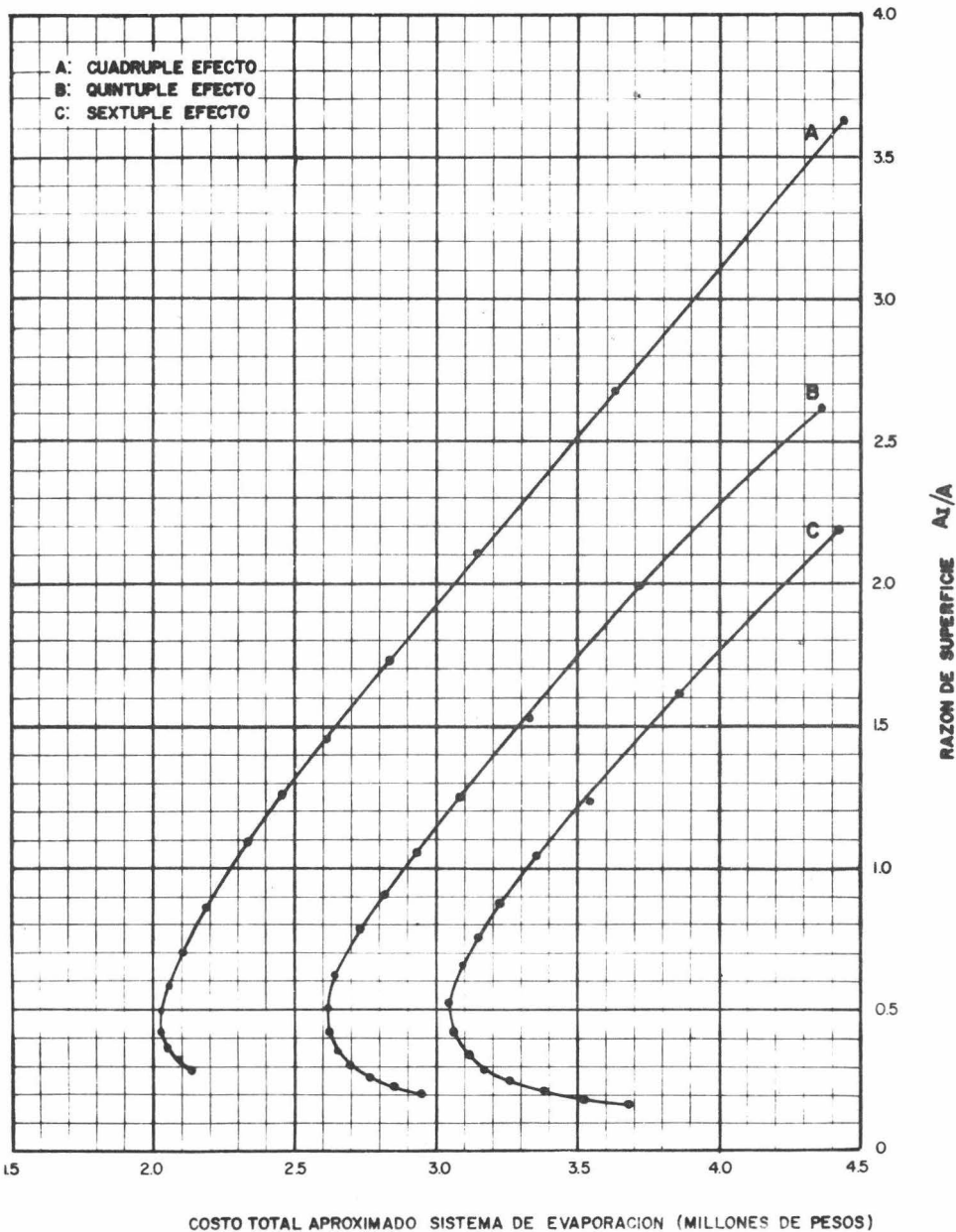


FIG 5.3 COSTO TOTAL DEL SISTEMA DE EVAPORACION EN FUNCION DE LA RAZON DE SUPERFICIES: A_1/A (SUPERFICIE DEL PRIMER EFECTO/SUPERFICIE DE CUALQUIERA DE LOS OTROS EFECTOS)

do, se han tomado en cuenta las siguientes variables:

1.- Cargas fijas. Constituidas por los gastos en reparaciones, mantenimiento, operación (salvo vapor vivo de calefacción y agua de enfriamiento) y depreciación, que razonablemente pueden formarse de un porcentaje constante - del costo fijo del equipo, cualquiera que sea el número de efectos. Estos cargos fijos, no exceden del 25% del costo inicial para los equipos de evaporación a múltiple efecto.

En nuestro estudio, asignamos a los cargos fijos un porcentaje del 15% del costo inicial, de acuerdo a la experiencia en plantas que operan con equipos afines.

2.- Costo de vapor. Encontramos que los costos de vapor vivo de calefacción fluctúan dentro de límites muy amplios de acuerdo a su calidad, volúmen y zona de consumo, tipo y tamaño de la planta generadora, etc.

Advirtiéndolo que para el caso que nos ocupa, el vapor vivo, generalmente procede de turbinas o máquinas no condensantes, puede considerarse como subproducto de los ciclos de potencia de la planta y evaluarse con un costo relativamente bajo.

El costo del vapor aplicado en este trabajo, se ha fijado en 9.75 pesos/Ton, que parece en conformidad con los encontrados en la industria de Pulpa y Papel.

3.- Costo de agua de enfriamiento. Nuevamente, encontramos diferencias importantes en los costos de agua de enfriamiento para la condensación de los vapores generados en el último efecto del sistema. Igualmente, su calidad, volúmen y zona de consumo, tipo y tamaño de las instalaciones de enfriamiento, etc., producen resultados dispares en los costos relativos. Se propone un costo de 0.25 pesos/m³ que puede ser lo suficientemente realista en nuestro caso.

Algunos costos de funcionamiento no se han considerado por su poca importancia en monto o las diferencias de éste, entre 4, 5 o 6 efectos, que son despreciables.

Procurando determinar las diferencias en los costos de funcionamiento, habidos entre las diferentes alternativas con mayor precisión, se han efectuado nuevos balances que utilizan en cada caso, el criterio de diferencia óptima de temperatura en el primer efecto.

Las tablas 5.8, 5.9, 5.10, 5.11, 5.12 y 5.13, ofrecen los resultados encontrados.

De acuerdo a los nuevos balances, se han obtenido los costos de la superficie de calefacción instalada, para 4, 5 y 6 efectos y determinado los volúmenes de vapor y agua de enfriamiento demandados por el equipo en cada caso.

Finalmente aplicando los criterios propuestos anteriormente, para la evaluación de los costos de funcionamiento, hemos conformado la tabla 5.14 que muestra los resultados finales.

Para la determinación de los volúmenes de vapor y agua de enfriamiento consumidos anualmente, se ha supuesto que el equipo opera las 24 horas del día durante 300 días del año. El consumo de agua de enfriamiento se obtiene según la ecuación (4.17).

Conclusiones. Al analizar los resultados mostrados en la tabla 5.14, encontramos que las diferencias en los costos totales de los diferentes - sistemas a múltiple efecto propuestos, no muestran divergencias tales, que muevan a preferir algún sistema con mucha ventaja sobre los otros. Un séxtuplo efecto, empezaría a ser mas costeable que un cuádruple, después de - 4.6 años de operación, y mas que un quíntuple, a partir de 6.7 año. A pesar que la vida promedio de estos equipos es bastante mayor que los perfo-dos mencionados, la inversión inicial del séxtuple efecto es 50.1% y 19.9%

TABLA 5.9 Sumario de Evaporación, Cuádruple Efecto.(1)

	Inciso - Efecto	"Flash"	I	II	III	IV
1	t, vapor vivo: °C ✕		130.0	106.6	86.5	68.9
2	λ, vapor vivo: Kcal/Kg		519.2	534.8	547.5	558.1
3	Δt: °C		17.0	16.7	15.3	15.1
4	t, licor alimentado: °C ✕	113.0	89.9	71.2	53.8	60.0
5	Cp: Kcal/Kg	0.772	0.777	0.850	0.893	0.924
6	t, licor saliendo: °C ✕	93.2	113.1	89.9	71.2	53.8
7	E.P.E.: °C	6.7	6.4	3.4	2.3	1.8
8	t, vapor producido: °C	86.5	106.6	86.5	68.9	52.0
9	λ, vapor producido: Kcal/Kg	547.5	534.8	547.5	558.1	567.8
10	Flujo vapor vivo: Kg/h		13136.1	11669.0	10163.6	8551.1
11	Licor alimentado: Kg/h ✕	20605.3	32274.3	42437.9	50989.0	60000.0
12	Evaporación: Kg/h	605.3	11669.0	10163.6	8551.1	9011.0
13	Licor saliendo: Kg/h ✕	20000.0	20605.3	32274.3	42437.9	50989.0
14	Sólidos entrando: % ✕	43.7	27.9	21.2	17.7	15.0
15	Sólidos saliendo: % ✕	45.0	43.7	27.9	21.2	17.7
16	Q/1000: Kcal/h		6820.3	6240.6	5564.6	4772.4
17	μ, (para U _D): Kgm/hm		14.4	4.4	3.6	3.9
18	U _D : Kcal/hm ² °C		2395.0	1118.0	1107.0	956.0
19	A: m ²		168.0	335.0	335.0	335.0

Nota: Economicidad= 3.05

(1) Tomado el gradiente de temperatura en el primer efecto que arroja costo mínimo de superficie.

TABLA 5.10 Balance Térmico Quíntuple Efecto. (1)

E f e c t o	Calor Kcal/h	Evaporación Kg/h
1.- Tanque evaporación instantánea: a.- Calor en el licor: 20504x0.772(117.0-99.7) b.- Evaporación: 273,823/543.3	273,823	504
2.- Primer efecto: a.- Calor en el vapor: 11107x519.2 b.- Calentamiento de licor: 30436x0.776(117.0-96.7) c.- Evaporación 5,286,910/532.3	5,766,910* - 480,000 5,286,910	9,932
3.- Segundo efecto: a.- Calor en el vapor: 9932x532.3 b.- Calentamiento de licor: 39204x0.840(96.7-80.8) c.- Evaporación: 4,763,709/543.3	5,286,910* - 523,201 4,763,709	8,768
4.- Tercer efecto: a.- Calor en el vapor: 8768x543.3 b.- Calentamiento de licor: 46762x0.880(80.0-66.5) c.- Evaporación: 4,175,685/552.5	4,763,709* - 588,024 4,175,685	7,558
5.- Cuarto efecto: a.- Calor en el vapor: 7558x552.5 b.- Calentamiento de licor: 53116x0.909(66.5-53.8) c.- Evaporación: 3,562,576/560.7	4,175,685* - 613,109 3,562,576	6,354
6.- Quinto efecto: a.- Calor en el vapor: 6354x560.7 b.- Calor en el licor: 60000x0.931(60.0-53.8) c.- Evaporación: 3,908,735/567.8	3,562,576* + 346,159 3,908,735	6,884
7.- Condensador: a.- Calor en el vapor: 6884x567.8	3,908,735	

Economicidad: $40,000/11107 = 3.60$

(*) Para cálculos de superficie

(1) Tomado el gradiente de temperatura en el primer efecto que arroja costo mínimo de superficie.

TABLA 5.11 Sumario de Evaporación, Quíntuple Efecto. (1)

	Inciso - Efecto	"Flash"	I	II	III	IV	V
1	t, vapor vivo: °C		130.0	110.6	93.0	78.2	64.5
2	λ , vapor vivo: Kcal/Kg		519.2	532.3	543.3	552.5	560.7
3	Δt : °C		13.0	13.9	12.2	11.7	10.7
4	t, licor alimentado: °C	117.0	96.7	80.8	66.5	53.8	60.0
5	Cp: Kcal/Kg °C	0.772	0.776	0.840	0.880	0.909	0.931
6	t, licor saliendo: °C	99.7	117.0	96.7	80.8	66.5	53.8
7	E.P.E.: °C	6.7	6.4	3.7	2.6	2.0	1.8
8	t, vapor producido: °C	93.0	110.6	93.0	78.2	64.5	52.0
9	λ , vapor producido: Kcal/Kg	543.3	532.3	543.3	552.5	560.7	567.8
10	Flujo vapor vivo: Kg/h		11107.3	9932.2	8788.1	7557.8	6353.8
11	Licor alimentado: Kg/h	20504.0	30436.2	39204.3	46762.1	53115.9	60000.0
12	Evaporación Kg/h	504.0	9932.2	8768.1	7557.8	6353.8	6884.1
13	Licor saliendo: Kg/h	20000.0	20504.0	30436.2	39204.3	46762.1	53115.9
14	Sólidos entrando: %	43.9	29.6	23.0	19.3	16.9	15.0
15	Sólidos saliendo: %	45.0	43.9	29.6	23.0	19.3	16.9
16	Q/1000: Kcal/h		5766.9	5286.9	4763.7	4175.7	3562.6
17	μ , (para U_D): Kgm/hm		14.1	4.7	3.6	3.8	3.7
18	U_D : Kcal/hm ² °C		2474.0	1121.0	1159.0	1053.0	979.0
19	A: m ²		180.0	340.0	340.0	340.0	340.0

Nota: Economicidad= 3.60

(1). Tomado el gradiente de temperatura en el primer efecto que arroja costo mínimo de superficie.

TABLA 5.12 Balance Térmico Séxtuple Efecto (1)

E f e c t o	Calor Kcal/h	Evaporación Kg/h
1.- Tanque evaporación instantanea:		
a.- Calor en el licor: $20453 \times 0.772 (119.0-103.4)$	246,115	
b.- Evaporación: $246,115/543.3$		453
2.- Primer efecto:		
a.- Calor en el vapor: 9707×519.2	5,040,082*	
b.- Calentamiento de licor: $29211 \times 0.776 (119.0-100.6)$	- 390,513	
	<u>4,649,569</u>	
c.- Evaporación: $4,649,569/530.9$		8,758
3.- Segundo efecto:		
a.- Calor en el vapor: 8758×530.9	4,649,569*	
b.- Calentamiento de licor: $36991 \times 0.831 (100.6-86.6)$	- 439,249	
	<u>4,210,320</u>	
c.- Evaporación: $4,210,320/541.2$		7,780
4.- Tercer efecto:		
a.- Calor en el vapor: 7780×541.2	4,210,320*	
b.- Calentamiento de licor: $43810 \times 0.871 (86.6-74.6)$	- 465,435	
	<u>3,744,885</u>	
c.- Evaporación: $3,744,885/549.2$		6,819
5.- Cuarto efecto:		
a.- Calor en el vapor: 6819×549.2	3,744,885*	
b.- Calentamiento de licor: $49651 \times 0.899 (74.6-63.6)$	- 497,122	
	<u>3,247,763</u>	
c.- Evaporación: $3,247,763/556.0$		5,841
6.- Quinto efecto:		
a.- Calor en el vapor: 5841×556.0	3,247,763*	
b.- Calentamiento de licor: $54540 \times 0.919 (63.6-53.7)$	- 498,358	
	<u>2,749,405</u>	
c.- Evaporación: $2,749,405/562.4$		4,889
7.- Sexto efecto:		
a.- Calor en el vapor: 4889×562.4	2,749,405*	
b.- Calor en el licor: $60000 \times 0.935 (60.0-53.7)$	+ 350,783	
	<u>3,100,188</u>	
c.- Evaporación: $3,100,188/567.8$		5,460
8.- Condensador:		
a.- Calor en el vapor: 5460×567.8	3,100,188	

Economicidad: $40,000/9707 = 4.12$

(*) Para cálculos de superficie

(1) Tomado el gradiente de temperatura en el primer efecto que arroja costo mínimo de superficie.

TABLA 5.13 Sumario de Evaporación, Séxtuple Efecto. (1)

	Inciso - Efecto	"Flash"	I	II	III	IV	V	VI
1	t, vapor vivo: °C		130.0	112.5	96.7	83.8	72.4	61.7
2	λ, vapor vivo: Kcal/Kg		519.2	530.9	541.2	549.2	556.0	562.4
3	Δt: °C		11.0	11.9	10.1	9.2	8.8	8.0
4	t, licor alimentado: °C	119.0	100.6	86.6	74.6	63.6	53.7	60.0
5	Cp: Kcal/Kg °C	0.772	0.776	0.831	0.871	0.899	0.919	0.935
6	t, licor saliendo: °C	103.4	119.0	100.6	86.6	74.6	63.6	53.7
7	E.P.E.: °C	6.7	6.5	3.9	2.8	2.2	1.9	1.7
8	t, vapor producido: °C	96.7	112.5	96.7	83.8	72.4	61.7	52.0
9	λ, vapor producido: Kcal/Kg	541.2	530.9	541.2	549.2	556.0	562.4	567.8
10	Flujo vapor vivo: Kg/h		9707.4	8757.9	7779.6	6818.8	5841.3	4888.7
11	Licor alimentado: Kg/h	20453.4	29211.3	36990.9	43809.7	49651.0	54539.7	60000.0
12	Evaporación: Kg/h	453.4	8757.9	7779.6	6818.8	5841.3	4888.7	5460.3
13	Licor saliendo: Kg/h	20000.0	20453.4	29211.3	36990.9	43809.7	49651.0	54539.7
14	Sólidos entrando: %	44.0	30.8	24.3	20.5	18.1	16.5	15.0
15	Sólidos saliendo: %	45.0	44.0	30.8	24.3	20.5	18.1	16.5
16	Q/1000: Kcal/h		5040.1	4649.6	4210.3	3744.9	3247.8	2749.4
17	μ, (para U _D): Kgm/hm		14.8	4.9	3.6	3.3	3.4	3.6
18	U _D : Kcal/ hm ² °C		2482.0	1121.0	1190.0	1166.0	1054.0	982.0
19	A: m ²		185.0	350.0	350.0	350.0	350.0	350.0

Nota: Economicidad: 4.12

(1) Tomado el gradiente de temperatura en el primer efecto que arroja costo mínimo de superficie.

TABLE 5.14 Costo de Funcionamiento por Número de Efectos.

	Inciso - Número de Efectos	Cuádruple	Quíntuple	Séxtuple
1	Vapor vivo consumido: Kg/h	13,136	11,107	9,707
2	Vapor al condensador barométrico: Kg/h	9,011	6,884	5,460
3	Calor en el vapor a condensar: Kcal/h	5,116,446	3,908,735	3,100,188
4	Agua de enfriamiento requerida: lt/h	213,185	162,864	129,175
5	Superficie total del sistema: m ²	1,173	1,540	1,935
6	Costo unitario de superficie: pesos/m ²	1,815	1,731	1,652
7	Costo inicial del sistema: pesos	2,129,100	2,665,200	3,195,750
8	Cargas fijas: pesos/año	319,365	399,780	479,363
9	Costo del vapor vivo de calefacción: pesos/año	922,145	779,708	681,428
10	Costo del agua de enfriamiento: pesos/año	383,733	293,155	232,515
11	Costo total de funcionamiento: pesos/año	1,625,243	1,472,643	1,393,306

mayor que la necesaria para un cuádruple y un quintuple efecto respectivamente. Esta diferencia relativa en el costo inicial puede ser prohibitiva en algunos casos para la selección de un equipo a séxtuple efecto sobre los otros, por lo que aparentemente, la determinación del tipo de sistema puede volverse un poco subjetiva.

De acuerdo a los resultados obtenidos, juzgamos que generalmente podría preferirse el sistema a séxtuple efecto, aunque las diferencias en costo no sean muy importantes.

El desarrollo final del sistema efectuado en el capítulo VII, utiliza entonces un sistema de evaporación a séxtuple efecto.

Por otro lado, de acuerdo a los resultados obtenidos en el análisis del gradiente óptimo de temperatura en el primer efecto, para el sistema a séxtuple efecto, habremos de utilizar un valor de $\Delta T_I = 11^\circ\text{C}$ para introducirnos al estudio del evaporador de circulación forzada del primer efecto, que se desarrolla en el próximo capítulo.

CAPITULO VI

DETERMINACION DE LAS CONDICIONES DE OPERACION IDONEAS
PARA EL EQUIPO DE CIRCULACION FORZADA.

Hemos previsto un gradiente de temperatura óptimo para el primer efecto:
 $\Delta T_I = 11^\circ C$, que involucra un conjunto de condiciones terminales fijas, dentro de los cuales deberá situarse el equipo de circulación forzada. Estas condiciones terminales, como puede apreciarse, se derivan del balance para el séxtuple efecto, contenidas en las tablas 5.12 y 5.13. Los valores numéricos de estas constantes son por consiguiente:

Para el vapor vivo de calefacción:

$T_0 = 130^\circ C$

$V_0 = 9707.4 \text{ Kg/h}$

$\lambda_0 = 519.2 \text{ Kcal/Kg}$

Para el licor negro alimentado:

$T_{II} = 100.6^\circ C$

$W_{II} = 29211.3 \text{ Kg/h}$

$C_{pII} = 0.831 \text{ Kcal/Kg}^\circ C$

$X_{II} = 30.8\%$

Para el vapor producido:

$T_1 = 112.5^\circ C$

$V_1 = 8757.9 \text{ Kg/h}$

$\lambda_1 = 530.9 \text{ Kcal/Kg}$

Finalmente, para el licor negro concentrado saliendo:

$T_I = 119^\circ C$

$W_I = 20453 \text{ Kg/h}$

$$C_{pI} = 0.776 \text{ Kcal/Kg}^\circ\text{C}$$

$$X_I = 44\%$$

Recordaremos que deberemos determinar la proporción de recirculación que arroje un requerimiento de potencia mínimo para la bomba y que coincidentemente encontraremos una superficie de transferencia muy cercana a la mínima.

Esta proporción de recirculación, esta en función del área de flujo impuesta al sistema, por lo que empezaremos por determinar la proporción de recirculación habida para cada una de 20 áreas de flujo diferentes características.

Asumiendo una velocidad lineal: $v_W = 10800 \text{ m/h}$ y por la determinación de: $\rho_W = 24.2^\circ\text{Bé} = 1200 \text{ Kg/m}^3$ a $T_W = 118^\circ\text{C}$ y $X_W = 43.3\%$ (de la figura 4.3), condiciones a las que la masa: W es tomada por la bomba, obtenemos de la ecuación 4.26 un sistema que determina el flujo manejado por la bomba: W para cada área de flujo propuesta: A_f .

Es obvio que la densidad no puede determinarse sin antes conocer la temperatura y concentración manejada por la bomba, por lo que la determinación de: W se efectúa por tanteos. Las condiciones a las que fue determinada la densidad fueron las deducidas para el inciso 1 de la tabla 6.1, y fue utilizada en los sucesivos incisos, dado que no varía prácticamente, pues: T_W y X_W son sensiblemente constantes en todos los casos.

Los resultados obtenidos de: W para cada: A_f se encuentran en las columnas respectivas de la tabla 6.1.

Enseguida se procedió a la determinación de X_W y T_W por las ecuaciones 4.27 y 4.28 respectivamente. Los resultados también se encuentran en la tabla 6.1.

Para la determinación de la temperatura del licor saliendo del cambio



TABLA 6.1 Gradiente de Temperatura Efectivo en el Elemento Calefactor en Función del Flujo Manejado por la Bomba.

Inciso	Af (m ²)	W Kg/h	T _W °C	X _W %	C _{PW} Kcal/Kg°C	T' _W °C	Δt °C
1	0.045	583,200	118.0	43.3	0.779	129.1	4.3
2	0.055	712,800	118.2	43.5	0.778	127.3	6.2
3	0.065	842,400	118.3	43.5	0.778	126.0	7.2
4	0.075	972,000	118.4	43.6	0.778	125.1	7.8
5	0.085	1,101,600	118.5	43.7	0.777	124.4	8.2
6	0.095	1,231,200	118.5	43.7	0.777	123.8	8.6
7	0.105	1,360,800	118.6	43.7	0.777	123.4	8.8
8	0.115	1,490,400	118.6	43.7	0.777	123.0	9.0
9	0.125	1,620,000	118.6	43.8	0.777	122.6	9.2
10	0.135	1,749,600	118.7	43.8	0.777	122.4	9.3
11	0.145	1,879,200	118.7	43.8	0.777	122.2	9.5
12	0.155	2,008,800	118.7	43.8	0.777	121.9	9.6
13	0.165	2,138,400	118.7	43.8	0.777	121.7	9.7
14	0.175	2,268,000	118.7	43.8	0.777	121.6	9.8
15	0.185	2,397,600	118.8	43.8	0.777	121.5	9.8
16	0.195	2,527,200	118.8	43.9	0.776	121.4	9.9
17	0.205	2,656,800	118.8	43.9	0.776	121.2	9.9
18	0.215	2,786,400	118.8	43.9	0.776	121.1	10.0
19	0.225	2,916,000	118.8	43.9	0.776	121.0	10.1
20	0.235	3,045,600	118.8	43.9	0.776	120.9	10.1

por: T'_W , se estima de la ecuación 4.29, para la que se han determinado los valores de C_{pW} a X_W y T_W según la figura 4.2. Los valores de C_{pW} y T'_W están registrados también en la tabla 6.1.

Por último, los valores del gradiente de temperatura efectivo: $\Delta t = MLTD$ que se encuentran en la tabla 6.1, se calculan según la ecuación 4.31.

Para la determinación del coeficiente de transferencia limpio de la tabla 6.2, se emplean los valores de T_W , X_W , T'_W , obtenidos anteriormente, junto con las características físicas derivadas del empleo de tubos de --- 25.4 mm, 12 BWG, y en una longitud que fluctúa entre 3.66 m y 7.31 m; eva--luando sucesivamente: T_a , μ_W , C_{pW} , k_W , Re_t , J_H , h_i , h_{i0} y finalmente U_C , de acuerdo a la ecuación 4.32, tablas 4.4 y 4.2, $k_W = 0.9k$ (agua), ecuación 4.34, figura 24 (Kern) y ecuaciones 4.35, 4.36 y 4.37 en el orden res--pectivo.

Como se ha expresado el coeficiente de transferencia de lado de la co--raza se considera: $h_0 = 7320 \text{ Kcal/hm}^2\text{°C}$, valor empleado para la determina--ción del coeficiente de diseño U_D , según la ecuación 4.38, el que se encuentra consignado en la tabla 6.3.

El área de transferencia requerida de la tabla 6.3, se determina directamente de la ecuación 4.39.

Por otro lado, ya que se ha determinado el área de transferencia requerida para cada área de flujo propuesta, y de acuerdo a las características de los tubos asignada líneas atrás, se determinan: el número de tubos: N_t , la longitud de los mismos: L y el número de pasos por el lado del haz: n ; - de acuerdo al criterio establecido en las ecuaciones 4.40, 4.41 y 4.42.

Los datos así obtenidos se han graficado en la figura 6.1, en donde - puede apreciarse el área de flujo y número de pasos en los tubos, requeridos para cada proporción de flujo manejado por la bomba, o área de flujo del haz

TABLA 6.2 Coeficiente de Transferencia Limpio en Función del Flujo Manejado por la Bomba.

Inciso	T_a °C	X_w %	μ_w Kgm/hm	C_{pw} Kcal/Kg°C	k_{oj} Kcal/hm ² (°C/m)	Re_t	J_H	h_i Kcal/hm ² °C	h_{io} Kcal/hm ² °C	U_c Kcal/hm ² °C
1	123.6	43.3	11.5	0.779	0.53	22381	78	5339.2	4174.7	2658.5
2	122.8	43.5	11.8	0.778	0.53	21812	78	5380.9	4207.3	2671.7
3	122.2	43.5	11.9	0.778	0.53	21629	77	5332.4	4169.4	2656.4
4	121.8	43.6	12.0	0.778	0.53	21449	77	5350.9	4183.8	2662.2
5	121.5	43.7	12.1	0.777	0.53	21272	76	5287.5	4134.2	2642.0
6	121.2	43.7	12.2	0.777	0.53	21097	76	5299.7	4143.8	2645.9
7	121.0	43.7	12.2	0.777	0.53	21097	76	5299.7	4143.8	2645.9
8	120.8	43.7	12.2	0.777	0.52	21097	76	5233.5	4092.0	2624.7
9	120.6	43.8	12.3	0.777	0.52	20926	76	5243.5	4099.8	2627.9
10	120.5	43.8	12.3	0.777	0.52	20926	76	5243.5	4099.8	2627.9
11	120.4	43.8	12.4	0.777	0.52	20756	75	5203.9	4068.9	2615.2
12	120.3	43.8	12.4	0.777	0.52	20756	75	5203.9	4068.9	2615.2
13	120.2	43.8	12.5	0.777	0.52	20591	75	5213.7	4076.5	2618.3
14	120.2	43.8	12.5	0.777	0.52	20591	75	5213.7	4076.5	2618.3
15	120.1	43.8	12.5	0.777	0.52	20591	75	5213.7	4076.5	2618.3
16	120.1	43.9	12.6	0.776	0.52	20427	75	5223.6	4084.3	2621.6
17	120.0	43.9	12.6	0.776	0.52	20427	75	5223.6	4084.3	2621.6
18	120.0	43.9	12.6	0.776	0.52	20427	75	5223.6	4084.3	2621.6
19	119.9	43.9	12.6	0.776	0.52	20427	75	5223.6	4084.3	2621.6
20	119.9	43.9	12.6	0.776	0.52	20427	75	5223.6	4084.3	2621.6

TABLA 6.3 Superficie de Transferencia Requerida en Función del Flujo Manejado por la Bomba.

Inciso	U_D Kcal/hm ² °C	Δt °C	A_f m ²	N_t	L m	n	A m ²
1	1597.1	4.3	0.045	206	6.38	8	733.9
2	1601.8	6.2	0.055	252	7.21	4	507.5
3	1596.3	7.2	0.065	298	5.27	4	438.5
4	1603.3	7.8	0.075	344	4.20	4	403.0
5	1591.1	8.2	0.085	389	7.12	2	386.3
6	1592.5	8.6	0.095	435	6.06	2	368.0
7	1592.5	8.8	0.105	481	5.36	2	359.6
8	1584.8	9.0	0.115	527	4.81	2	353.4
9	1585.9	9.2	0.125	573	4.32	2	345.4
10	1585.9	9.3	0.135	618	3.96	2	341.7
11	1581.3	9.5	0.145	664	7.24	1	335.5
12	1581.3	9.6	0.155	710	6.70	1	332.0
13	1582.4	9.7	0.165	756	6.22	1	328.4
14	1582.4	9.8	0.175	802	5.81	1	325.0
15	1582.4	9.8	0.185	847	5.44	1	325.0
16	1583.7	9.9	0.195	893	5.16	1	321.5
17	1583.7	9.9	0.205	939	4.91	1	321.5
18	1583.7	10.0	0.215	985	4.63	1	318.2
19	1583.7	10.1	0.225	1031	4.38	1	315.1
20	1583.7	10.1	0.235	1077	4.19	1	315.1

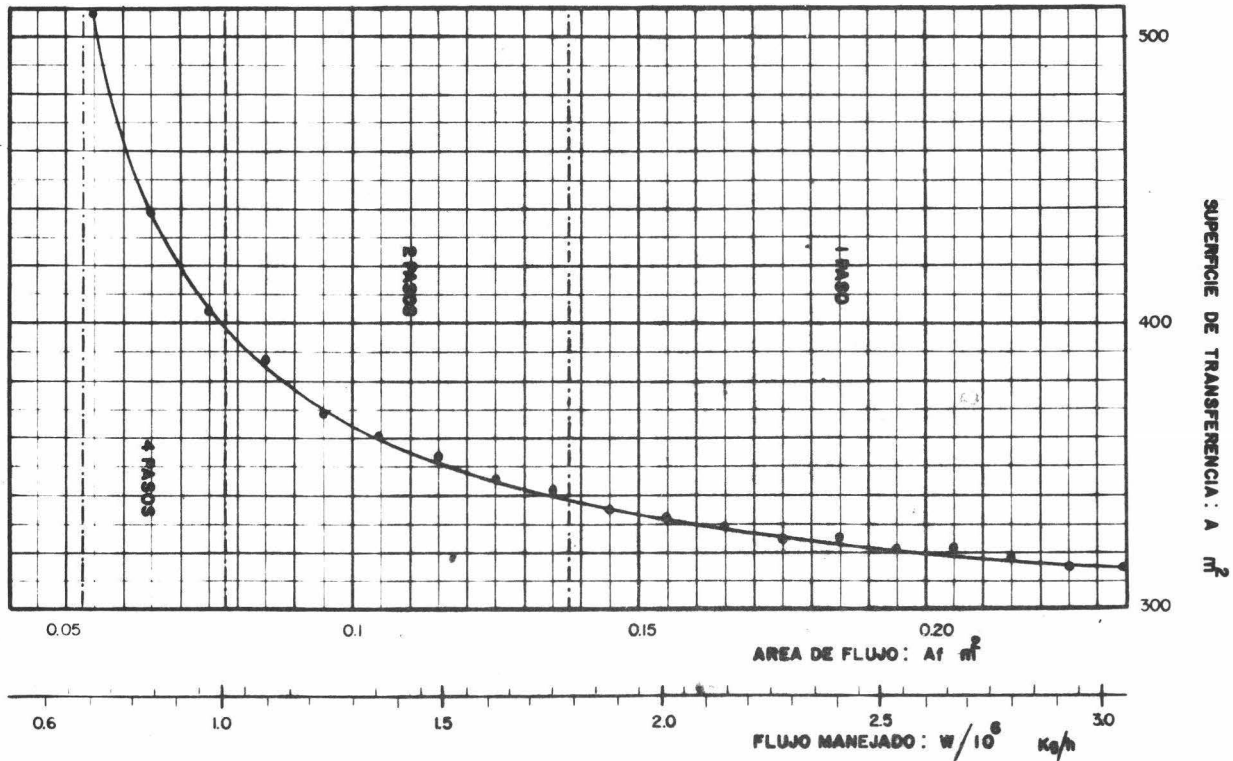


FIG 6.1 AREA DE TRANSFERENCIA DEL ELEMENTO CALEFACTOR EN FUNCION DEL FLUJO MANEJADO POR LA BOMBA DE RECIRCULACION

de tubos.

Asimismo, por la aplicación de las ecuaciones 4.43 y 4.44, que evalúan la caída de presión en la porción lineal del haz de tubos y en su caso la caída de presión de regreso, ΔP_t y ΔP_r , respectivamente, y la ecuación 4.45, se computa la caída de presión total en los tubos ΔP_T .

Los términos necesarios para el cálculo de: ΔP_T , se encuentran en la tabla 6.4 (para la evaluación de f se empleó la figura 26 del Kern en términos adimensionales); la figura 6.2 traduce los resultados con mayor claridad; graficando la caída de presión total: ΔP_T , como una función del área de flujo de los tubos: A_f , o flujo manejado por la bomba: W .

Para la determinación de la cabeza total de descarga de la bomba: H , es necesario determinar de acuerdo a la ecuación 4.46, las pérdidas por fricción totales en el sistema: ΣF , ya que la caída de presión total en el cambiador: ΔP_T , esta determinada, y la diferencia de energía potencial en el sistema: ΔZ , se supone constante e igual a 3 m, dadas las características físicas del equipo de circulación forzada.

Antes de introducirnos en el cálculo de ΣF , es recomendable el ajuste del término: v_w^* , de acuerdo a las características físicas de la tubería, susceptible de emplearse en cada caso. Para principiar el ajuste, se computa el gasto manejado: Q , a partir de W y ρ_w .

Debe establecerse en forma comparativa con A_f , el área de flujo: S y así el diámetro nominal: \emptyset , de la tubería capaz de manejar dicho gasto, y de acuerdo a estos elementos se ajusta el término de velocidad: v_w^* . En forma regresiva, determinamos la masa velocidad real: G_w , relacionada con dicha velocidad lineal de flujo: v_w^* y área de flujo de la línea: S .

La información recabada en los pasos anteriores, determina el número de Reynolds en la línea: N_{Re} , empleando la viscosidad: μ_w obtenida en anteriores

TABLA 6.4 Caída de Presión en el Elemento Calefactor
en Función del Flujo Manejado por la Bomba.

Inciso	Re_t	f	L_m	n	ΔP_{t_m}	ΔP_{r_m}	ΔP_{T_m}
1	22381	0.0317	6.38	8	44.64	28.24	72.88
2	21812	0.0317	7.21	4	25.20	14.12	32.39
3	21629	0.0318	5.27	4	18.58	14.12	32.70
4	21449	0.0320	4.20	4	14.83	14.12	28.95
5	21272	0.0321	7.12	2	12.67	7.06	19.73
6	21097	0.0323	6.06	2	10.80	7.06	17.86
7	21097	0.0323	5.36	2	9.50	7.06	16.56
8	21097	0.0323	4.81	2	8.64	7.06	15.70
9	20926	0.0324	4.32	2	7.77	7.06	14.83
10	20926	0.0324	3.96	2	7.06	7.06	14.12
11	20756	0.0325	7.24	1	6.48	3.03	9.51
12	20756	0.0325	6.70	1	6.05	3.03	9.03
13	20591	0.0327	6.22	1	5.62	3.03	8.65
14	20591	0.0327	5.81	1	5.33	3.03	8.86
15	20591	0.0327	5.44	1	4.90	3.03	7.93
16	20427	0.0325	5.16	1	4.61	3.03	7.64
17	20427	0.0325	4.91	1	4.46	3.03	7.49
18	20427	0.0325	4.63	1	4.18	3.03	7.21
19	20427	0.0325	4.38	1	3.89	3.03	6.92
20	20427	0.0325	4.19	1	3.74	3.03	6.77

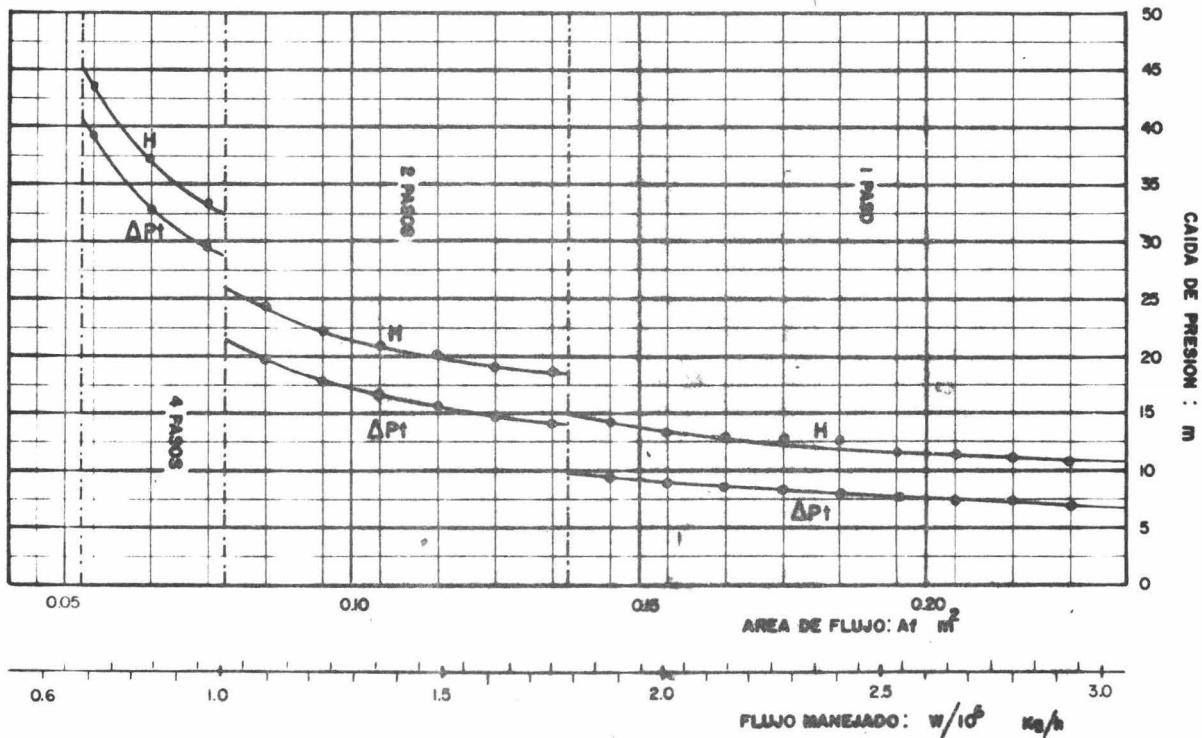


FIG.6.2 CAIDA DE PRESION EN EL ELEMENTO CALEFACTOR: ΔP_1 Y CABEZA TOTAL DE DESCARGA DE LA BOMBA: H, EN FUNCION DEL FLUJO MANEJADO.

cálculos.

Los elementos empleados para la determinación del número de Reynolds, aparecen en la tabla 6.5

Para la determinación del factor de fricción: f' , se estima previamente el factor de aspereza relativa: ϵ/D , para acero comercial (apéndice C-1, Foust), empleado junto con el número de Reynolds calculado: N_{Re} (apéndice C-3, Foust).

Paralelamente, se estima la longitud total equivalente: ΣL , de acuerdo al esquema general de tubería siguiente: 15 m de tubería recta $\phi 40$, 3 codos estándar 90° , 1 entrada y 1 salida de borde afilado, (veáanse apéndices: C-2a, C-2B, C-2c y C-2d, Foust). Este arreglo físico de tubería pudiera ser diferente, pero, salvo si se deseara introducir un "by-pass", con una bomba de reserva, no produciría variaciones importantes en la potencia al freno consumida por la bomba.

Pueden entonces, con los elementos anteriores, calcularse las pérdidas totales por fricción: ΣF , de acuerdo a la ecuación 4.47. El procedimiento y resultado de los cálculos mencionados se plantean en la tabla 6.6.

Finalmente se calcula la cabeza total de descarga de la bomba: H , según la ecuación 4.46, y la potencia consumida por la electrobomba: P , por la ecuación 4.48. Para la evaluación de P , se ha empleado una eficiencia del conjunto motor-bomba: $\phi_M \phi_B$ del 75%.

La cabeza de descarga de la bomba: H , se grafica junto con la caída de presión total en los tubos: ΔP_T , en la figura 6.2, y la potencia al freno consumida por la bomba de recirculación: P , en la figura 6.3, en función del área de flujo: A_f o el gasto manejado: Q .

Conclusiones. Los resultados obtenidos no pueden considerarse concluyentes, pues la superficie de transferencia requerida por el primer efecto,

TABLA 6.5 Ajuste del Término Velocidad y Determinación del Número de Reynolds en la Línea.

Inciso	ϕ Std. pulg	D m	S m ²	W Kg/h	Q m ³ /h	* v _w m/h	G _w Kg/hm ²	μ_w	N _{Re}
1	10	0.25451	0.05086	583200	486	9555.6	11466720	11.5	253773
2	12	0.30709	0.07406	712800	594	8020.5	9624600	11.8	250476
3	12	0.30709	0.07406	842400	702	9478.8	11374560	11.9	293531
4	14	0.33655	0.08895	972000	810	9106.2	10927440	12.0	306469
5	14	0.33655	0.08895	1101600	918	10320.4	12384480	12.1	344463
6	16	0.38735	0.1178	1231200	1026	8709.7	10451640	12.2	331840
7	16	0.38735	0.1178	1360800	1134	9626.5	11551800	12.2	366770
8	16	0.38735	0.1178	1490400	1242	10543.3	12651960	12.2	401700
9	18	0.44135	0.153	1620000	1350	8823.5	10588200	12.3	379927
10	18	0.44135	0.153	1749600	1458	9529.4	11435280	12.3	410322
11	18	0.44135	0.153	1879200	1566	10235.3	12282360	12.4	437163
12	20	0.48895	0.1878	2008800	1674	8913.7	10696440	12.4	421776
13	20	0.48895	0.1878	2138400	1782	9488.8	11386560	12.5	445397
14	20	0.48895	0.1878	2268000	1890	10063.9	12076680	12.5	472391
15	20	0.48895	0.1878	2397600	1998	10639.0	12766800	12.5	499386
16	24	0.59055	0.2739	2527200	2106	7688.9	9226680	12.6	432446
17	24	0.59055	0.2739	2656800	2214	8083.2	9699840	12.6	454622
18	24	0.59055	0.2739	2786400	2322	8477.5	10173000	12.6	476799
19	24	0.59055	0.2739	2916000	2430	8871.9	10646280	12.6	498981
20	24	0.59055	0.2739	3045600	2538	9266.2	11119440	12.6	521158

TABLA 6.6 Pérdidas totales por fricción en la línea en función del flujo manejado.

Inciso	\emptyset Std. Pulg.	D m	v_w^* m/seg	ϵ/D	ΣL m	N_{Re}	f'	ΣF m
1	10	0.25451	2.65	0.00018	63'	253773'	0.0166'	1.47'
2	12	0.30709	2.23	0.00016	72	250476	0.0165	0.98
3	12	0.30709	2.63	0.00016	72	293531	0.0160	1.32
4	14	0.33655	2.53	0.00014	82	306469	0.0159	1.26
5	14	0.33655	2.87	0.00014	82	344463	0.0158	1.59
6	16	0.38735	2.42	0.00012	95	331840	0.0158	1.15
7	16	0.38735	2.67	0.00012	95	366770	0.0156	1.39
8	16	0.38735	2.93	0.00012	95	401700	0.0152	1.64
9	18	0.44135	2.45	0.00010	109	379927	0.0151	1.14
10	18	0.44135	2.65	0.00010	109	410322	0.0150	1.32
11	18	0.44135	2.84	0.00010	109	437163	0.0148	1.50
12	20	0.48895	2.48	0.00009	126	421776	0.0148	1.20
13	20	0.48895	2.64	0.00009	126	445397	0.0147	1.35
14	20	0.48895	2.80	0.00009	126	472391	0.0146	1.50
15	20	0.48895	2.96	0.00009	126	499386	0.0145	1.66
16	24	0.59055	2.14	0.00008	146	432446	0.0148	0.86
17	24	0.59055	2.25	0.00008	146	454622	0.0147	0.93
18	24	0.59055	2.35	0.00008	146	476799	0.0146	1.02
19	24	0.59055	2.46	0.00008	146	498981	0.0144	1.10
20	24	0.59055	2.57	0.00008	146	521158	0.0143	1.19

TABLA 6.7 Requerimiento de potencia de la bomba en función del flujo manejado.

Inciso	W Kg/h	Q m ³ /h	z m	ΔP_T m	ΣF m	H m	P Kw
1	583,200	486	3.0	72.88	1.47	77.35	164.2
2	712,800	594	3.0	39.32	0.98	43.30	112.3
3	842,400	702	3.0	32.70	1.32	37.02	113.5
4	972,000	810	3.0	28.95	1.26	33.21	117.5
5	1,101,600	918	3.0	19.73	1.59	24.32	97.5
6	1,231,200	1,026	3.0	17.86	1.15	22.01	98.6
7	1,360,800	1,134	3.0	16.56	1.39	20.95	103.8
8	1,490,400	1,242	3.0	15.70	1.64	20.34	110.3
9	1,620,000	1,350	3.0	14.83	1.14	18.97	111.9
10	1,749,600	1,458	3.0	14.12	1.32	18.44	117.4
11	1,879,200	1,566	3.0	9.51	1.50	14.01	95.8
12	2,008,800	1,674	3.0	9.03	1.20	13.23	96.7
13	2,138,400	1,782	3.0	8.65	1.35	13.00	101.2
14	2,268,000	1,890	3.0	8.36	1.50	12.86	106.2
15	2,397,600	1,998	3.0	7.93	1.66	12.59	109.9
16	2,527,200	2,106	3.0	7.64	0.86	11.50	105.8
17	2,656,800	2,214	3.0	7.49	0.93	11.42	110.4
18	2,786,400	2,322	3.0	7.21	1.02	11.23	113.9
19	2,916,000	2,430	3.0	6.92	1.10	11.02	117.0
20	3,045,600	2,538	3.0	6.77	1.19	10.96	121.5

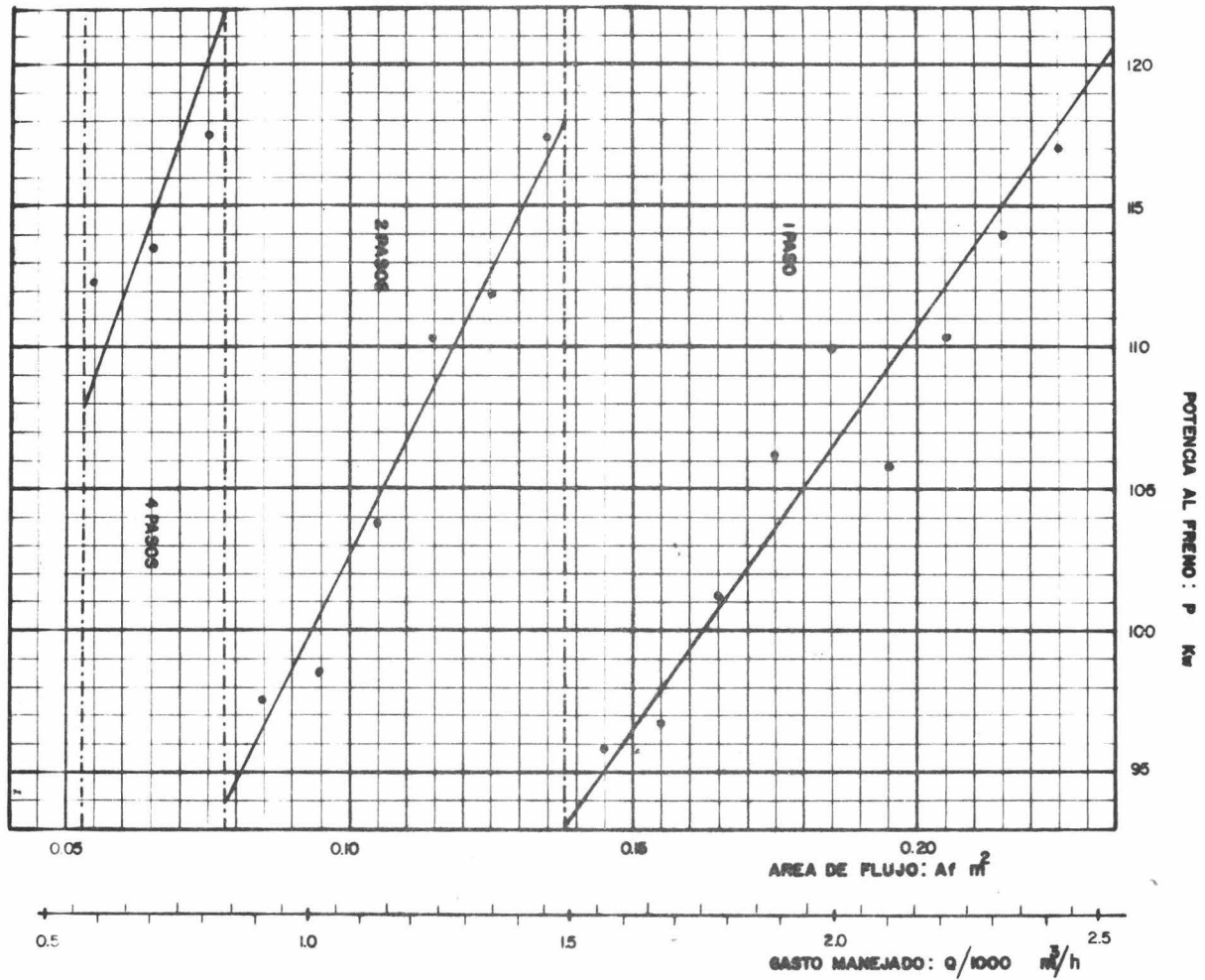


FIG 6.3. POTENCIA CONSUMIDA POR LA BOMBA EN FUNCION DEL FLUJO MANEJADO

se sitúa muy cerca de los 340 m^2 , de acuerdo a nuestro análisis anterior -- (ver figura 6.1), para un requerimiento de potencia mínimo (ver figura 6.3); valor sensiblemente distinto de los 185 m^2 , esperados en el balance del múltiple efecto (ver tabla 5.13). Esta situación se ha presentado, debido fundamentalmente a dos razones:

1.- El coeficiente de diseño: U_D , computado de la ecuación 4.25, igual a $2482 \text{ Kcal/hm}^2\text{°C}$ y aplicado para el análisis del sistema de evaporación a múltiple efecto, es bastante mayor que el obtenido por los procedimientos utilizados en este capítulo, enmarcados en la tabla 6.1, 6.2. y 6.3; que en el punto óptimo adquiere un valor de $1585 \text{ Kcal/hm}^2\text{°C}$.

2.- El valor del gradiente de temperatura efectivo: Δt , para el elemento calefactor, se sitúa en 9.3°C según se estimó en este capítulo (ver tabla 6.1), valor menor de los 11°C previstos en el análisis de múltiple efecto.

No obstante, se presenta un panorama objetivo del sistema que se capitaliza en el próximo capítulo, para la resolución final del sistema.

Puede visualizarse inmediatamente, que el sistema idóneo de circulación forzada, habrá de utilizar 1 paso en los tubos y coraza, empleando tubos de 7.31 m de longitud. Cabe la posibilidad de emplear 2 pasos en los tubos, - también de 7.31 m , aunque menos ventajosamente.

CAPITULO VII

TRATAMIENTO FINAL Y RESULTADO.

Para el desarrollo del sistema de evaporación que se ha venido presentando en capítulos anteriores, se introdujo una expresión para la determinación del coeficiente de transferencia total en el equipo de circulación forzada; desarrollada por Fragen y Badger [Ind. Eng. Chem. 28, 534 (1936)], - representada por la ecuación 4.24. La simplicidad de la expresión nos movió a emplearla, dadas las complicaciones que introduciría el método desarrollado por Kern en su libro [Procesos de Transferencia de calor], considerando las repetidas aproximaciones que exige el balance total del múltiple efecto.

El procedimiento desarrollado, perseguía dotar al equipo de circulación forzada de un gradiente de temperatura que condicionara un costo mínimo de superficie de calefacción total, e implicaría necesariamente una relación óptima, entre la superficie requerida por el primer efecto y la del resto del sistema.

Cuando se hubo situado este gradiente en: $\Delta T_1 = 11^\circ\text{C}$, se atacó el problema del equipo de circulación forzada, y dentro del análisis, se aplicó el criterio de resolución propuesto por Kern para la determinación del coeficiente de transferencia.

Los resultados comparativos presentaron serias diferencias en el valor numérico obtenido para el coeficiente y para el valor del gradiente de temperatura efectivo, que implica este procedimiento; por lo que la superficie de transferencia prevista para el primer efecto, sufrió un aumento notable.

Esta situación conduce a situar la relación de superficies óptima, en un marco de nuevas condiciones terminales, ya que esta propiedad del sistema, esta influenciada exclusivamente por el valor asignado a las superficies

de calefacción.

No podemos discutir la validez de uno u otro procedimiento; pero resulta deseable escoger el que ofrece mas garantías a la capacidad prevista del sistema; lo que conduce a preferir el método propuesto por Kern, que por otro lado es extensamente aplicado para la resolución de problemas relacionados con intercambiadores de calor.

Esta situación exige reconsiderar el gradiente de temperatura en el primer efecto y sus consecuentes condiciones terminales. Esto resulta relativamente sencillo, si se interpreta adecuadamente el panorama resultante de los intentos anteriores, por definir un sistema idóneo de evaporación para el caso que no ocupa.

Ya que la razón guardada por la superficie de transferencia demandada por el primer efecto, respecto a la del resto de unidades, según el análisis que es representado por la figura 5.3, adquiere un valor aproximado de 0.5; el gradiente de temperatura en el primer efecto corregido, deberá arrojar un valor cercano a dicha razón; si bien, el valor de la superficie total de calefacción y por ende su costo, serán un poco mayores a las expresadas en las estimaciones representadas por las figuras 5.1 y 5.2, dado que al aumentar el gradiente de temperatura en el primer efecto, se demeritan el resto de potenciales en las unidades de tubos verticales largos, aumentando consecuentemente su área de transferencia.

Asimismo, dada la influencia de: $\Delta t_I > 11^\circ\text{C}$, la superficie de calefacción esperada para alguna proporción de flujo manejado, adquirirá un valor bastante menor del esperado por el análisis que representa la figura 6.1. Consecuentemente con la disminución de la superficie de calefacción, los valores de la caída de presión, cabeza total de descarga y potencia consumida por la bomba de recirculación, sufrirán un abatimiento (ver figura 6.2 y 6.3).

A fin de ubicar la resolución final del sistema cerca de la condición: $A_I/A \approx 0.5$, que determina un nuevo valor de $\Delta T_I > 11^\circ\text{C}$ se planteó el siguiente razonamiento:

1.- Habremos de procurar, determinar una expresión que nos relacione las áreas de transferencia del primero y alguno de los demás efectos (emplearemos el sexto, pudiendo ser cualquiera de las otros), en función de los gradientes de temperatura obtenidos, introduciendo una variable correctora de dichas temperaturas.

Partiendo de las ecuaciones de transferencia 4.9, para el primero y sexto efectos, tendríamos lo siguiente:

$$\frac{A_I}{A_{VI}} = 0.5 = \frac{Q_I U_{VI} T_{VI}}{Q_{VI} U_I T_I} \quad (7.1)$$

Dado que el potencial efectivo de temperatura: ΔT_e , permanece prácticamente constante, el aumento en el gradiente de temperatura del primer efecto: ΔT_I que denominaremos: δ , ocasionará una disminución en los gradientes de temperatura restantes, y dado que δ se distribuye mas o menos uniformemente en el resto de efectos, la disminución en el potencial de temperatura ocurrido en el sexto efecto podría estimarse en $\delta/5$. Introduciendo estas consideraciones en 7.1, llegamos a:

$$\frac{A_I}{A_{VI}} = 0.5 = \frac{Q_I U_{VI} (T_{VI} - \delta/5)}{Q_{VI} U_I (T_I + \delta)} \quad (7.2)$$

2.- Podemos suponer por simplificación que: Q_I , Q_{VI} y U_{VI} , son constantes, cuyos valores numéricos se expresan en la tabla 5.13. Introduciendo estos valores y los de ΔT_I y ΔT_{VI} , referidos en la misma tabla, a la ecuación 7.2, tendremos:

$$\frac{A_I}{A_{VI}} = 0.5 = \frac{5040082 \times 982.0 (8.0 - \delta/5)}{2749405 U_I (11.0 + \delta)} \quad (7.3)$$

finalmente, el coeficiente U_I de acuerdo al procedimiento propuesto por Kern, según las conclusiones del capítulo VI, tendría un valor de : 1585 - Kcal/hm²°C, así:

$$\frac{A_I}{A_{VI}} = 0.5 = \frac{1.1357 (8.0 - \delta/5)}{11.0 + \delta}$$

resolviendo tendremos:

$$\delta = 4.9 \text{ } ^\circ\text{C}$$

De esta manera, obtenemos un valor de $\Delta T_I = 15.9 \text{ } ^\circ\text{C}$ con el que pueden iniciarse, el balance del múltiple efecto y la determinación del sistema de circulación forzada.

Con este valor del gradiente de temperatura en el primer efecto se obtuvo un valor de A_I/A_{VI} , un poco mayor a 0.5 y aunque bastante satisfactorio se prefirió elevar un poco más a: $\Delta T_I = 17 \text{ } ^\circ\text{C}$, encontrando los resultados que se presentan en el apéndice de este capítulo como solución final.

Los datos destacados obtenidos según se presenta en el apéndice, se encuentran en la figura 7.1 al final del capítulo.

A P E N D I C E

A manera de corolario, se presenta a continuación la solución numérica del sistema final de evaporación a séxtuple efecto, con un equipo de circulación forzada en el primer efecto.

1.- Dado que la temperatura del vapor vivo de calefacción: T_0 es igual a -- 130°C y la temperatura en el condensador barométrico: T_6 , igual a 52°C , el potencial aparente de temperatura, por la ecuación 4.5, igual a:

$$\Delta T_a = 130^{\circ}\text{C} - 52^{\circ}\text{C} = 78^{\circ}\text{C}$$

2.- Asumiendo que las concentraciones probables, para las corrientes de licor negro serán:

$$X_F = 15.0 \% \quad (\text{concentración de alimentación}).$$

$$X_{VI} = 16.6$$

$$X_V = 18.3$$

$$X_{IV} = 20.8$$

$$X_{III} = 24.6$$

$$X_{II} = 31.2$$

$$X_I = 44.1$$

$$X_C = 45.0 \quad (\text{concentración final deseada}).$$

pueden obtenerse, los calores específicos y elevaciones del punto de ebullición de los licores a dichas concentraciones a partir de las figuras - 4.2 y 4.1 respectivamente, por lo que tendríamos:

$$C_{PVI} = 0.933 \text{ Kcal/Kg}^{\circ}\text{C}$$

$$C_{PV} = 0.917$$

$$C_{PIV} = 0.895$$

$$C_{PIII} = 0.870$$

$$C_{PII} = 0.830$$

$$Cp_I = 0.776$$

$$Cp_C = 0.772$$

$$EPE_{VI} = 1.7 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$EPE_V = 1.9$$

$$EPE_{IV} = 2.3$$

$$EPE_{III} = 2.9$$

$$EPE_{II} = 4.0$$

$$EPE_I = 6.5$$

$$EPE_C = 6.7$$

- 3.- La suma de las elevaciones del punto de ebullición, por la ecuación 4.6, será:

$$\sum EPE = 1.7^\circ\text{C} + 1.9^\circ\text{C} + 2.3^\circ\text{C} + 2.9^\circ\text{C} + 4.0^\circ\text{C} + 6.5^\circ\text{C} = 19.3^\circ\text{C}$$

- 4.- El potencial efectivo de temperatura será, según ecuación 4.7:

$$\Delta T_e = 78.0^\circ\text{C} - 19.3^\circ\text{C} = 58.7^\circ\text{C}$$

- 5.- Suponiendo que los gradientes de temperatura por efecto probables serían:

$$T_0 - T_I = 17.0^\circ\text{C}$$

$$T_1 - T_{II} = 10.4^\circ\text{C}$$

$$T_2 - T_{III} = 8.7^\circ\text{C}$$

$$T_3 - T_{IV} = 8.0^\circ\text{C}$$

$$T_4 - T_V = 7.5^\circ\text{C}$$

$$T_5 - T_{VI} = 7.1^\circ\text{C}$$

comprobamos que cumplen la ecuación 4.7:

$$\Delta T_e = 17.0^\circ\text{C} + 10.4^\circ\text{C} + 8.7^\circ\text{C} + 8.0^\circ\text{C} + 7.5^\circ\text{C} + 7.1^\circ\text{C} = 58.7^\circ\text{C}$$

pudiendo establecer la distribución de temperaturas locales en el sistema, con la ayuda del conjunto de ecuaciones 4.8:

$$T_0 = 130^\circ\text{C}$$

$$T_I = 130.0^{\circ}\text{C} - 17.0^{\circ}\text{C} = 113.0^{\circ}\text{C}$$

$$T_1 = 113.0^{\circ}\text{C} - 6.5^{\circ}\text{C} = 106.5^{\circ}\text{C}$$

$$T_{II} = 106.5^{\circ}\text{C} - 10.4^{\circ}\text{C} = 96.1^{\circ}\text{C}$$

$$T_2 = 96.1^{\circ}\text{C} - 4.0^{\circ}\text{C} = 92.1^{\circ}\text{C}$$

$$T_{III} = 92.1^{\circ}\text{C} - 8.7^{\circ}\text{C} = 83.4^{\circ}\text{C}$$

$$T_3 = 83.4^{\circ}\text{C} - 2.9^{\circ}\text{C} = 80.5^{\circ}\text{C}$$

$$T_{IV} = 80.5^{\circ}\text{C} - 8.0^{\circ}\text{C} = 72.5^{\circ}\text{C}$$

$$T_4 = 72.5^{\circ}\text{C} - 2.3^{\circ}\text{C} = 70.2^{\circ}\text{C}$$

$$T_V = 70.2^{\circ}\text{C} - 7.5^{\circ}\text{C} = 62.7^{\circ}\text{C}$$

$$T_5 = 62.7^{\circ}\text{C} - 1.9^{\circ}\text{C} = 60.8^{\circ}\text{C}$$

$$T_{VI} = 60.8^{\circ}\text{C} - 7.1^{\circ}\text{C} = 53.7^{\circ}\text{C}$$

$$T_6 = 53.7^{\circ}\text{C} - 1.7^{\circ}\text{C} = 52.0^{\circ}\text{C}$$

además, la temperatura del licor saliendo de la cámara 'flash', dado que el vapor producido se interconectará con el vapor T_2 alimentado al tercer efecto, será:

$$T_C = T_2 + EPE_C = 92.1^{\circ}\text{C} + 6.7^{\circ}\text{C} = 98.8^{\circ}\text{C}$$

y finalmente, por condición, la temperatura de alimentación inicial de licor será:

$$T_F = 60^{\circ}\text{C}$$

6.- Los calores latentes, para las diferentes temperaturas de vapor, se encuentran en las tablas de vapor como sigue:

$$\lambda_0 = 519.2 \text{ Kcal/Kg}$$

$$\lambda_1 = 534.9$$

$$\lambda_2 = \lambda_C = 544.0$$

$$\lambda_3 = 551.2$$

$$\lambda_4 = 557.3$$

$$\lambda_5 = 562.9$$

$$\lambda_6 = 567.8$$

7.- El balance térmico individual, se plantea de acuerdo al conjunto de ecuaciones (4.4), de la siguiente manera:

$$544.0 V_C = 0.772 W_I \quad (113.0 - 98.9)$$

$$519.2 V_0 = 0.776 W_{II} \quad (113.0 - 96.1) + 534.9 V_1$$

$$534.9 V_1 = 0.830 W_{III} \quad (96.1 - 83.4) + 544.0 V_2$$

$$544.0 V_2 = 0.870 W_{IV} \quad (83.4 - 72.5) + 551.2 V_3$$

$$551.2 V_3 = 0.895 W_V \quad (72.5 - 62.7) + 557.3 V_4$$

$$557.3 V_4 = 0.917 W_{VI} \quad (62.7 - 53.7) + 562.9 V_5$$

$$562.9 V_5 = 0.933 W_F \quad (53.7 - 60.0) + 567.8 V_6$$

además, por condición impuesta al sistema, conocemos los valores del flujo de licor alimentado, pudiendo deducir por los valores de la concentración inicial y final de licor, el valor del flujo final saliendo del sistema; de acuerdo a la ecuación 4.1; por tanto:

$$W_F = 60,000 \text{ Kg/h}$$

$$W_C = \frac{15 \times 60,000}{45} = 20,000 \text{ Kg/h}$$

y manipulando el conjunto de ecuaciones 4.3, podemos poner los valores de los flujos de licor intermedios en las ecuaciones de balance, en función de los flujos de vapor y de las condiciones terminales de flujo de licor conocidas; por lo que dichas ecuaciones toman la forma:

$$544.0 V_C = 0.772 (20,000 + V_C) \quad (113.0 - 98.8)$$

$$519.2 V_0 = 0.776 (20,000 + V_C + V_1) \quad (113.0 - 96.1) + 534.9 V_1$$

$$534.9 V_1 = 0.830 (20,000 + V_C + V_1 + V_2) \quad (96.1 - 83.4) + 544.0 V_2$$

$$544.0 V_2 = 0.870 (60,000 - V_6 - V_5 - V_4) \quad (83.4 - 72.5) + 551.2 V_3$$

$$551.2 V_3 = 0.895 (60,000 - V_6 - V_5) \quad (72.5 - 62.7) + 557.3 V_4$$

$$557.3 V_4 = 0.917 (60,000 - V_6) \quad (62.7 - 53.7) + 562.9 V_5$$

$$562.9 V_5 = 0.933 \times 60,000 \quad (53.7 - 60.0) + 567.8 V_6$$

resolviendo la primera ecuación que ha quedado explícita, tendremos:

$$V_C = 411.3 \text{ Kg/h}$$

introduciendo el valor de V_C en las ecuaciones restantes, podemos resolverlas, poniendo los valores de los flujos de vapor desconocidos, en función de uno de ellos: V_6 ; de esta manera tendríamos:

$$V_0 = 1.0535 V_6 + 3506.8$$

$$V_1 = 0.9981 V_6 + 2833.9$$

$$V_2 = 0.9437 V_6 + 2291.8$$

$$V_3 = 0.9832 V_6 + 1223.3$$

$$V_4 = 1.0040 V_6 + 255.7$$

$$V_5 = 1.0087 V_6 + 626.5$$

ahora tenemos un sistema simultáneo de 6 ecuaciones con 7 incógnitas. La ecuación 4.2, puede emplearse satisfactoriamente para determinar el sistema, dado que la evaporación total puede calcularse fácilmente. Comencemos entonces por evaluar el valor numérico de V_6 :

$$\begin{aligned} V &= 60,000 - 20,000 = 411.3 + 0.9981 V_6 + 2833.9 + 0.9437 V_6 + \dots \\ &\dots + 2291.8 + 0.9832 V_6 + 1223.3 + 1.0040 V_6 + 255.7 + 1.0087 V_6 - \dots \\ &\dots - 626.5 + V_6 = 6389.5 + 5.9377 V_6 \end{aligned}$$

por lo que:

$$V_6 = 5660.5 \text{ Kg/h}$$

determinando el resto de flujos de vapor:

$$V_0 = 9470.1 \text{ Kg/h}$$

$$V_1 = 8483.7$$

$$V_2 = 7633.6$$

$$V_3 = 6788.7$$

$$V_4 = 5938.9$$

$$V_5 = 5083.3$$

8.- De acuerdo al grupo de ecuaciones 4.4, se determina el calor transferido en cada efecto:

$$Q_I = 9470.1 \times 519.2 = 4,916,876 \text{ Kcal}$$

$$Q_{II} = 8483.7 \times 534.9 = 4,537,931$$

$$Q_{III} = 7633.6 \times 544.0 = 4,152,678$$

$$Q_{IV} = 6788.7 \times 551.2 = 3,741,931$$

$$Q_V = 5938.9 \times 557.3 = 3,309,749$$

$$Q_{VI} = 5083.3 \times 562.9 = 2,861,390$$

9.- Para la determinación de los coeficientes totales de transferencia, es necesario calcular las viscosidades para cada efecto, de acuerdo a las condiciones mas desfavorables de concentración y temperatura. Los pares de valores y su correspondiente viscosidad, deducida de la figura 4.4, se ofrecen enseguida:

$$\text{Efecto II } (31.2\% , 92.1^\circ\text{C}) ; \mu_{II} = 5.51 \text{ Kg/hm}$$

$$\text{III } (24.6\% , 80.5^\circ\text{C}) ; \mu_{III} = 3.79$$

$$\text{IV } (20.8\% , 70.2^\circ\text{C}) ; \mu_{IV} = 3.45$$

$$\text{V } (18.3\% , 60.8^\circ\text{C}) ; \mu_V = 3.48$$

$$\text{VI } (16.6\% , 52.0^\circ\text{C}) ; \mu_{VI} = 3.65$$

finalmente, por la aplicación de la ecuación 4.23, se determinan los coeficientes totales de acuerdo al par de valores (T , μ) correspondiente; así:

$$\text{Efecto II } (92.1^\circ\text{C} , 5.51 \text{ Kg/hm}) ; U_{II} = 1046.7 \text{ Kcal/hm}^2\text{C}$$

$$\text{III } (80.5^\circ\text{C} , 3.79 \text{ Kg/hm}) ; U_{III} = 1148.7$$

$$\text{IV } (70.2^\circ\text{C} , 3.45 \text{ Kg/hm}) ; U_{IV} = 1130.7$$

$$\text{V } (60.8^\circ\text{C} , 3.48 \text{ Kg/hm}) ; U_V = 1065.0$$

$$\text{VI } (52.0^\circ\text{C} , 3.65 \text{ Kg/hm}) ; U_{VI} = 983.0$$

10.- Para la obtención del área de transferencia requerida, en cada uno de los efectos, se emplea el grupo de ecuaciones 4.9; de la siguiente manera:

$$A_{II} = 4,537,931/1046.7 (10.4) = 416.9 \text{ m}^2$$

$$A_{III} = 4,152,678/1148.7 (8.7) = 415.5$$

$$A_{IV} = 3,741,931/1130.7 (8.0) = 413.7$$

$$A_V = 3,309,749/1065.0 (7.5) = 414.4$$

$$A_{VI} = 2,861,390/ 983.0 (7.1) = 410.0$$

Estos resultados pueden considerarse satisfactorios, por lo que los - gradientes de temperatura propuestos en el inciso 5, han sido acertados. Tomaremos un valor conservador de 420 m^2 para el área de transferencia por efecto.

11.- A fin de confirmar la veracidad de la primera suposición, relativa a la distribución de concentraciones, se calculan éstas a partir de los flujos actuales, según ecuaciones 4.3:

$$W_C = 20,000.0 \text{ Kg/h}$$

$$W_I = 20,411.3$$

$$W_{II} = 28,895.0$$

$$W_{III} = 36,528.6$$

$$W_{IV} = 43,317.3$$

$$W_V = 49,256.2$$

$$W_{VI} = 54,339.5$$

$$W_F = 60,000.0$$

y dado que la cantidad de sólidos es constante en el sistema, las concentraciones serán:

$$X_C = 45.0 \%$$

$$X_I = 44.1$$

$$X_{II} = 31.1$$

$$X_{III} = 24.6$$

$$X_{IV} = 20.8$$

$$X_V = 18.3$$

$$X_{VI} = 16.6$$

$$X_F = 15.0$$

que al compararse con las propuestas en el inciso 2, resultan totalmente satisfactorias.

12.- Las condiciones terminales para el equipo de circulación forzada, han quedado determinadas, exponiéndose enseguida:

Para el vapor de alimentación : $V_0 = 9470.1 \text{ Kg/h}$

$$T_0 = 130^\circ\text{C}$$

$$\lambda_0 = 519.2 \text{ Kcal/Kg}$$

Para el licor alimentado : $W_{II} = 28,895.0 \text{ Kg/h}$

$$T_{II} = 96.1^\circ\text{C}$$

$$C_{pII} = 0.830 \text{ Kcal/Kg } ^\circ\text{C}$$

$$X_{II} = 31.1 \%$$

Para el vapor producido : $V_1 = 8483.7 \text{ Kg/h}$

$$T_1 = 106.5^\circ\text{C}$$

$$\lambda_1 = 534.9 \text{ Kcal/Kg}$$

Para el licor saliendo : $W_I = 20411.3 \text{ Kg/h}$

$$T_I = 113^\circ\text{C}$$

$$C_{pI} = 0.776 \text{ Kcal/Kg } ^\circ\text{C}$$

$$X_I = 44.1 \%$$

Calor transferido : $Q_I = 4,916,876 \text{ Kcal}$

además, debe sujetarse a las siguientes condiciones, derivadas de las conclusiones del capítulo anterior:

Tubos : 25.4 mm \emptyset , 12 BWG ; arreglo triangular de 31.8 mm.

$$L = 7.31 \text{ m}$$

$$n = 1 \text{ paso}$$

$$D_t = 0.01986 \text{ m}$$

$$D_e = 0.02540 \text{ m}$$

13.- Presumiendo un área de transferencia: $A_I = 230 \text{ m}^2$, se obtiene el número de tubos según la ecuación 4.41:

$$N_t = 394.3 \text{ tubos} \quad (\text{tanteo})$$

que pueden ajustarse a las poseídas por un cambiador estándar de -- 736.6 mm D.I. (ver tabla 9, Kern) a:

$$N_t = 397 \text{ tubos}$$

por lo que el área de transferencia según 4.41, sería:

$$A_I = 231.6 \text{ m}^2$$

y por la ecuación 4.40, el área de flujo sería:

$$A_f = 0.1232 \text{ m}^2$$

14.- Para la evaluación de la proporción de recirculación, se supone que la densidad del licor alimentado a la bomba es igual a 1205 Kg/m^3 (24.7°Bé), y dado que la masa velocidad: G_t , será según la ecuación 4.33:

$$G_t = 1205 \times 10800 = 13,014,000 \text{ Kg/hm}^2$$

la proporción de circulación sería:

$$W = 13,014,000 \times 0.1232 = 1,603,324.8 \text{ Kg/h}$$

15.- La concentración alimentada a la bomba, por la ecuación 4.27 será:

$$X_W = \frac{28895.0 (0.311) + (1603324.8 - 28895.0) 0.441}{1,603,324.8} = 43.9 \%$$

16.- La temperatura del flujo alimentado a la bomba, de acuerdo a la ecuación 4.28, queda:

$$(1603324.8 - 20411.3) (0.776) (113.0 - T_W) = (28895.0) (0.830) (T_W - 96.1)$$

resolviendo:

$$T_W = 112.7^\circ\text{C}$$

y la temperatura del licor descargada del cambiador, se computa de la ecuación 4.29, una vez determinado el calor específico del licor manejado por la bomba a X_W , según la tabla 4.2, así:

$$C_{pW} = 0.777 \text{ Kcal/Kg}^\circ\text{C}$$

por tanto:

$$4,916,876 = 1,603,324.8 (0.777) (T'_W - 112.6)$$

resolviendo:

$$T'_W = 116.5^\circ\text{C}$$

17.- Para verificar los balances térmicos anteriores, se aplica la ecuación 4.30, que determina un valor para el vapor producido en la cámara "flash", por la diferencial de temperatura ($T'_W - T_I$); este valor deberá ser sensiblemente igual, al determinado en el balance a múltiple efecto.

$$V_1 = \frac{(1603324.8) (0.777) (116.5 - 113.0)}{534.9}$$

$$= 8151.5 \text{ Kg/h} \approx 8483.7 \text{ Kg/h}$$

aproximación satisfactoria.

18.- La diferencia verdadera de temperatura en el equipo de circulación forzada, se evalúa a partir de T_0 , T_W y T'_W , según la ecuación 4.31:

$$\Delta t = \text{MLTD} = \frac{116.5 - 112.7}{2.3 \log \frac{130.0 - 112.7}{130.0 - 116.5}}$$

resolviendo:

$$\Delta t = \text{MLTD} = 15.3^\circ\text{C}$$

19.- Las propiedades del licor se evalúan a partir del cálculo de la temperatura promedio en el cambiador, según la ecuación 4.32, y de la concentración manejada por la bomba; así:

$$T_a = \frac{112.7 + 116.5}{2} = 114.6^\circ\text{C}$$

por lo que:

$$\mu_W = 13.3 \text{ Kg/hm} \quad (\text{figura 4.4})$$

$$k_W = 0.52 \text{ Kcal/hm}^2 (\text{}^\circ\text{C/m}) \quad (k_W = 0.9 \text{ k agua})$$

$$S_w = 1.205 = 24.7^\circ\text{Bé} \quad (\text{figura 4.3 0})$$

la gravedad específica así obtenida, verifica satisfactoriamente la hipótesis formulada en el inciso 14.

20.- Para la evaluación del factor de transferencia de calor y factor de fricción por el lado de los tubos, se determina el valor del Reynolds, empleando los datos físicos del tubo de 25.4 mm D.E., 12 B.W.G., según la ecuación 4.34:

$$\text{Re}_t = \frac{0.01986 (13014000)}{13.3} = 19,432.9$$

por lo que:

$$J_H = 68 \quad (\text{figura 24, Kern})$$

$$f' = 0.0331 \quad (\text{valor adimensional, figura 26, Kern})$$

21.- El coeficiente de transferencia de calor del lado de licor, se estima de acuerdo a la ecuación 4.35; así:

$$h_i = \frac{68 \times 0.52}{0.01986} \left(\frac{0.777 \times 13.3}{0.52} \right)^{1/3}$$

que resolviendo:

$$h_i = 4823.4 \text{ Kcal/hm}^2 \text{ }^\circ\text{C}$$

siendo el coeficiente corregido, según ecuación 4.36:

$$h_{i0} = \frac{4823.4 (0.01986)}{0.0254} = 3771.3 \text{ Kcal/hm}^2 \text{ }^\circ\text{C}$$

valor, que combinado con un coeficiente del lado de la coraza de 7320 Kcal/hm²°C, determina un coeficiente de transferencia limpio, por la ecuación 4.37 de:

$$U_c = \frac{3771.3 \times 7320}{3771.3 + 7320} = 2489 \text{ Kcal/hm}^2 \text{ }^\circ\text{C}$$

22.- En función de la superficie de transferencia propuesta en el inciso 13,

el coeficiente de diseño debería ser, según la ecuación 4.39, el siguiente:

$$U_D = \frac{4,916,876}{231.6 \times 15.3} = 1387.6 \text{ Kcal/hm}^2\text{°C}$$

23.- Verificando la magnitud del factor de obstrucción, según la ecuación 4.38, tendremos:

$$1387.6 = \frac{2489}{2489 R_d + 1}$$

que resolviendo:

$$R_d = 0.00032 \text{ hm}^2\text{°C/Kcal}$$

valor superior a 0.00025 hm²°C/Kcal, lo que indica que el área propuesta, resulta plenamente satisfactoria.

24.- La caída de presión de la sección lineal de los tubos se deduce de 4.43, de la siguiente forma:

$$\Delta P_t = \frac{0.0331 (13014000)^2 \times 7.31}{2.55 \times 10^{14} \times 0.01986 \times 1.205} = 5.16 \text{ m}$$

que aunada a la caída de presión de regreso, computada de 4.44, nos determina la caída de presión total del lado de los tubos, por la ecuación 4.45. Por tanto:

$$\Delta P_r = \frac{4.62 \times 1 \times 3^2}{1.205 \times 9.81} = 3.52 \text{ m}$$

así:

$$\Delta P_T = 5.16 + 3.52 = 8.68 \text{ m}$$

25.- Para la determinación de la longitud equivalente, asumiremos que la tubería de recirculación, constará de 15 m de tramos rectos y 3 codos estándar, y que existen una entrada y una salida de borde afilado.

Dado que el área de flujo en el cambiador es 0.1232m², la sección de flujo para la tubería podría ser: 0.1178m²; correspondiente a 16" Ø nominal,

Ced. 40. (Ver apéndice C, Foust).

Partida	longitud equivalente
Tubería recta	15.0 m
Codos de 90° $L/D = 30$ $L = 11.4$ m para cada uno, (3 piezas)	34.2 m
Entrada de la cámara "flash" al tubo $K = 0.5$, $L/D = 41$ $L = 15.3$ m	15.3 m
Salida del tubo a la cámara "flash" $K = 1.0$ $L/D = 80$ $L = 30.5$ m	30.5 m
	95.0 m
	$\Sigma L = 95.0$ m

26.- Por el ajuste del término velocidad, dado que $W = 1,603,324.8$ Kg/h, la masa velocidad, sería:

$$G_W = \frac{1,603,324.8}{0.1178} = 13,610,567.1 \frac{\text{Kg}}{\text{hm}^2}$$

y por tanto la velocidad:

$$v_W^* = \frac{13,610,567.1}{1205} = 11295.1 \text{ m/h} = 3.14 \text{ m/seg}$$

y el número de Reynolds en la tubería, dado que su diámetro interior es: 0.3874 m, resultaría:

$$N_{Re} = \frac{0.3874 \times 13,610,567.1}{13.3} = 396,446$$

27.- El factor de fricción, puede conocerse a partir del número de Reynolds y de la aspereza relativa, que es igual a: 0.00012, para tubería de acero - comercial, resultando igual a 0.0152. (Ver Apéndice C, Foust).

28.- Las pérdidas totales por fricción en el sistema, se computan de la --- ecuación 4.47, de la siguiente forma:

$$\Sigma F = \frac{0.0152 (3.14)^2 \times 95}{2 \times 9.81 \times 0.3874} = 1.8 \text{ m}$$

29.- La cabeza total de descarga de la bomba, puede calcularse empleando la ecuación 4.46, en donde introducimos un valor para la diferencia en la energía potencial de 3 m. Por tanto:

$$H = 8.68 + 1.87 + 3 = 13.55 \text{ m}$$

30.- La potencia al freno consumida por la bomba, empleando un valor para la eficiencia del conjunto motor-bomba del 75 %, se calcula según 4.48; previa determinación del gasto volumétrico manejado por la misma; entonces:

$$Q = \frac{1,603,324.8}{1205} = 1330.6 \text{ m}^3/\text{h}$$

y la potencia al freno:

$$P = \frac{0.00273 \times 1330.6 \times 1.205 \times 13.55}{0.75} = 79.08 \text{ Kw}$$

31.- Los flujos de condensados y vapor "flash", manejados por las 4 cámaras de vaporización instantánea, se estiman de acuerdo al esquema planteado por las ecuaciones 4.10, 4.11 y 4.12. Por tanto, en la cámara A, tendríamos:

$$8483.7 = V'_2 + D_A$$

$$8483.7 h_1 = 544.0 V'_2 + D_A h_2$$

$$\text{si: } h_1 = 106.6 \text{ Kcal/Kg} \quad \text{a } 106.5 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$\text{y : } h_2 = 92.2 \quad \text{a } 92.1$$

por la introducción de los valores, se resolvería:

$$V'_2 = 270.4 \text{ Kg/h}$$

$$D_A = 8213.3$$

para la cámara B, tendríamos:

$$7633.6 + 8213.3 = V'_3 + D_B$$

$$(7633.6 + 8213.3) h_2 = 551.2 V'_3 + D_B h_3$$

$$\text{si: } h_3 = 80.4 \text{ Kcal/kg} \quad \text{a } 80.5 \text{ }^\circ\text{C}$$

por la introducción de los valores, se resolvería:

$$V'_3 = 397.2 \text{ Kg/h}$$

$$D_B = 15,449.7$$

para la cámara C, tendríamos:

$$6788.7 + 15449.7 = V'_4 + D_C$$

$$(6788.7 + 15449.7) h_3 = 557.3 V'_4 + D_C h_4$$

$$\text{si: } h_4 = 70.1 \text{ Kcal/Kg} \quad \text{a } 70.2 \text{ } ^\circ\text{C}$$

por la introducción de los valores, se resolvería:

$$V'_4 = 469.8 \text{ Kg/h}$$

$$D_C = 21768.6$$

finalmente, para la cámara D, tendríamos:

$$5938.9 + 21768.6 = V'_5 + D_D$$

$$(5938.9 + 21768.6) h_4 = 562.9 V'_5 + D_D h_5$$

$$\text{si: } h_5 = 60.6 \text{ Kcal/Kg} \quad \text{a } 60.8 \text{ } ^\circ\text{C}$$

por la introducción de los valores, se resolvería:

$$V'_5 = 522.7 \text{ Kg/h}$$

$$D_D = 27184.8$$

y el flujo final de condensados, sería:

$$D_5 + D_D = 5083.3 + 27184.8 = 32268.1 \text{ Kg/h}$$

32.- Para el cálculo del requerimiento de agua de enfriamiento en el condensador, empleamos la ecuación 4.17, por lo que resulta, tomando:

$$\text{temperatura de aproximación: } T_a = 8 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$\text{temperatura del agua: } T_w = 20 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$W = \frac{5660.5 \times 567.8}{52 - 8 - 20} = 133,918 \text{ Kg/h}$$

siendo el volumen y temperatura de los condensados:

$$W + V_6 = 133918 + 5660.5 = 139,578.5 \text{ Kg/h}$$

$$T'_w = T_6 - T_a = 52 - 8 = 44 \text{ } ^\circ\text{C}$$

33.- Asumiendo el empleo de tubos de 50.4 mm D.E., 12 B.W.G. para los evapo

radores de tubos verticales largos, de 6.096 m de longitud, el número de tu
bos requerido para un área de 420 m^2 sería : 432.

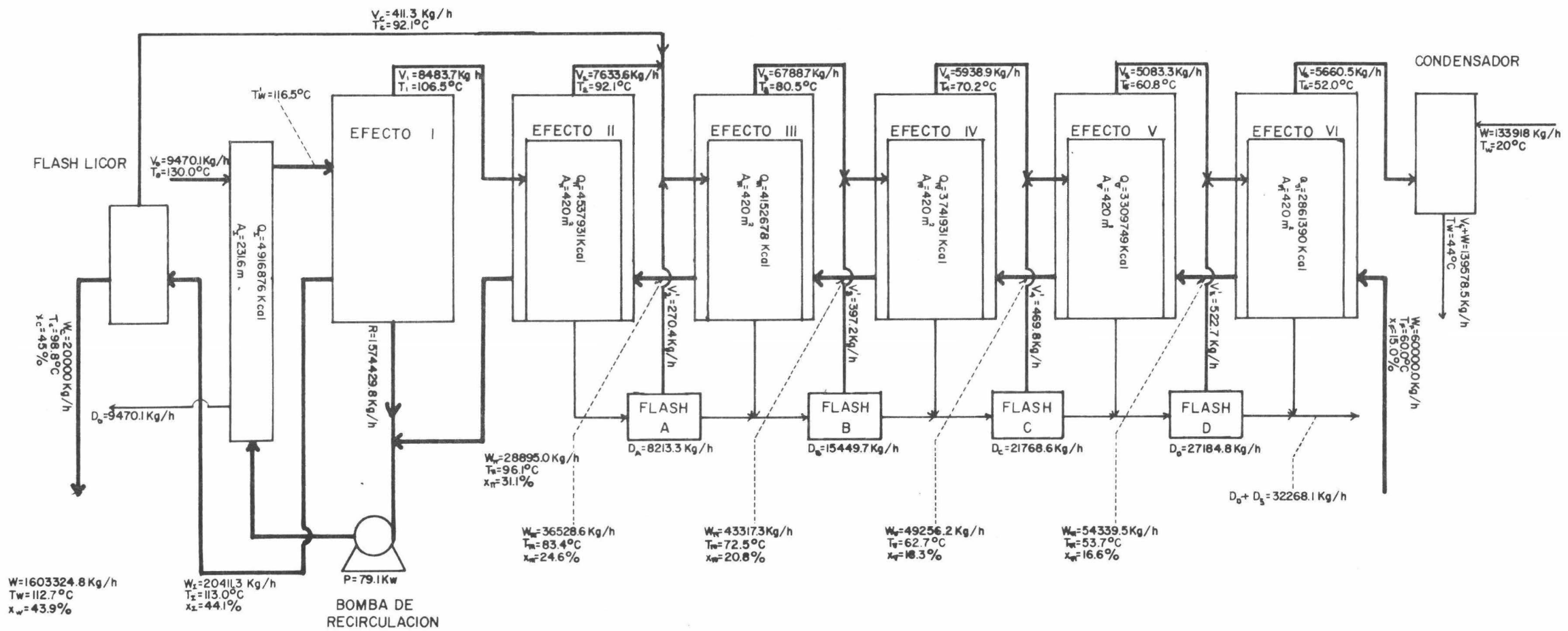


FIG 7.1 DIAGRAMA DE FLUJO DEL SISTEMA DE EVAPORACION A MULTIPLE EFECTO, CON UN EQUIPO DE CIRCULACION FORZADA.

CAPITULO VIII

CONCLUSIONES.

Dentro del proceso de evaporación para la concentración de licor negro, puede ser introducido un evaporador de circulación forzada que maneje los li cores más concentrados, a fin de prevenir las incrustaciones ocurridas en los evaporadores de tubos verticales largos, que casi siempre lesionan económicamente la operación de recuperación.

Dado que el evaporador de circulación forzada es una entidad interdependiente del sistema a múltiple efecto, ocurre un gradiente de temperatura óptimo en dicho evaporador, que condiciona un costo mínimo de superficie. Este gradiente en el evaporador de circulación forzada, para un séxtuple efecto, se sitúa alrededor de 17 °C.

Ocurre también, que esta superficie demandada por el evaporador de circulación forzada, influye en forma diferente según el número de efectos, ya que los costos de funcionamiento en cierta medida, son proporcionales al monto de la inversión inicial. Sin embargo, no encontramos diferencias tales, que muevan a preferir con mucha ventaja un número de efectos determinado; generalmente podría preferirse por escaso margen, un séxtuple efecto.

Condicionadas las características de flujo terminales y superficie de transferencia idóneas para el equipo de circulación forzada, se ha determinado que para el elemento calefactor, resultan desables: un solo paso en tubos y coraza, y el haz de tubos tan largo como sea posible; ya que los requerimientos de potencia y superficie, son mínimos para este arreglo.

En general, resulta satisfactorio el tipo de alimentación en serie a contracorriente, asimismo el arreglo y naturaleza de cámaras de vaporización

instantánea y condensador, elegidos en la resolución del sistema; aunque son posibles otras alternativas, no creemos que existan deferencias notables en cuanto a esto se refiere.

Como hemos observado, la solubilidad del licor negro decrece a partir de cierta temperatura, con el aumento de ésta. A fin de disminuir al mínimo las posibilidades de incrustación en el primer efecto, podría desarrollarse la alternativa de operar el evaporador a una temperatura menor que la condicionada por las constantes de operación desarrolladas en este trabajo. Ello podría lograrse por la alimentación de un vapor de calefacción a menor temperatura al primer efecto, llevando el vapor generado en éste, al efecto cuyo vapor de calefacción esta a su temperatura de saturación; - entretanto el resto del sistema opera generado por un vapor con una temperatura mayor (similar a la del vapor vivo en nuestro caso), alimentado al segundo efecto. Quede esta alternativa, como interesante tema de algún nuevo trabajo.

B I B L I O G R A F I A .

- Aries and Newton - Chemical Engineering Cost Estimation - Mc. Graw - Hill.
1955.
- Badger and Banchemo - Introduction to Chemical Engineering - Mc. Graw ---
Hill. 1955.
- Brown, G. G. - Operaciones Básicas de la Ingeniería Química - Editorial --
Marín. 1965.
- Crane Co. Technical Paper No. 410 - Flow of Fluids Through Valves, Fittings,
and Pipe - 1969.
- Espinoza, M. - Tesis. Diseño de un Sistema de Evaporación de Licores Negros
en una Planta de Celulosa al Sulfato de 200 Toneladas por Día - 1958 - 1962.
- Foust, A. S. - Principios de Operaciones Unitarias - Compañía Editorial Con
tinental, S. A., Tercera Impresión. Julio de 1969.
- Grant, J. - Manual Sobre la Fabricación de Pulpa y Papel - Compañía Edito--
rial Continental, S. A., Primera Reimpresión. 1968.
- Kern, D. Q. - Procesos de Transferencia de Calor - Compañía Editorial Conti
nental, S. A., Séptima Impresión. Marzo de 1973.
- Mc. Adams, W. H. - Heat Transmission - Mc. Graw Hill. 1942.
- Perry, J. H. - Manual del Ingeniero Químico - Unión Tipográfica Editorial -
Hispano Americana, Tercera Edición. 1958.

Rase, H. F. - Piping Design for Process Plants - John Wiley and Sons, Inc.
1963.

Representaciones y Servicios de Ingeniería, S. A. - Tablas de Vapor - 1970.

Spiegel, M. R. - Theory and Problems of Statistics - Schaum Publishing Co.
1961.

Tyler, C. - Chemical Engineering Economics - Mc. Graw - Hill. 1948.