

**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO**  
**FACULTAD DE QUIMICA**



26  
72

**DISEÑO DE EVAPORADORES DE MULTIPLE  
EFECTO EN CONTRACORRIENTE**

**T E S I S**

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

**MARIA CRUZ CISNEROS ARAUJO**

**México, D. F.**

**1979**



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.

TESIS 1979  
N.º 14. C. 78  
FECHA \_\_\_\_\_  
PROC. \_\_\_\_\_  
\_\_\_\_\_



Presidente Prof. Alberto Bremauntz Monge.

Vocal Prof. Pablo A. Barroeta González.

Secretario Prof. José Antonio Ortíz Ramírez.

1er. Suplente Prof. Sergio Fco. Larios y Santillán.

2o. Suplente Prof. Héctor Méndez Fregoso.

lugar donde se desarrolló el tema: Universidad Nacional Autónoma de  
México.

Nombre del sustentante: María Cruz Cisneros Araujo.

Nombre del asesor del tema: I.Q. José Antonio Ortíz Ramírez.

Con todo mi cariño  
y agradecimiento.

A MIS PADRES.

CARLOS CISNEROS MONTES DE OCA.

RICARDA ARAUJO DE CISNEROS.

on cariño.

A MIS HERMANOS.

LUZ MARIA.

CARLOS.

MIGUEL ANGEL.

RICARDO HUMBERTO.

Con un gran cariño y  
admiración a mi tía.

MARCELA ARAUJO NUÑEZ.

## INDICE

	Pág.
I.- Evaporación .....	2
II.- Tipos de Evaporadores .....	6
III.- Criterios para la Selección y Diseño de un - Evaporador .....	37
IV.- Coeficiente de Transmisión de Calor .....	53 <sup>Bc</sup>
V.- Balances de Masa y Energía .....	87
VI.- Evaporación en Múltiple Efecto .....	95
VII.- Cálculo de un Múltiple Efecto .....	123
VIII.- Descripción del Programa .....	137
IX.- Conclusiones .....	144

## INTRODUCCION.

La evaporación como operación unitaria juega un papel muy importante tanto en la industria de proceso, como en las plantas de fuerza o en la obtención de agua pura a partir de agua de mar.

El propósito de la evaporación en la industria química es concentrar soluciones evaporando el solvente, mientras que en las plantas de fuerza es la obtención de agua pura para la alimentación de calderas y en la evaporación de agua de mar obtener líquido libre de sólidos con diferentes fines, inclusive para consumo humano.

Obviamente el objetivo que se persigue en cada caso es diferente, sin embargo en todos ellos la evaporación forma parte primordial del proceso. De aquí la importancia que tiene el estudio de esta operación unitaria y el establecimiento de una metodología de cálculo adecuada para satisfacer las necesidades de diseño de los sistemas de evaporación.

CAPITULO I

EVAPORACION

## EVAPORACION.

La evaporación es una operación unitaria de transferencia simultánea de masa y energía que tiene por objeto concentrar una solución formada por un soluto no volátil, y un disolvente - volátil, el agua. El proceso consiste en llevar hasta su temperatura de ebullición a la solución que se desea concentrar y vaporizar una parte del disolvente hasta lograr la concentración deseada.

La evaporación se diferencia de otras operaciones unitarias tales como secado, cristalización y destilación, en que - el producto es un líquido y no un sólido como sucede en secado; - el objetivo es obtener una solución concentrada y no la formación y crecimiento de cristales, y por último, la fase de vapor - está formada por un solo componente, o aún cuando sea una mezcla, no se pretende separar la en fracciones, esta es la principal diferencia entre evaporación y destilación. En el pasado esta distinción estaba basada en el hecho de que en evaporación el producto valioso es el líquido concentrado mientras que en destilación es el componente volátil. Sin embargo, en el caso particular de evaporación de agua de mar sucede lo contrario, e incluso a menudo se le llama "destilación de agua", pues el agua de mar - conteniendo sales se somete a una evaporación y condensación posterior con el fin de obtener un producto libre de sólidos para - alimentación de calderas, procesos industriales o para el consu-

mo humano.

La evaporación era ya practicada por los antiguos egipcios, y una de sus primeras aplicaciones fué en la producción de sal a partir de agua de mar empleando energía solar; posteriormente los requerimientos de sal condujeron a la utilización de combustible como fuente de energía, por ejemplo, la combustión de madera, carbón, o turba, que es un combustible sólido derivado de la carbonización de plantas acuáticas y palustres. Los evaporadores eran entonces marmitas calentadas a fuego directo, que con el tiempo fueron sustituidas por marmitas enchaquetadas, cuando se empezó a usar vapor como medio de calentamiento en la industria azucarera.

En 1812, se puso en práctica el uso de vacío para bajar la temperatura de ebullición de la solución y así incrementar el gradiente de temperatura entre el vapor de calentamiento y la solución, que es la fuerza impulsora para la transferencia de calor.

Fué en un ingenio azucarero de Louisiana, cuando alrededor de 1830, NORBERT RILLIEUX, americano de origen francés, descubrió el múltiple efecto que ha sido uno de los adelantos más importantes en lo que respecta a evaporación. En ese mismo ingenio Rillieux construyó en 1843 el primer evaporador reconocido como tal; era un evaporador de tubos horizontales que estuvo en uso muy poco tiempo y fué reemplazado por los de tubos verticales,

cuyo modelo inicial fué construido hacia 1850 por Robert, director de la fábrica de azúcar de Seelowitz, Austria. Pero a pesar de la gran popularidad alcanzada por los evaporadores de tubos - verticales, en 1897 resurgió nuevamente el evaporador de tubos - horizontales, en el tipo Welner Jelineck, que se usó ampliamente y los modelos actuales de tubos horizontales se derivan de él.

En aquella época, la industria de la sal se encontraba realmente atrasada con respecto a la azucarera, pues hasta 1863- se adoptó como medio de calentamiento vapor que fluía a través - de tubos horizontales sumergidos en la salmera. Los evaporadores a vacío no se usaron en la industria de la sal sino hasta 1880 y el múltiple efecto hasta 1899. Pero curiosamente la termocompre- sión de vapor, considerada actualmente como uno de los métodos - más sofisticados, ya se usaba en evaporadores de soluciones sali- nas en 1882 y aún se encuentra en operación una planta de este - tipo construido en Francia en 1885.

CAPITULO II

TIPOS DE EVAPORADORES.

## TIPOS DE EVAPORADORES.

Los evaporadores son intercambiadores de calor especialmente diseñados para la concentración de soluciones acuosas por evaporación del solvente. En este equipo de proceso un fluido llamado medio de calentamiento, generalmente vapor, cede calor latente o sensible a la solución que va a ser concentrada para producir la vaporización del solvente.

Las condiciones en que se realiza la evaporación son muy diversas y esto conduce a una gran variedad tanto en los materiales como en los tipos de construcción mecánica de los evaporadores. Se clasifican según su uso en dos grupos; "evaporadores para plantas de fuerza" cuando se usan en sistemas generadores de potencia para la producción de agua de alimentación a calderas u otros procesos relacionados con la generación de potencia, y "evaporadores químicos" cuando se usan para concentrar una solución química. Los dos tipos difieren en su diseño.

Por lo que respecta a los evaporadores químicos se clasifican de acuerdo al medio de calentamiento en:

- A) Equipos calentados a fuego directo.
- B) Equipos enchaquetados.
- C) Evaporadores calentados por vapor con superficies de calentamiento tubulares

---

De acuerdo al tipo de circulación se clasifican en:

A) Evaporadores de circulación natural.

B) Evaporadores de circulación forzada.

En los evaporadores de circulación natural el flujo a través de los tubos se debe a diferencias de densidad, mientras que en los evaporadores de circulación forzada el líquido es obligado a circular por medio de una bomba.

Los evaporadores con superficies de calentamiento tubulares a su vez se clasifican según la posición y el tipo de los tubos en:

a) Tubos horizontales.

b) Tubos verticales.

c) Tubos de formas especiales como serpentines, tubos en "U", etc.

Equipos calentados a fuego directo.- El tipo más importante de estos evaporadores es la caldera de vapor.

Equipos enchaquetados.- Estan formados por dobles paredes o camisas por las cuales circula el vapor de calentamiento.- Se emplean para la evaporación en pequeña escala, así como también son empleados para muchas industrias tales como las de preparación de alimentos e industrias farmacéuticas. La velocidad de transmisión de calor depende de la viscosidad del líquido que se va a evaporar, de la intensidad de agitación y en menor escala del material de construcción del evaporador. En general trabajan bajo un regimen intermitente.

## EVAPORADORES DE CIRCULACION NATURAL.

Evaporador de tubos horizontales (Fig. 1).- Es el tipo de evaporador químico más antiguo. Consiste de un cuerpo cilíndrico o rectangular que contiene el líquido a evaporar, cerrado por sus partes superior e inferior por casquetes que pueden ser tanto cónicos como esféricos y un haz de tubos que generalmente son de sección cuadrada. Este evaporador difiere de los otros tipos en que es el único que emplea vapor de calentamiento dentro de los tubos y por este motivo es el que los tiene de menor área seccional que cualquier otro, pues no se forman incrustaciones dentro de ellos. El diseño mecánico limita el uso de este equipo a soluciones no viscosas y concentraciones tales que no formen incrustaciones o depositen sales que se acumularían en la parte superior de los tubos. Ya que los tubos se encuentran sumergidos y se tiene un gran volumen de líquido almacenado dentro del evaporador es susceptible a un control fácil y preciso, pues debido al gran volumen de líquido presente, se logra una densidad uniforme en el líquido de descarga, que puede ajustarse y controlarse modificando la velocidad de alimentación, presión del vapor de calentamiento o presión de vacío. Otra ventaja es que el costo de instalación por unidad de superficie calefactora es menor que la de otros tipos de evaporadores.

Evaporador de tubos cortos verticales (Fig.2).- Está formado por un haz de tubos verticales y cortos por los cuales -

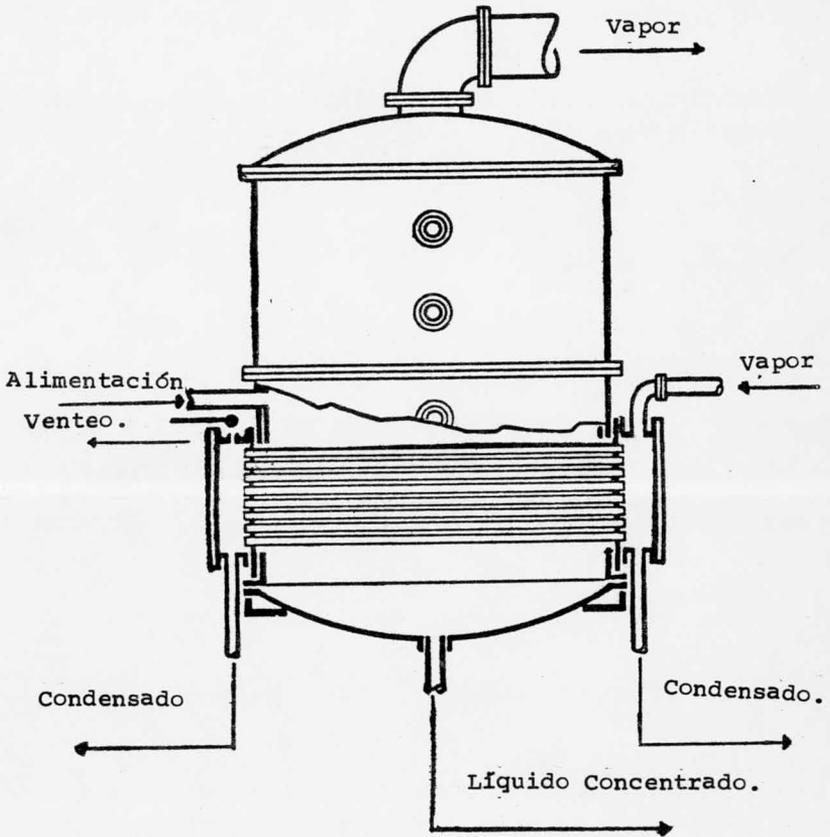
EVAPORADORES.

Fig. 1.- Evaporador de tubos horizontales.

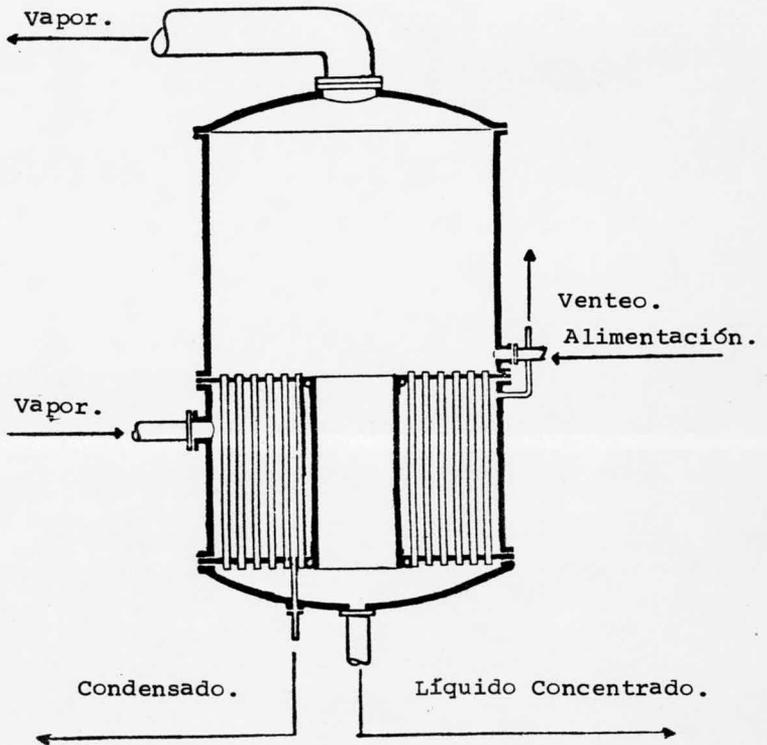
EVAPORADORES.

Fig. 2.- Evaporador normal de tubos verticales.

circula la solución y un gran paso circular o tubo central de caída para recircular el líquido más frío hacia la parte inferior de los tubos, a este conjunto se le llama calandria. Los primeros modelos se construyeron sin tubo de caída por lo que no dieron resultados satisfactorios y muy pronto se implementó el tubo central, actualmente existen muchas modificaciones respecto a los tubos de caída, como tubos de caída excéntricos, tubos de caída múltiple, tubos de caída exteriores al cuerpo, etc., pero en general, el área está comprendida entre 75 y 150% del área de la sección combinada de los tubos. Estos son hasta de 3" de diámetro externo para reducir la caída de presión y permitir la circulación rápida, y puesto que la incrustación ocurre en el interior de los tubos, es posible usar este evaporador para servicios más drásticos que el evaporador de tubos horizontales, pues es práctico en el caso de líquidos que formen costras ya que el interior de los tubos se puede limpiar fácilmente y además en el fondo del evaporador, ya sea cónico o esférico se puede instalar un agitador para aumentar la circulación. Para las soluciones diluidas los coeficientes de transmisión de calor son bastante altos, pero bajan para soluciones concentradas o viscosas y proporcionan una transferencia de calor relativamente buena a un costo razonable. Este diseño con sus tubos cortos y sección central para recirculación ha sido durante años tan común en muchas industrias que se le llama evaporador normal o estándar, o bien se le ha

llamado evaporador de calandria o tipo Robert en honor a su inventor.

Evaporador de canasta o tipo cesta (Fig.3).- Es muy similar al evaporador de calandria pero la caída en lugar de ser central es anular y el haz de tubos es desmontable, lo cual facilita las operaciones de limpieza y de reparación. El fondo puede ser plano, pero en general se diseña con fondo cónico y se le puede instalar un agitador para aumentar la circulación. Estas características mecánicas permiten que se use para licones altamente viscosos o muy incrustantes. Las proporciones de los tubos son iguales a las del tipo de calandria y otras diferencias entre estos dos evaporadores son básicamente detalles de construcción.

Evaporador de tubos largos verticales, flujo ascendente (Fig. 4 y 5).- El primer evaporador de este tipo fué diseñado por Kestner y tuvo gran aceptación sobre todo en Europa. Surgió de la necesidad de incrementar la velocidad del líquido a través de los tubos y así mejorar el coeficiente global de transferencia de calor. Las altas velocidades de soluciones en ebullición cuando circulan por tubos tiene un efecto positivo por dos razones - principalmente:

- a) Las altas velocidades disminuyen el espesor de la película viscosa y de la zona intermedia.
- b) Las velocidades paralelas al eje del tubo barren las burbujas

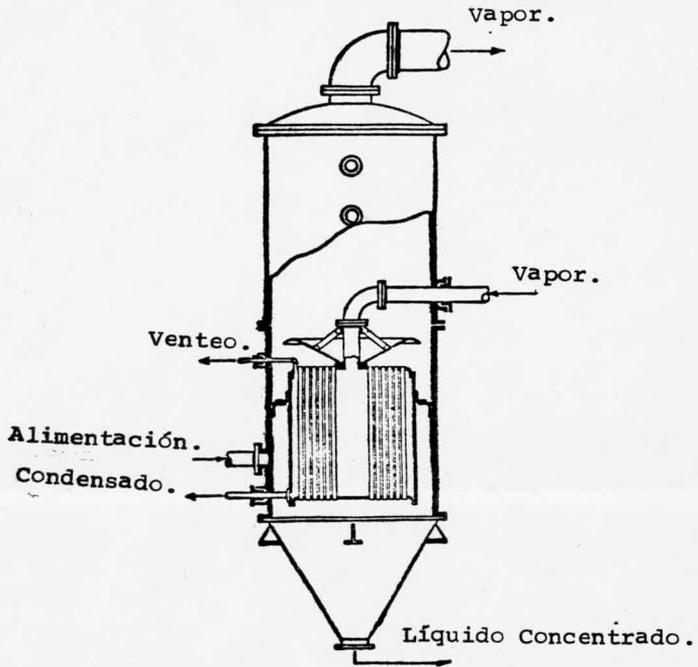
EVAPORADORES.

Fig. 3.- Evaporador de tipo cesta con tubos verticales.

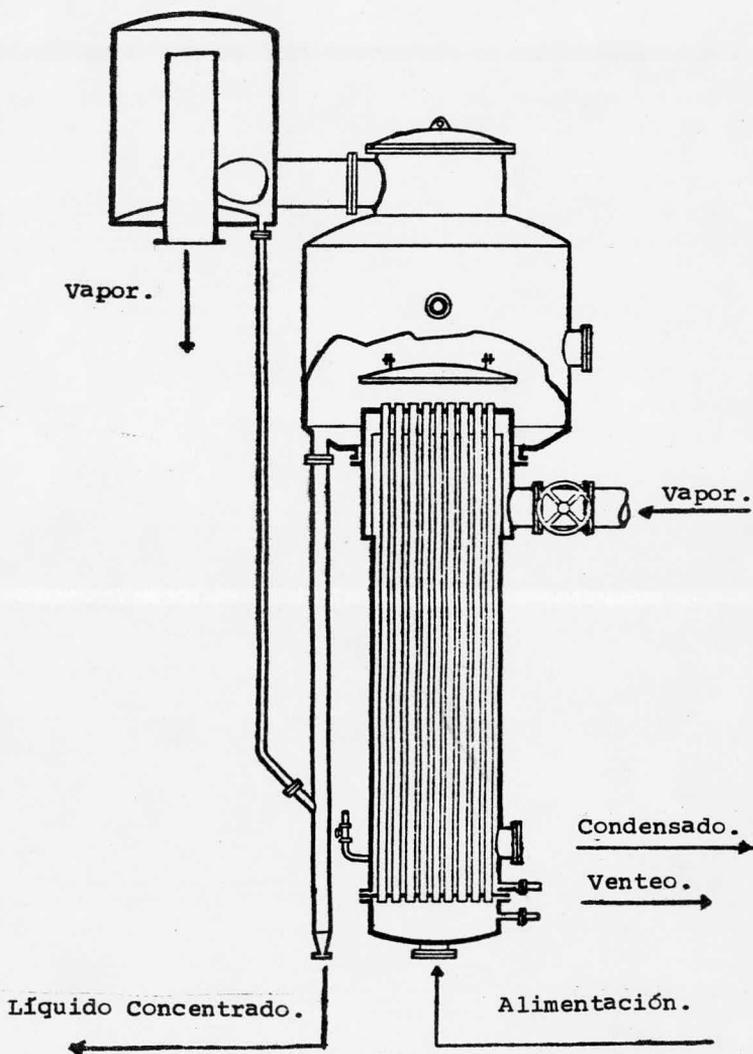
EVAPORADORES.

Fig. 4.- Evaporador de tubos largos verticales,

Casquete esférico.

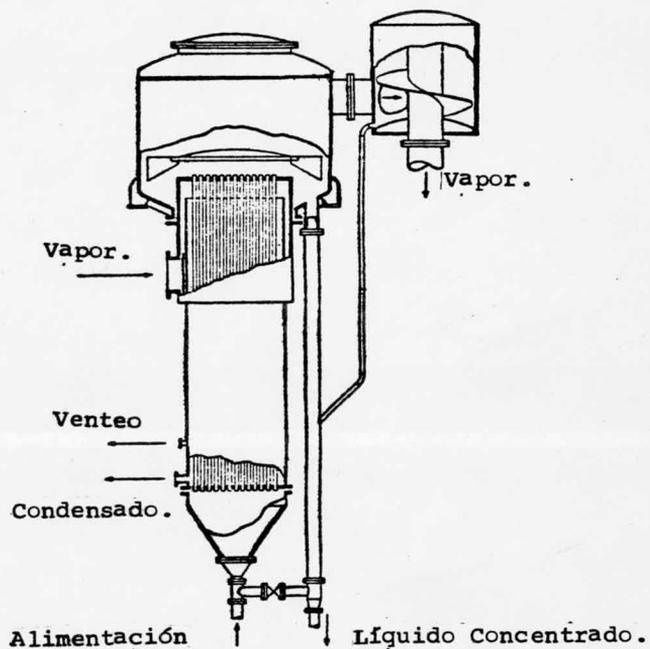
EVAPORADORES.

Fig. 5.- Evaporador de tubos largos verticales,  
fondo cónico.

de vapor a medida que se forman.

Sus características principales son que utiliza tubos largos ( $L/D > 150$ ) y el nivel del líquido se mantiene bajo, no es necesario mantener cierta altura de líquido ya que el variar la cantidad de solución alimentada solo conduce a las correspondientes variaciones en la concentración final. Este evaporador no tiene tubo de caída y el líquido pasa por los tubos una sola vez. Consta de tres partes fundamentales:

1) Un elemento tubular para transmisión de calor que opera con la solución que se concentra dentro de los tubos.

2) Un separador o espacio de vapor de mayor diámetro que el cambiador para separar el líquido arrastrado por el vapor. Para favorecer la eliminación de las gotitas de líquido, la mezcla de vapor y líquido a alta velocidad es lanzada desde la boca de los tubos contra una serie de placas deflectoras con las cuales choca y hace caer al líquido sobre la parte superior de la caja de vapor desde donde se descarga.

3) Una rama para recirculación al fondo del líquido procedente del separador.

Son especialmente recomendables para operar con líquidos que formen espuma pues ésta se rompe al chocar la mezcla líquido-vapor contra los deflectores, pero no se adaptan a soluciones incrustantes.

Evaporador de tubos largos verticales con recirculación.

flujo ascendente. (Fig.6).- El principio de su operación es similar al diseño sin recirculación, pero en este caso la eliminación del líquido arrastrado por los vapores ocurre fuera del cuerpo del evaporador. Se utiliza para la concentración de líquidos cuyo contenido de sólidos en suspensión es alto; también se utiliza cuando el volumen de producto líquido es pequeño comparado con el volumen de solución alimentado. Estas condiciones requieren de un acceso rápido a los tubos del elemento de calentamiento para su inspección y limpieza.

Se usa en la concentración de productos alimenticios, productos orgánicos y farmacéuticos. El tiempo de retención del líquido es mayor comparado con el evaporador sin recirculación pero esta unidad es menos sensible a variaciones en la velocidad de alimentación y como resultado de esto puede operarse a una carga mucho menor cuando esto se requiera.

Evaporador de tubos largos verticales. Flujo descendente.- Se usa para la concentración de materiales sensibles al calor, como productos alimenticios, jugos de frutas, productos farmacéuticos, etc., que requieren un mínimo de tiempo de exposición a las paredes calientes de los tubos. Esto se logra alimentando la solución por la parte superior de los tubos el líquido desciende por ellos y se extrae por la parte inferior al igual que el vapor producido que es arrastrado hacia abajo por el mismo líquido.

Evaporador de tubos largos verticales. Película agita---

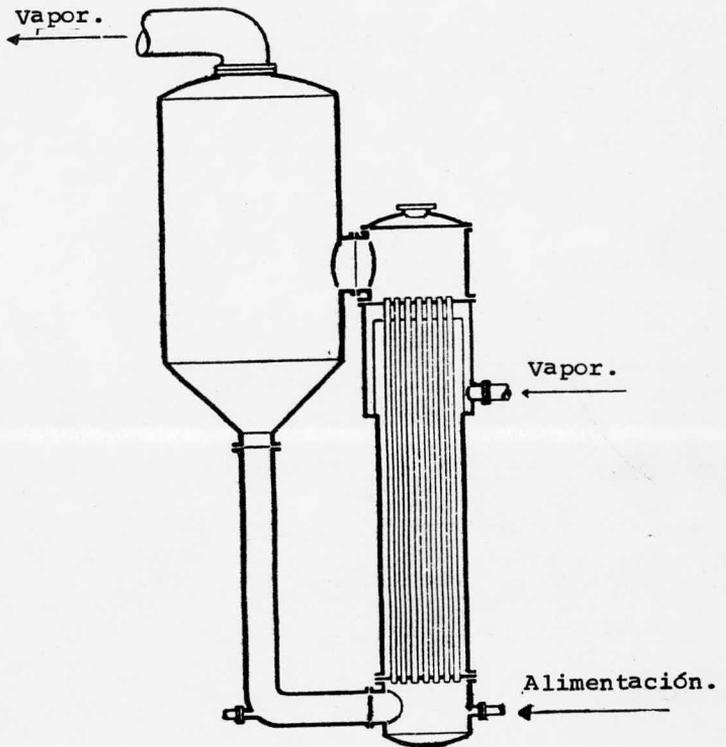
EVAPORADORES.

Fig. 6.- Evaporador de tubos largos  
verticales, con recirculación.

da.- Es una modificación del evaporador de flujo descendente formado por un solo tubo enchaquetado provisto de un agitador interno. La alimentación entra por la parte superior de la sección enchaquetada en donde es agitado mientras desciende formandose una película delgada y turbulenta. Esto da como resultado un aumento considerable en el coeficiente total de transferencia de calor.

Evaporadores de circulación forzada. (Figs. 7 y 8).--- Como su nombre lo indica el líquido se hace circular a través de los tubos mediante una bomba lograndose así una alta velocidad y con ello un aumento en el coeficiente de transferencia de calor. La operación de los evaporadores de circulación forzada es menos económica que la de los evaporadores de circulación natural, pero es necesaria sobre todo en el caso de líquidos viscosos que ocasionarían un coeficiente demasiado bajo empleando la circulación natural y además existe cierto limite de viscosidades para lograr una recirculación natural. También son útiles en extremo para el caso de líquidos que formen espuma así como para soluciones incrustantes o que formen sales, ya que las altas velocidades ayudan a prevenir la formación de depósitos.

Los tubos son más largos y de diámetro menor que en el evaporador normal de tubos largos verticales. El líquido está sometido a una carga hidrostática tal que no se produce ebullición dentro de los tubos, sino que la evaporación es del tipo flash a la salida de ellos. La mezcla líquida-vapor se separa al chocar-

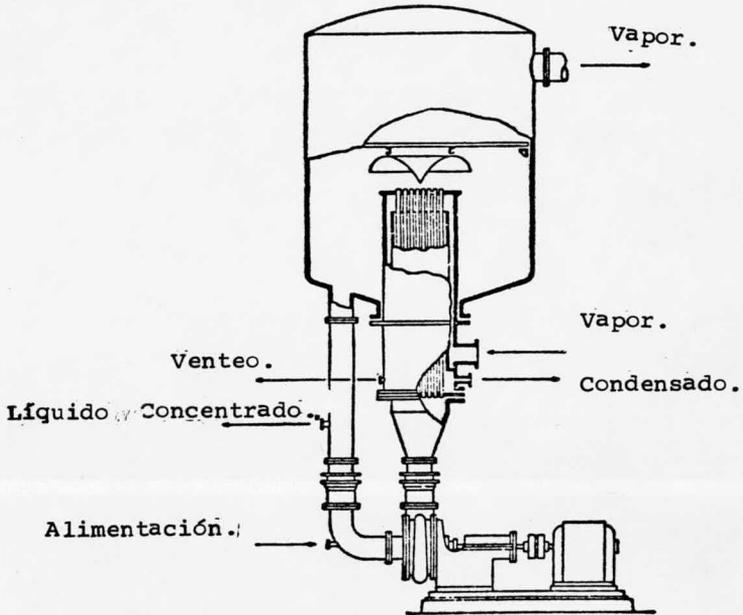
EVAPORADORES.

Fig. 7.- Evaporador de circulación forzada con elemento de calentamiento interno.

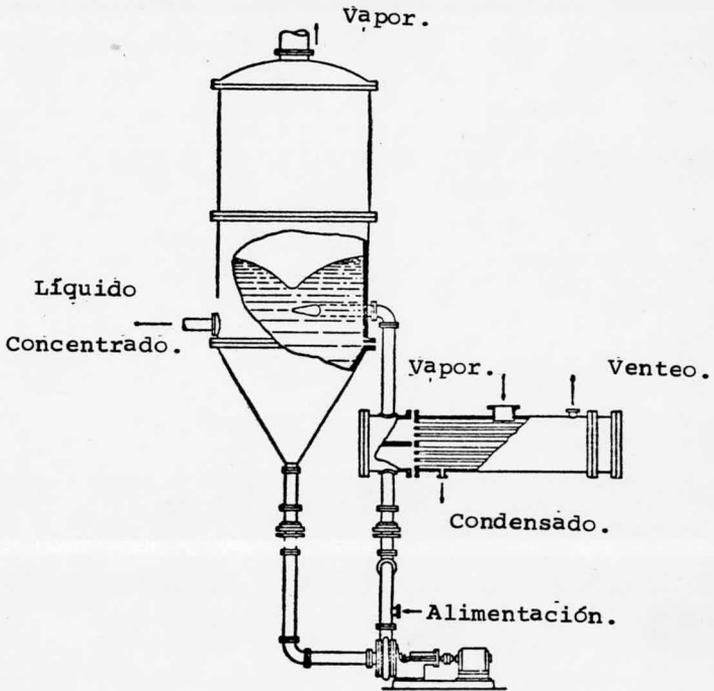
EVAPORADORES.

Fig. 8.- Evaporador de circulación forzada con un calentador exterior de tubos horizontales.

contra una placa deflectora y el líquido baja por un tubo de retorno, de donde es extraído parte de él como producto concentrado y el resto vuelve a la succión de la bomba en donde entra también la alimentación. La entrada de vapor se encuentra situada cerca del fondo de los tubos. Se tiene facilidad para la limpieza e inspección de los tubos.

Cuando el evaporador es de gran tamaño la superficie de calefacción puede construirse completamente fuera del cuerpo del evaporador (Fig.8), que en este caso funciona únicamente como una cámara de evaporación flash.

Otras ventajas que ofrece la circulación forzada son:-  
Facilidad de control en las condiciones de operación, tales como niveles de temperatura, tiempo de retención, etc., Bajo costo - cuando se requieren materiales o construcción especiales. Incremento en la economía de vapor, lo cual permite el uso de un menor número de efectos cuando se trabaja con múltiple efecto. Estabilidad de operación y de capacidad durante largos períodos de tiempo.

Las relaciones físicas e hidráulicas de los tres componentes básicos (elemento calefactor, cuerpo de vapor y bomba de circulación) pueden tener diferentes arreglos; algunos tipos generales de evaporadores de circulación forzada son:

1.- Tubos verticales que operan con:

a) Tubos sumergidos.

b) Tubos no sumergidos.

2.- Tubos horizontales (sumergidos).

3.- De película descendente.

Cada uno de estos distintos tipos tiene su propio campo de aplicación, así como sus ventajas particulares y sus limitaciones.

#### APLICACIONES.

Entre las aplicaciones más importantes de los evaporadores antes mencionados se encuentran las siguientes:

1.- Evaporadores de calandria.

Sulfato ferroso.

Glicerina.

Industria azucarera.

2.- Evaporadores de tubos largos verticales. Flujo ascendente.

Nitrato de amonio.

Jugo de manzana.

Suero de caña de azúcar.

Caprolactama.

Suero de maíz.

Sosa cáustica.

Extracto de café.

Gelatina.

Jugo de uva.

Jugo de limón.

Jugo de naranja.

Productos farmacéuticos sensibles al calor.

Jugo de piña.

Extractos de té.

Urea

Productos similares.

3.- Evaporadores de tubos largos verticales con recirculación natural.

Acidos.

Antibióticos.

Licor negro.

Caprolactama.

Catsup.

Suero de queso

Jarabe de chocolate.

Dialil-ftalato.

Productos químicos inorgánicos.

Benzoato de potasio.

Extracto de té.

Productos similares.

## 4.- Evaporador de tubos verticales. Flujo descendente.

Licor negro.

Soluciones de pectina.

Dialil-ftalato.

Jugos de frutas.

Productos farmacéuticos.

Sucrosa.

Productos similares.

## 5.- Evaporadores de película agitada.

Sueros de queso.

Polihidrocarburos clorados.

Emulsiones cloradas.

Extractos de café.

Suero de maíz.

Soluciones de dextrosa.

Dialil-ftalato.

Jugos de frutas.

Purés de frutas.

Gelatina.

Goma arábiga.

Goma Karaya.

Miel.

Azúcar de maíz hidrolizada.

Extracto de carne.

Ortohidroxibenzofenona.

Jugo de piña.

Emulsión de polietileno.

Proteínas hidrolizadas.

Solventes de resinas.

Extracto de té.

Puré de tomate.

Urea.

Purés de vegetales.

Productos similares.

6.- Evaporadores de circulación forzada.

Sulfato de amonio.

Sulfato de sodio.

Caprolactama.

Soluciones cáusticas.

Sulfato ferroso.

Gelatina.

Acido glutámico.

Glicerina.

Soluciones de pectina.

Clorato de sodio.

Sulfato de sodio.

Puré de tomate.

## Productos similares.

Evaporadores especiales.- La mayoría de los evaporadores trabaja con la superficie de calentamiento total o casi totalmente sumergida en la solución. Sin embargo, existen casos especiales donde se requiere lo contrario, por ejemplo la deshidratación de varios productos químicos como glicoles y etanolaminas o bien para otros propósitos especiales.

De hecho hay una gran variedad de construcciones especiales de los evaporadores según el servicio para el cual se requieran; así, se tienen evaporadores con diferentes formas de tubos, ya sea en forma de "U", arrollados en hélice, etc. y se aplican bastante en la destilación de agua para alimentación a calderas. Un caso particular de evaporador lo constituyen los "tachos" empleados en la industria azucarera y que consisten en un cuerpo vertical en el interior del cual van colocados una serie de serpentines formados por tubos de cobre.

## GENERALIDADES DE CONSTRUCCION.

Materiales de construcción.- Estos dependen de las características de la solución y pueden ser de acero, latón, cobre, aleaciones especiales y en casos como el de las soluciones de sosa cáustica, debido a que éstas causan fragilidad cáustica en el acero se emplean tubos de níquel sólido y cuerpos de acero -

chapados de níquel.

Altura del cuerpo.- Las dimensiones del espacio de vapor son de gran importancia debido a su influencia en los arrastres de gotas de líquido proyectadas por la ebullición. Para evaporadores de tubos cortos verticales generalmente en América se considera que la altura del cuerpo sobre la calandria debe ser de 1.5 a 2 veces la longitud de los tubos, mientras que en Europa se prefiere construirlo de 3.5 a 4 metros.

Diámetro.- También tiene gran influencia sobre los arrastres y en general es necesario un cuerpo más ancho conforme es mayor la cantidad de vapor producido y su presión es más baja.

Mirillas.- Debe contarse con mirillas de vidrio grueso y lámparas enfocadas hacia el interior del evaporador con el fin de poder observar la operación dentro del cuerpo, así como también es necesario tener registros de hombre para dar limpieza y mantenimiento al evaporador.

#### EQUIPO AUXILIAR.

Los sistemas de evaporación, particularmente cuando operan en múltiple efecto, requieren cierto equipo auxiliar y controles automáticos para asegurar el buen funcionamiento de la operación. En general se requieren condensadores, equipos de vacío, bombas, precalentadores e instrumentación.

Condensadores.- Estos dispositivos son necesarios para

condensar los vapores producidos cuando se trabaja a vacío. Cuando se condensan grandes cantidades de vapor que ya no tiene utilidad posterior se puede usar un condensador barométrico. En grandes instalaciones donde se requiere un vacío superior a 26 pulgadas de mercurio generalmente se emplea este mismo tipo de condensador conectado a un eyector de aire. También puede emplearse una bomba de vacío seca. Si es indispensable trabajar con el mayor vacío posible se recomienda el uso de condensadores de superficie que se fabrican tanto verticales como horizontales, siendo este último el tipo más adecuado cuando se deben condensar grandes volúmenes de vapor.

**Sistemas de vacío.**- Los evaporadores pueden equiparse con eyectores de aire para mantener el vacío y remover los gases incondensables. Estos pueden usarse en simple y en múltiple efecto dependiendo del grado de vacío que se requiera. También pueden emplearse otros tipos de bombas de vacío. La selección del tipo y materiales adecuados depende de las características del vapor y los gases incondensables que se deben manejar y también de las condiciones de planta bajo las cuales se ha de operar.

**Bombas.**- Se emplean con el fin de extraer los condensados y en el caso particular de la evaporación de múltiple efecto en contracorriente son imprescindibles para bombear la solución de un efecto a otro. Ya que el espacio de la solución generalmente se encuentra a una presión menor que la atmosférica, no es po

sible el empleo de bombas centrífugas normales por lo que se uti-lizan las bombas de autocebado que son bastante prácticas y normalmente se usan en las grandes instalaciones de evaporación. - Por lo que respecta a los sistemas en múltiple efecto la selec-ción de las bombas entre cada efecto se basa en factores tales - como la resistencia a la corrosión y requerimientos de manteni-miento.

Pre calentadores.- Es posible lograr una mayor economía de vapor instalando pre calentadores en las líneas de alimenta- -ción y vapor aunque ésto incrementa el costo inicial de la planta de evaporación con frecuencia es justificable por la subse----cuenta economía en el costo de operación.

Instrumentación.- En la mayoría de los tipos de evapo-radores sería imposible obtener la máxima capacidad y un funcio--namiento correcto sin la instrumentación y el equipo de control--adecuados. La clase de controles necesarios varia en cada caso--individual pero en general los instrumentos y controles se requie-ren para regular el flujo de vapor, la presión, la concentración del producto, el nivel del líquido, que son variables importan--tes para lograr una buena operación. La alimentación automática-- y controles de descarga al igual que los controles de vapor están basados en la temperatura del líquido a evaporar, el grado de va-cío y otras propiedades físicas.

Otros dispositivos.- En algunos casos al concentrarse-

la solución precipitan sólidos y es necesario su eliminación, para lo cual pueden emplearse filtros provistos de un tubería que los interconecte con la parte superior del evaporador con el fin de igualar las presiones en los dos espacios y efectuar cierto grado de vacío en el filtro antes de conectarlo al evaporador. - Para este propósito también puede utilizarse una bomba continua que extrae constantemente la solución y sus sólidos desde el cono del evaporador.

Durante la ebullición se puede presentar el problema del arrastre de gotitas de líquido por el vapor, esto puede solucionarse colocando pantallas deflectoras donde las gotas de líquido arrastrado chocan y caen quedando separadas del vapor. Existen diferentes tipos de separadores de arrastre, pudiendo ser tangenciales o centrífugos.

La formación de espuma constituye un problema serio y de hecho no existen métodos satisfactorios para eliminarla o combatirla. Aún cuando la causa que origina la espuma no se ha determinado con exactitud se sabe que depende de dos factores principales:

- a) La formación de una capa en la superficie del líquido cuya tensión superficial es diferente a la del seno del líquido.
- b) La presencia de sólidos finamente divididos o de materia coloidal que estabiliza la capa superficial del líquido. Como estos factores dependen de la naturaleza de la solución que se está

tratando no es posible evitar la formación de espuma, aunque en algunos casos se ha encontrado que la adición de pequeñas cantidades de aceite de ricino sulfonado, aceite de semillas de algodón y otros aceites vegetales eliminan la formación de espuma. - Lo que se debe hacer es mantener el nivel del líquido inferior - a la superficie calefactora, para que en esta forma las burbujas de espuma se pongan en contacto con la superficie caliente y estallen.

#### COSTOS.

Por lo que respecta a los costos de evaporadores, en el apéndice 5 se presenta una gráfica con los costos, incluyendo los de instalación para diferentes tipos de equipo; esta gráfica se obtuvo actualizando los costos de enero de 1967 (Ref. 14), - por índices de precios.

#### EVAPORACION POR TERMOCOMPRESION.

Este es un método especial de evaporación que se encuentra sujeto estrictamente a las leyes de la termodinámica.

El principio de la termocompresión, está basado en el hecho de que cualquier gas al comprimirse aumenta su temperatura. En general se logra una ebullición inicial mediante una fuente - de calor externa, el vapor liberado se comprime aumentando con - ello su temperatura y entonces este mismo vapor puede emplearse-

como medio de calentamiento recirculandolo al cuerpo del evaporador. El vapor condensado se extrae y puede utilizarse para otros fines en alguna parte del proceso.

Los evaporadores de termocompresión se diseñan normalmente de tal forma que la temperatura del sistema de calentamiento sea alrededor de 30°F arriba del punto de ebullición del líquido.

Ya que las diferencias de temperatura son bajas, los líquidos sensibles al calor pueden tratarse sin temor a que se deterioren como resultado de las altas temperaturas, e incorporando circulación forzada, estas plantas pueden operar durante largos períodos de tiempo sin necesidad de dar limpieza a los tubos. Los evaporadores por termocompresión de vapor son adecuados especialmente para concentrar productos lácteos y alimenticios.

Los evaporadores de doble efecto diseñados con termocompresión en el primer efecto tienen una eficiencia de aproximadamente 3 libras de evaporación por cada libra de vapor alimentado. Una planta de termocompresión es una unidad sensible y es importante que cualquier aumento en el punto de ebullición debido a los sólidos disueltos se mantenga lo más bajo posible.

Una planta de este tipo puede emplearse muy satisfactoriamente en una operación intermitente para el caso de varios líquidos.

Hace muchos años, Lord Kelvin estableció los primeros-

bosquejos de lo que sería la compresión de vapor aplicada a la - evaporación y de hecho muchos científicos anteriores a él habían tratado ya de desarrollar un trabajo similar al suyo, pero no lo graron grandes avances debido a que los compresores en aquellos - tiempos tenían muy bajas eficiencias. El primer uso práctico de esta técnica fué el sistema Wirth de termocompresión, el cual consistía de un turbocompresor acoplado a un evaporador y era conocido como el "Auto-vapor". Este sistema apareció antes de 1900 - y proporcionaba economías de vapor bastante altas.

El desarrollo de la termocompresión fué bastante lento - hasta antes de la Segunda Guerra Mundial, cuando los adelantos - logrados en el diseño de los compresores ayudaron en gran medida a su evolución. Durante la guerra se instaló un número considera - ble de pequeñas unidades de evaporación por termocompresión en - barcos, instalaciones submarinas y en las bases de las fuerzas - de tierra; se trataba de compresores rotatorios movidos por un - motor diesel, que acoplados a evaporadores se empleaban para ob - tener agua potable a partir de agua de mar. Su principal ventaja radicaba en el hecho de que la instalación total es muy sencilla, por lo que podían desembarcarse en la cubierta de los barcos y en - trar en operación en forma inmediata sin necesidad de esperar la instalación de calderas de vapor y tuberías de conducción.

En tiempos de guerra tuvieron mucha justificación estas unidades por razones de emergencia, pero no son del todo prácti-

cas en otras circunstancias, pues a pesar de que pueden proporcionar considerables ahorros de vapor, en muchos lugares estos ahorros no compensan el precio extra del equipo. Generalmente la evaporación por termocompresión se práctica más ampliamente en Europa sobre todo en las localidades donde la energía eléctrica es barata y el vapor de agua caro, como suele suceder en el oeste de Europa, donde el precio del combustible es bastante más elevado comparado con el precio que es posible obtener en América y el costo de la energía hidroeléctrica es bastante bajo. En América, por lo general el empleo de la evaporación por termocompresión no es un método económico de trabajo.

CAPITULO III

CRITERIOS PARA LA SELECCION Y DISEÑO

DE UN EVAPORADOR.

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

En el diseño individual de cada planta de evaporación- se deben tomar en cuenta muchos factores, entre ellos las caracte- rísticas de la solución tales como concentración, temperatura de ebullición, solubilidad, viscosidad, sensibilidad al calor, etc., también se deben considerar el producto o productos deseados, me- dio de calentamiento, condiciones y escala de operación, etc.

Las propiedades físicas de las soluciones diluidas pue- den considerarse iguales a las del agua. Sin embargo en la mayo- ría de los casos las soluciones tratadas en evaporación son con- centradas y por lo tanto considerar sus propiedades, tales como- temperatura de ebullición, capacidad calorífica, calor latente - de evaporación, densidad, etc. como si se tratara de agua - pura conduciría a graves errores, pero ésto puede evitarse para- algunas soluciones, por ejemplo las de sosa cáustica, ya que se- encuentra bastante información reportada en la literatura.

La temperatura de ebullición es aquella temperatura a- la cual la presión de vapor iguala a la presión atmosférica y ya que la presión de vapor varía con un aumento o disminución de - temperatura el punto de ebullición puede aumentarse o disminu-irse controlando la presión sobre el líquido. La posibilidad de ba- jar el punto de ebullición es muy importante cuando se trabaja - con sustancias que se deterioran a altas temperaturas como la le

che o los productos lácteos, jugos de frutas, productos farmacéuticos, etc., que de hecho pueden evaporarse a temperaturas bastante bajas con presiones reducidas.

Por otra parte, ciertos productos químicos tanto inorgánicos como orgánicos son más susceptibles a evaporarse a altas presiones.

En realidad no existe ningún método para evaluar la temperatura de ebullición de las soluciones concentradas. Sin embargo, se puede hacer uso de la regla de Dührig, que es una ley completamente empírica, según la cual al graficar la temperatura de ebullición de una solución contra la temperatura de ebullición del agua pura a la misma presión se obtiene una línea recta. La pendiente de estas líneas varía con la concentración de las soluciones.

La regla de Dühring también es útil para estimar el calor latente de vaporización del agua en la solución. Esto se logra utilizando la ecuación de Clapeyron y el hecho de que las líneas de Dühring sean rectas.

La ecuación resultante para bajas presiones, donde se puede asumir que el vapor sigue la ley de los gases ideales es:

$$HVAP_L = (HVAP_W/m) (T_L / T_W)^2$$

donde:

$HVAP_L$  Calor latente de vaporización del agua en la solución a la



temperatura  $T_L$  y presión  $P_S$ .

$HVAP_W$  Calor latente de vaporización del agua pura a la temperatura  $T_L$  y presión  $P_S$ .

$T_L$  Temperatura de ebullición de la solución a  $P_S$  (Temperatura absoluta).

$T_W$  Temperatura de ebullición del agua pura a  $P_S$  (Temperatura absoluta).

$m$  Pendiente de la línea de Dühring.

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

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

Por lo que respecta al calor de solución, hay muy pocos datos reportados para solutos no volátiles en soluciones acuosas y además no es fácil obtenerlos experimentalmente con exactitud.

La solubilidad es importante cuando se trata de soluciones salinas y los sólidos disueltos tienen un efecto importante en la elevación del punto de ebullición.

La viscosidad también afecta la velocidad de evapora--

ción ya que las altas viscosidades ocasionan la formación de una película sobre la superficie de calentamiento que reduce el coeficiente de transmisión de calor.

Practicamente una planta de evaporación puede diseñarse para operar bajo cualquier presión del vapor de calentamiento pero en la realidad no se recomiendan presiones elevadas. Entre mayor es la presión del vapor, menor es el calor latente de evaporación, y por lo tanto es menor la cantidad de calor que pudiera liberar para transmitirlo a la solución.

También está el hecho de que la construcción de un evaporador para trabajar con vapor de alta presión es mucho menos económica que si se trabajará con vapor de baja presión y además, el vapor de alta presión es mucho más valioso como fuente generadora de potencia que como fuente de calor. La única desventaja que podría encontrarse es que la temperatura de saturación disminuye al bajar la presión y por lo tanto entre menor es la presión del vapor de calentamiento se tiene menor gradiente de temperatura entre el vapor y la solución, mas esta desventaja no es tan significativa comparada con las ventajas que ofrece trabajar con una presión moderada. En la práctica se puede lograr un arreglo económico empleando el vapor directo procedente de las calderas en la generación de potencia y alimentar a los evaporadores el vapor de escape de las turbinas.

Además de las consideraciones de las propiedades de la

solución y las características del vapor de calentamiento disponible en los límites de batería, también son factores muy importantes la escala a la cual se va a llevar a cabo el proceso y las condiciones de operación. En general es preferible la operación continua a la intermitente excepto cuando el producto final es muy viscoso o cuando en el evaporador mismo toma lugar una operación de mezclado de dos o más componentes por ejemplo la adición de solución de azúcar a leche en la elaboración de leche dulce condensada. También se usa la operación intermitente cuando las cantidades de solución que se van a tratar son pequeñas o dependen de un proceso anterior que a su vez trabaja en forma intermitente.

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

Casi todos los evaporadores en múltiple efecto trabajan bajo un régimen continuo, aún cuando en algunos casos de doble efecto se opera en un sistema intermitente, especialmente cuando se trata con soluciones de alimentación muy diluidas y la concentración en el segundo efecto es alrededor de 80% de sólidos.

dos disueltos.

El diseño de cualquier evaporador puede hacerse en coordinación con el personal de la compañía proveedora del equipo básico. Si el proceso es muy conocido, cualquier compañía especializada en evaporación puede satisfacer los requerimientos de diseño sin mayor problema que especificar la cantidad que se pretende evaporar en la planta. Si se trata de un nuevo proceso se puede establecer un contrato confidencial.

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

Pero hay restricciones que también limitan la flexibilidad en la elección y diseño de un evaporador, entre estas se tienen las limitaciones de espacio que en un momento dado pueden

determinar que el vapor fluya en una menor área seccional, lo cual se traduce en una erosión drástica debida a la excesiva velocidad del vapor.

La decisión final en la selección del equipo adecuado es mucho más experiencia práctica que ciencia, pues puede darse el caso de que evaporadores que fueron correctamente diseñados no proporcionen una buena operación debido a que se pasaron por alto algunos aspectos prácticos.

En general la información requerida por los fabricantes y proveedores de equipo para evaporación se presenta en el siguiente cuestionario de la compañía Buflovak.

#### BUFLOVAK.

La solución adecuada de los problemas del evaporador depende de la exactitud de los datos básicos. Para obtener los resultados deseados conteste todas las preguntas del cuestionario.

- 1.- Nombre de la Compañía .....
- 2.- Dirección .....
- 3.- Información proporcionada por .....
- 4.- Descripción del líquido que se ha de evaporar .....
- .....
- 5.- Cantidad de líquido diluido que se maneja por hora .....
- 6.- Horas diarias de operación del equipo .....

- 7.- Densidad y porcentaje de sólidos en la solución diluida ....  
 .....% sólidos ..... gravedad espe-  
 cífica .....
- 8.- Densidad y porcentaje de sólidos en la solución concentrada-  
 .....% sólidos ..... gravedad especí-  
 fica .....
- 9.- Temperatura de la alimentación ..... °F.
- 10.- Temperatura de ebullición.- Solución diluida .....°F.  
 Solución concentrada .....°F.
- 11.- Máxima temperatura permisible para el producto durante la -  
 evaporación .....°F
- 12.- Tiempo de exposición permisible.....
- 13.- Si se trata de un líquido de naturaleza compleja proporció-  
 nar análisis y detalles referentes a su viscosidad, forma-  
 ción de espuma, acidez, corrosión e impurezas presentes ....  
 .....
- 14.- Especificar si se trata de un líquido inflamable, venenoso,-  
 explosivo o peligroso en otra forma .....
- 15.- Si se han de separar sólidos, establecer su naturaleza y can-  
 tidad .....
- 16.- Humedad y pureza deseadas para estos sólidos .....
- 17.- Materiales de construcción preferidos .....
- 18.- Vapor vivo, presión ..... cantidad .....  
 sobrecalentamiento ..... costo por mil libras.  
 .....

- 19.- Vapor al condensador, presión ..... cantidad .....  
 costo por mil libras.....
- 20.- Agua de enfriamiento disponible, G P M ..... temp.-  
 mínima .....°F máxima ..... °F .....  
 costo por mil galones .....
- 21.- Características de la corriente eléctrica, CA. o CD .....  
 fases..... ciclaje ..... voltaje .....  
 costo por K W H .....
- 22.- Espacio disponible para el evaporador, largo .....  
 ancho ..... altura .....
- 23.- Observaciones .....
- .....

En lo referente a las especificaciones mecánicas, se de  
 be establecer no solo el material de construcción sino también el  
 tipo de acabados, pues por ejemplo en el caso de productos alimen-  
 ticios se deben cumplir las especificaciones de índole sanitaria-  
 para los recubrimientos del equipo.

Siempre es conveniente especificar el tipo de condensa-  
 dor. Donde se tienen problemas para una instalación elevada se pue  
 den instalar condensadores barométricos de bajo nivel.

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

recomienda.

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

Cuando se está especificando un evaporador para un producto que nunca antes había sido concentrado comercialmente se debe poner especial cuidado en la determinación de sus propiedades químicas y físicas necesarias para el diseño básico de un evaporador, se pueden realizar pruebas de laboratorio con condiciones similares a las que operaría el equipo comercial.

#### CRITERIOS GENERALES DE DISEÑO.

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

La solución se encuentra a la temperatura de ebullición correspondiente a esta concentración y a la presión que reina en el domo. Dicha temperatura, evaluada mediante la regla de Dühring,

también se mantiene constante por las razones antes mencionadas y no se ve afectada por el hecho de que la alimentación se introduzca a una temperatura diferente. En general esto es cierto y puede demostrarse que la temperatura es homogénea, salvo en las cercanías de la entrada de la alimentación, efectuando medidas de temperatura de la solución. Sin embargo, en el caso de que la alimentación esté excesivamente fría es conveniente instalar un precalentador en la línea de alimentación con el objeto de elevar su temperatura hasta cerca del punto de ebullición.

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

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

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

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

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

En otros tiempos, debido a la falta de información acerca de las propiedades físicas de muchas soluciones, y particularmente hablando de la temperatura de ebullición, el procedimiento de cálculo normalmente implicaba una "caída de temperatura aparente", considerando la temperatura de ebullición de la solución igual a la temperatura de ebullición del agua correspondiente a la presión en el domo del evaporador y los coeficientes de transferencia de calor basados en esta diferencia de temperatura aparente normalmente aparecen reportados en la literatura como coeficientes de transmisión de calor también aparentes.

Actualmente se sigue practicando este método cuando la elevación en el punto de ebullición de la solución es desconocida. Sin embargo, esto no se hace en los casos donde se conoce la temperatura de ebullición de la solución e incluso muchas veces esta temperatura determina las condiciones en que puede operar -

el evaporador.

7.- Presión en el domo del evaporador. Ya que el gradiente de temperatura es la fuerza impulsora para la transmisión de calor y además es inversamente proporcional a la superficie de calentamiento necesaria y por lo tanto el costo del equipo de evaporación, debe tratarse de que sea lo más alto posible.

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

De hecho, en general no es imprescindible que los evaporadores trabajen a vacío, esto se hace debido a que es mucho más económico alimentarlos con vapor a bajas presiones y si no se produce vacío para que baje el punto de ebullición de la solución, no es posible obtener un gradiente de temperatura adecuado desde el punto de vista económico. Sin embargo, existen casos donde si es necesario operar a vacío por otros motivos, como por ejemplo que la solución a tratar sea susceptible a descomponerse a altas temperaturas.

Pero se ha encontrado que entre más elevado sea el va-

cio el coeficiente de transmisión de calor disminuye rápidamente para un gradiente de temperatura determinado y la capacidad del evaporador baja, posiblemente por el aumento en la viscosidad del líquido. Esto involucra que existe un límite para aumentar el grado de vacío, más allá del cual es más significativa - la disminución del coeficiente que el incremento del gradiente de temperatura, obteniéndose resultados contraproducentes. En general los evaporadores trabajan con un vacío de 660 a 711 mm de mercurio como máximo.

8.- Evaluación de las propiedades de la solución. Las propiedades físicas importantes en el diseño de un sistema de evaporación son: Temperatura de ebullición, entalpia, capacidad calorífica, viscosidad, conductividad térmica y densidad; y para el caso particular de soluciones de sosa cáustica es posible contar con esta información. En el apéndice 1 se muestran las gráficas y tablas correspondientes a dichas propiedades y en el apéndice 2 se encuentran las correlaciones de ellas en función de la temperatura y concentración de la solución, con sus respectivos coeficientes de correlación y determinación. Estas ecuaciones se obtuvieron mediante una regresión múltiple por el método de mínimos cuadrados.

9.- Evaluación de las propiedades del vapor. Como ya se había puntualizado el vapor producido es vapor saturado a la presión reinante en el domo del evaporador, y por consiguiente-

sus propiedades se deben evaluar bajo estas condiciones por medio de las tablas de vapor o bien se puede hacer uso de las correlaciones del apéndice 3, que proporcionan las condiciones de temperatura de saturación, entalpia y calor latente de vaporización del vapor de agua en función de su presión. Al igual que las correlaciones para las propiedades de la solución, éstas se obtuvieron por el método de mínimos cuadrados y en el mismo apéndice se encuentran reportados los coeficientes de correlación y determinación correspondientes.

CAPITULO IV

COEFICIENTE DE TRANSMISION DE CALOR.

## COEFICIENTE DE TRANSMISION DE CALOR.

La evaporación es un caso especial de transmisión de calor, y como ocurre en todos los procesos de transferencia existe una -- fuerza impulsora, que es el gradiente de temperatura y una resistencia que se opone al flujo de calor de manera que:

$$\text{Flujo de calor} = \text{Fuerza impulsora} / \text{Resistencia.}$$

En los evaporadores que utilizan vapor como medio de calentamiento, se tienen básicamente 5 resistencias a la transferencia de calor:

- 1.- Resistencia del vapor condensante. ( $R_o$ ).
- 2.- Resistencia ocasionada por el ensuciamiento de los tubos de lado del vapor. ( $R_{Do}$ ).
- 3.- Resistencia de la pared metálica. ( $R_m$ ).
- 4.- Resistencia de las incrustaciones formadas del lado del líquido hirviente. ( $R_{Di}$ ).
- 5.- Resistencia de la película de la solución. ( $R_i$ ).

La suma de estas resistencias individuales es la resistencia total que presenta el sistema al flujo de calor.

$$R_T = R_o + R_{Do} + R_m + R_{Di} + R_i$$

Cada una de las resistencias se encuentra relacionada con su respectivo coeficiente de la siguiente manera:

$$R_o = 1/h_o A_o$$

$$R_{Di} = 1/h_{Di} A_i$$

$$R_{Do} = 1/h_{Do}A_o$$

$$R_i = 1/h_iA_i$$

$$R_m = x_m/k_mA_{av}$$

Donde:

- $h_o$  Coeficiente de transmisión de calor para el vapor condensante (Generalmente se calcula basado en el área externa del tubo.),  
Btu/ (hr) (ft<sup>2</sup>) (°F).
- $h_{Do}$  Coeficiente de transmisión de calor en el ensuciamiento de los tubos del lado del vapor, Btu/ (hr) (ft<sup>2</sup>) (°F)
- $h_{Di}$  Coeficiente de transmisión de calor para la película de solución, Btu/(hr) (ft<sup>2</sup>) (°F).
- $h_i$  Coeficiente de transmisión de calor para la película de solución,  
Btu/ (hr) (ft<sup>2</sup>) (°F).
- $x_m$  Espesor de la pared metálica, ft.
- $k_m$  Conductividad térmica promedio de la pared metálica,  
Btu / (hr) (ft<sup>2</sup>) (°F/ft).
- $A_i$  Area interna de los tubos, ft<sup>2</sup>.
- $A_o$  Area externa de los tubos, ft<sup>2</sup>.
- $A_{av}$  Area promedio de los tubos, ft<sup>2</sup>.

Si se elige un área determinada (A) y se basa el cálculo de las resistencias en el área elegida:

$$R_T = 1/h_o A_o + 1/h_{DO} A_o + x_m/k_m A_{av} + 1/h_{Di} A_i + 1/h_i A_i$$

$$R_T A = 1/h_o + 1/h_{DO} + x_m/k_m + 1/h_{Di} + 1/h_i$$

El coeficiente de transmisión de calor "U", Btu/(hr) - (ft<sup>2</sup>) (°F), se define como el inverso de esta resistencia:

$$U = 1/R_T A = \frac{1}{1/h_o + 1/h_{DO} + x_m/k_m + 1/h_{Di} + 1/h_i}$$

El coeficiente de transferencia de calor más pequeño es el más significativo en el valor del coeficiente global y de hecho, para el caso de evaporadores se puede considerar que las resistencias importantes son las presentadas por las películas de vapor condensante y la de la solución, de manera que desprender los otros términos de la ecuación no conduce a errores considerables. Por lo tanto, los factores que afectan al coeficiente global de transmisión de calor en un evaporador pueden dividirse en dos clases: factores que afectan al coeficiente del vapor condensante y los que afectan al coeficiente del líquido en ebullición.

COEFICIENTE INDIVIDUAL DE TRANSMISION DE CALOR PARA VAPOR CONDENSANTE.- Los principales factores que afectan el coeficiente de transmisión de calor para el vapor que se condensa son:

- 1.- Temperatura de condensación.

2.- Caída de temperatura.

3.- Cantidad de gases incondensables.

La temperatura de condensación afecta en el sentido de que entre mayor sea esta temperatura, menor será la viscosidad de la película de condensado y el coeficiente aumenta, a diferencia de lo que sucede al aumentar la caída de temperatura, - pues ello origina que la condensación sea más rápida y por consiguiente aumenta rápidamente el espesor de la película de condensado en las paredes de los tubos.

Los gases incondensables son muy importantes, debido a que tienden a acumularse cerca de la superficie de calentamiento y por lo tanto suman su resistencia a la de la película líquida.

Nussett derivó las siguientes correlaciones para calcular el coeficiente de transmisión de calor para vapores puros - saturados que se condensan en una superficie. Asumiendo:

1.- El vapor se condensa en forma de una película continua en flujo laminar descendente debido al efecto de la gravedad.

2.- La diferencia de temperatura entre el vapor y la superficie fría es constante.

3.- Los efectos causados por la velocidad del vapor o por el flujo turbulento del líquido en tubos largos verticales - son despreciables.

4.- Una reducción en el espesor de la película puede incrementar el coeficiente de transmisión de calor.

Las correlaciones obtenidas son:

Superficies Verticales.

$$h_m = 0.943 \left[ \frac{k_f^3 d_f^2 g H_c}{L \text{ Visc}_f (T_{av} - T_a)} \right]^{1/4} \dots\dots\dots ( A )$$

Superficies Horizontales.

$$h_m = 0.725 \left[ \frac{k_f^3 d_f^2 g H_c}{N D \text{ Visc}_f (T_{av} - T_a)} \right]^{1/4} \dots\dots\dots ( B )$$

- donde:
- $k_f$  = Conductividad térmica de la película de condensado ( BTU/hr ft°F )
  - $d_f$  = Densidad de la película de condensado ( Lb/ ft<sup>3</sup> ).
  - $g$  = 4.18 (10<sup>8</sup> ) ft/hr<sup>2</sup>
  - $H_c$  = Calor latente de condensación (BTU/Lb ).
  - $L$  = Longitud de la superficie ( ft ).
  - $\text{Visc}_f$  = Viscosidad de la película de condensado (Lb/ft hr ).
  - $T_{av}$  = Temperatura del vapor saturado ( °F ).
  - $T_a$  = Temperatura de la superficie ( °F ).
  - $N$  = Número de tubos.
  - $D$  = Diámetro externo de los tubos ( ft ).

Las propiedades de la película de condensado, conducti

vidad térmica, densidad y viscosidad se evalúan a la temperatura de la película  $T_f$  que puede considerarse como la media aritmética entre la temperatura del vapor y la temperatura de la pared.

$$T_f = 1/2 (T_{av} - T_a)$$

Se ha encontrado que los valores calculados mediante la ecuación ( A ) son bajos comparados con los obtenidos experimentalmente. Por lo tanto Brown recomienda el uso de las siguientes ecuaciones modificadas:

$$h_m = 1.13 \left[ \frac{k_f^3 d_f^2 g H_c}{L \text{ Visc}_f (T_{av} - T_a)} \right]^{1/4} \dots\dots\dots ( C )$$

$$h_m = 1.18 \left[ \frac{k_f^3 d_f^2 g \Pi D}{\text{Visc}_f . W} \right]^{1/3} \dots\dots\dots ( D )$$

$W = \text{Lb. condensadas por hora.}$

Las ecuaciones ( C ) y ( D ) son equivalentes, el empleo de una u otra depende de los datos con los que se cuente.

De acuerdo a sus experiencias Mc Adams encontró que los coeficientes de condensación observados para el vapor en tubos verticales eran alrededor de 75% mayores que los coeficientes teóricos calculados mediante la ecuación ( A ) y propone las siguientes correlaciones:

Tubos Verticales.

$$h_m = \frac{4000}{L^{1/4} \Delta T_f^{1/3}}$$

Tubos Horizontales.

$$h_m = \frac{3100}{D^{1/4} \Delta T_f^{1/3}}$$

$\Delta T_f = T_{av} - T_a$  y tiene un rango de 10 a 150°F.

La suposición de que la capa de líquido condensado fluye en un régimen laminar no es correcta en el caso de tubos largos verticales, pues en ellos la acumulación de condensado provoca un flujo turbulento.

Cuando la relación adimensional (  $4W / \text{Visc}_f D$  ) es menor que 2100, se tiene flujo laminar y se pueden utilizar las ecuaciones ( C ) y ( D ). Si esta relación es mayor, el flujo de la capa de condensado es turbulento y se debe emplear la siguiente ecuación:

$$h_m = 0.0077 \left[ \frac{4W}{\text{Visc}_f \pi D} \right]^{0.4} \left[ \frac{k_f^3 d_f^2 g}{\text{Visc}_f^2} \right]^{1/3} \dots (E)$$

W Lb. de condensado / tiempo.

D Diámetro externo del tubo.

$\pi D$  Perímetro mojado.

Ninguna de las ecuaciones anteriores considera los efec

tos de la velocidad de los vapores. Los coeficientes experimentales de transmisión de calor para vapores condensantes son altos comparados con los obtenidos por las correlaciones, por este motivo y ya que nunca es el coeficiente controlante en la transferencia de calor, se ha adoptado por utilizar un valor de 1500 Btu/ (hr) (ft<sup>2</sup>) (°F) para vapor relativamente libre de aire, en lugar de calcularlo, ya que la utilización de este coeficiente convencional no provoca desviaciones significativas en el valor del coeficiente global, según las observaciones de Kern ( Ref.2).

COEFICIENTE DE TRANSMISION DE CALOR PARA LA SOLUCION.- Para determinar el valor de los coeficientes individuales de transmisión de calor se debe contar con relaciones que incluyan todas las propiedades del fluido y sus condiciones de flujo que afecten al problema, por ejemplo entre estos factores pudieron considerarse el diámetro de tubería, velocidad de flujo, densidad, viscosidad, conductividad térmica y la capacidad calorífica del fluido entre otros. En general los mecanismos de transmisión de calor son tan complejos que sería difícil encontrar una relación que reuniera en sí a todos los factores que intervienen en el valor del coeficiente de transmisión de calor. No obstante, el análisis dimensional proporciona una ayuda para la solución del problema y en el caso general se ha encontrado que la relación para determinar el coeficiente de transferencia de calor para fluidos en movimien

to cuando no hay cambio de fase es de la forma:

$$hD/k = a (C_p \text{ Visc}/k)^b (DVd/\text{Visc})^c$$

h	Coeficiente individual de transmisión de calor, Btu/-(hr) (ft <sup>2</sup> ) (°F)
D	Diámetro de la tubería. ft.
k	Conductividad térmica del fluido, Btu/ (hr) (ft <sup>2</sup> ) - (°F/ft).
C <sub>p</sub>	Capacidad calorífica, Btu/ Lb °F.
Visc.	Viscosidad, Lb/ ft hr.
v	Velocidad de flujo, ft/ hr.
d	Densidad, Lb/ ft <sup>3</sup> .
a, b, c	Constantes.

Cada uno de los términos de la ecuación corresponden - a los siguientes números adimensionales:

Número de Nusselt.	$hD/k$
Número de Prandtl	$C_p \text{ Visc}/k$
Número de Reynolds.	$DVd/\text{Visc}$ .

Para el caso de fluidos en movimiento turbulento por - el interior de tuberías de sección circular la experiencia ha de mostrado que las constantes de la ecuación anterior son:

$$hD/k = 0.023 (DVd/\text{Visc})^{0.8} (C_p \text{ Visc}/k)^{0.4}$$

Esta relación se conoce con el nombre de ecuación de -

Dittus - Boelter y se ha comprobado experimentalmente para aire y otros gases, así como también para agua, hidrocarburos y varios líquidos orgánicos; para números de Reynolds de 10000 a 50 000 y números de Prandtl de 0.73 a 95.

Los factores más importantes en la determinación del coeficiente de transmisión de calor para la solución son:

- 1.- Velocidad.
- 2.- Viscosidad del líquido que se evapora.
- 3.- Limpieza de la superficie de calentamiento.
- 4.- Construcción del cuerpo del evaporador.

La velocidad afecta en gran medida la transmisión de calor por convección y a los evaporadores con la superficie de calentamiento sumergida dentro de la solución, no es posible predecir la circulación del líquido hirviendo. Se sabe que depende de factores tales como viscosidad, densidad y cantidad de calor que pasa a través de la superficie de calentamiento en la unidad de tiempo pues este último factor determina la velocidad de formación de burbujas.

La construcción del evaporador además de influir en el efecto de los gases incondensables sobre el coeficiente del lado del vapor, también afecta el coeficiente de la película del líquido por las diferentes condiciones de circulación que se presentan. Por ejemplo, en el evaporador de tubos horizontales la disposición de la superficie de calentamiento no se presta para lograr -

una agitación adecuada y por lo tanto el coeficiente es más bajo que aquel que pudiera obtenerse en un evaporador de tubos verticales que operan en las mismas condiciones, pues en este tipo de evaporador la ebullición en los tubos origina una circulación considerable a causa de la aceleración provocada por el desarrollo de burbujas. Por otra parte, en un evaporador de circulación forzada la circulación es mayor y por lo tanto el coeficiente - es más elevado que en el caso de circulación natural.

A causa de la complejidad del problema y al limitado-número de datos experimentales válidos, es imposible predecir - los coeficientes del lado de la solución, excepto para casos - muy especiales.

**Evaporador de tubos largos verticales con circulación forzada.**- Para este tipo de equipo, la mayor parte de la transferencia de calor es hacia líquidos que fluyen a altas velocidades, del orden de 6 a 18 ft/seg. y bajo una presión suficiente para que no se presente evaporaciones rápidas dentro de los tubos, sino que la evaporación es del tipo flash cerca de su salida. Bajo estas condiciones es de esperarse que sea aplicable la ecuación de Dittus - Boelter.

Basandose en sus experiencias Boarts modificó el coeficiente de la ecuación de Dittus - Boelter a un valor más elevado, ésto se explica por el hecho de que en los evaporadores - de circulación forzada pudiera presentarse ebullición en la ca-

pa superficial y las burbujas así formadas se condensan en la ma sa del líquido que fluye.

La ecuación de Dittus - Boelter modificada por Boarts-es:

$$hD/k = 0.0278 (D V d / \text{Visc})^{0.8} (C_p \text{Visc} / h)^{0.4}$$

y se recomienda en el diseño de evaporadores de circulación forzada.

Otra ecuación para determinar el coeficiente de transferencia de calor en evaporadores de tubos largos verticales con circulación forzada es la desarrollada por Fragen y Badger (Rer. 24).

$$U = 3778 u^{0.45} / (\text{Visc})^{0.25} \Delta T^{0.1}$$

U Coeficiente global de transferencia de calor Kcal / (hr) (m<sup>2</sup>) (°C).

u Velocidad de entrada, m/seg.

Visc Viscosidad a la entrada, Kg / (hr) (m).

$\Delta T$  Caída total de temperatura corregida por el aumento en el punto de ebullición, °F.

Evaporador de tubos largos verticales con circulación natural.- Este tipo de evaporadores presentan un problema más complicado que los evaporadores con circulación forzada en la predicción de los coeficientes de transferencia de calor del lado de la solución debido a que en el caso de circulación natural

el líquido se vaporiza dentro de los tubos y por lo tanto se tiene una región de flujo a dos fases.

A medida que el líquido brota de los tubos, se establece el equilibrio entre la solución y el vapor a la presión existente en el domo, alcanzando ésta la temperatura correspondiente, que es su temperatura de ebullición a la presión del domo.- La circulación natural transporta la solución hacia el fondo de los tubos, donde la presión es superior a la del espacio de vapor debido al efecto de la carga hidrostática, por lo tanto en este punto la solución se encuentra subenfriada.

Al elevarse el líquido por el interior de los tubos se va calentando y simultáneamente la presión sobre él se reduce al disminuir la carga hidrostática de tal forma que en cierto punto dentro de los tubos el líquido empieza a hervir. Evidentemente lo hace a una temperatura más elevada que la correspondiente a la presión del domo pues aún se encuentra sometido a una carga hidrostática sobre él. Desde este punto hacia la parte superior de los tubos la presión sigue reduciéndose hasta llegar a la presión en el espacio de vapor y consecuentemente la temperatura de la solución también disminuye hasta alcanzar su temperatura de ebullición a la presión del como.

De lo anterior se concluye:

1.- La solución entra a los tubos subenfriada y eleva su temperatura hasta que en alguna parte dentro de los tubos ---

alcanza su temperatura de ebullición, por lo tanto existe una zona donde unicamente adquiere calor sensible y que pudiera llamarse zona de calentamiento.

2.- El hecho de que se inicie la ebullición dentro de los tubos, donde el líquido se encuentra sometido a una carga hidrostática que disminuye hacia la parte superior de los tubos implica que la solución alcanza una temperatura máxima en el punto donde comienza la ebullición y después decrece hasta la temperatura de ebullición a la presión del domo.

3.- A partir del punto de temperatura máxima el líquido se encuentra en ebullición hasta la salida de los tubos de -tal forma que existe una zona que pudiera llamarse zona de ebullición, donde la solución se vaporiza constantemente y por lo -tanto se presenta un flujo a dos fases aumentandose así la velocidad de circulación del líquido.

4.- Considerando que en la parte inferior del tubo el líquido unicamente se calienta y en la parte superior se encuentra en ebullición circulando a velocidades más altas es de esperarse que las dos partes del tubo tengan comportamientos completamente diferentes.

5.- La presión debida a la carga hidrostática ( H ) a un determinado nivel de los tubos.

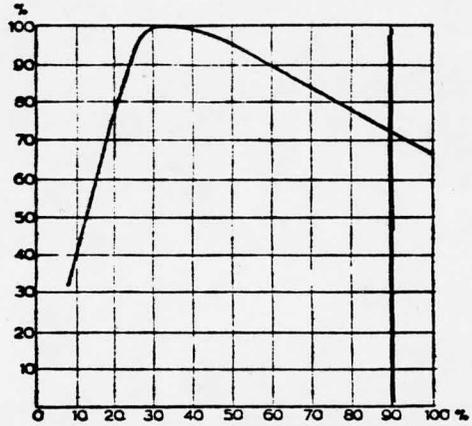
$$P = H d g / g_c$$

depende obviamente de la altura de líquido sobre él y también de la densidad que a su vez depende de la temperatura. A diferentes niveles del tubo se tienen diferentes temperaturas y por lo tanto la densidad varía a lo largo de los tubos y desde luego también varía la altura de líquido sobre dicho nivel, por lo tanto es imposible determinar el valor numérico de la carga hidrostática. Sin embargo, debe admitirse el efecto que causa al reducir la caída de temperatura disponible para la transmisión de calor y por lo tanto la capacidad del evaporador. De hecho entre mayores sean los niveles de líquido el efecto de la carga hidrostática será mayor.

Kerr construyó una gráfica ( Fig. 9 ), basada en sus experiencias, donde se muestra la variación del coeficiente de transferencia de calor en función del nivel de la solución en los tubos. Se observa claramente un máximo a 35% de la longitud del tubo y en general se puede considerar que el nivel óptimo es  $1/3$  de la altura del tubo.

Evidentemente la transferencia de calor en evaporadores de tubos largos verticales con circulación natural es un fenómeno sumamente complejo y por esta razón se proyectan en función de la experiencia. Sin embargo, para cálculos aproximados, puede tomarse en consideración el siguiente procedimiento para estimar el coeficiente de transmisión de calor en este tipo de equipo:

Coefficiente de transmisión de calor.



Nivel de la solución (% altura del tubo).

Fig. 9.- Variación del coeficiente de transmisión de calor en función del nivel de la solución - en la calandria.

1.- Considerando que en la zona de calentamiento es aplicable la ecuación de Boarts:

$$h_i = 0.0278 ( DG / Visc )^{0.8} ( Cp Visc / k )^{0.4} k/D$$

$h_i$  Coeficiente inteno de transmisión de calor en la zona de calentamiento.

Btu / (hr) (ft<sup>2</sup>) (°F).

D Diámetro interno de los tubos, ft.

G Masa velocidad de la solución, Lb / (hr) (ft<sup>2</sup>) (tubo).

Visc Viscosidad de la solución, Lb / (ft)(hr).

Cp Capacidad calorífica de la solución, Btu / (Lb) (°F).

k Conductividad térmica de la solución, Btu / (hr) (ft) (°F).

2.- En la zona de ebullición puede ser aplicable la ecuación de Dittus Boelter:

$$h_i = 0.023 ( DVd / Visc )^{0.8} ( Cp Visc / k )^{0.4} k/D$$

pero se debe tomar en cuenta que en esta zona se tiene flujo a dos fases y por lo tanto la velocidad de flujo es superior a la velocidad en la zona de calentamiento.

Dengler considera que el coeficiente de transferencia de calor en la zona de dos fases puede estimarse por medio de la siguiente relación:

$$h_e = 3.50 ( 1 / X_T )^{0.5} h_i$$

siendo:

$$X_T = (1 / (1 - x))^{0.9} (d / d_g)^{0.5} (\text{Visc}_g / \text{Visc})$$

$h_e$  Coeficiente interno de transmisión de calor en la zona de ebullición, Btu/ (hr) (ft<sup>2</sup>) (°F).

$h_1$  Coeficiente interno de transmisión de calor calculado con la ecuación de Dittus - Boelter y considerando que fluye unicamente líquido, Btu/ (hr) (ft<sup>2</sup>) (°F).

$X_T$  Parámetro de corrección entre el flujo a dos fases y el flujo en una sola fase, adimensional.

$x$  Calidad del vapor.

$d_g$  Densidad del vapor a la presión del domo, Lb/ ft<sup>3</sup>.

$\text{Visc}_g$  Viscosidad del vapor a la presión del domo, Lb/ (ft) - (hr).

Otra forma para evaluar este coeficiente es usando la ecuación de Dittus Boelter pero modificar el número de Reynolds por el aumento en la velocidad de flujo:

El número de Reynolds es proporcional a la masa velocidad.  $Re \propto G$  de aquí:  $Re_1 / G_1 = Re_2 / G_2$

Por otra parte la masa velocidad es proporcional al volumen específico

$$G \propto v$$

de aquí:

$$G_1 / v_1 = G_2 / v_2$$

donde:

Re<sub>1</sub>      Número de Reynolds considerando que fluye únicamente -  
líquido. (  $DG_1 / \text{Visc}$  )

Re<sub>2</sub>      Número de Reynolds con flujo a dos fases.

G<sub>1</sub>      Masa velocidad considerando una fase.

G<sub>2</sub>      Masa velocidad con flujo a dos fases.

v<sub>1</sub>      Volumen específico del líquido.

v<sub>2</sub>      Volumen específico de la mezcla líquido - vapor.

$$Re_2 = Re_1 ( G_2 / G_1 )$$

$$Re_2 = Re_1 ( v_2 / v_1 )$$

Si se alimentan F lb / hr de solución a los tubos y se vaporizan V lb / hr la cantidad de líquido que sale por la parte superior de los tubos es:

$$L = F - V$$

La fracción de vapor a la salida de los tubos es:

$$F_v = V / F$$

La fracción de líquido a la salida de los tubos es:

$$F_l = L / F$$

$$F_l = 1 - V/F$$

El volumen específica de la mezcla líquido - vapor a -  
la salida de los tubos es:

$$v_2 = v_g (V/F) + v_1 (1 - V/F)$$

$v_g$  Volumen específico del vapor a la presión del domo.

En el punto donde se inicia la ebullición se tiene unicamente líquido con volumen específico  $v_1$ , y donde termina la zona de ebullición se tiene una mezcla líquido - vapor con volumen específico  $v_2$ . Por lo tanto, se puede considerar que en esta zona se tiene un volumen medio logarítmico entre estos dos volumenes específicos.

$$v_m = (v_2 - v_1) / \ln (v_1 / v_2)$$

En la relación:

$$Re_2 = Re_1 (v_2 / v_1)$$

es más representativo usar  $v_m$ , la media logarítmica de los volumenes específicos que  $v_2$ , volumen específico de la mezcla líquido vapor a la salida de los tubos.

$$Re_2 = Re_1 (v_m / v_1)$$

Por este método:

$$h_e = 0.023 (Re_2)^{0.8} (C_p \text{ Visc}/k)^{0.4} k/D$$

3.- El coeficiente  $h_m$  del lado del vapor se puede calcular mediante la ecuación E; correspondiente al coeficiente de transferencia de calor para vapores condensantes cuando la capa de condensado fluye en un régimen turbulento, o bien se puede con

siderar como 1 500 Btu / (hr) (ft<sup>2</sup>) (°F).

4.- El coeficiente total de transmisión de calor en la zona de calentamiento es:

$$U_c = \left[ \frac{1}{(1/h_i) + (1/h_m) + (x_m/k_m) + R_d} \right]$$

$x_m$  Espesor de la pared del tubo, ft.

$k_m$  Conductividad térmica promedio de la pared del tubo, -  
Btu/ (hr) (ft) (°F)

$R_d$  Factor de incrustación.

5.- El coeficiente total de transmisión de calor en la zona de ebullición es:

$$U_e = \left[ \frac{1}{(1/h_e) + (1/h_m) + (x_m/k_m) + R_d} \right]$$

6.- Cada uno de los coeficientes anteriores, el de calentamiento y el de ebullición, actúa únicamente en su respectiva zona y de hecho el fenómeno es tan complicado que no es posible predecir si el líquido hervirá o no en todos los tubos, o a que distancia del fondo hervirá y por lo tanto, no se puede saber que fracción de la longitud total del tubo corresponde a la zona de calentamiento y que fracción a la zona de ebullición. Sin embargo, según Badger ( Ref. 1 ) el recurso que se ha adoptado es calcular la cantidad de calor necesario para calentar la alimentación desde su temperatura de entrada hasta hasta su máxima tem

peratura y suponer que la diferencia entre el calor total transferido en el tubo y el calor de calentamiento es la cantidad de calor transferido en la zona de ebullición:

a) La cantidad de calor total transferido en el tubo se obtiene haciendo un balance global:

$$Q = \frac{V (HV) + L (HL) - F (HF)}{N T}$$

B) El calor sensible necesario para elevar F lb/hr de alimentación de su temperatura  $T_o$  a la temperatura  $T_{max}$ . se calcula:

$$Q_c = F C_{pf} (T_{max} - T_o)$$

c) Calor latente necesario para vaporizar V lb/ hr con un calor latente de vaporización H VAP a una presión aproximadamente igual a la presión del domo es:

$$Q_e = Q - Q_c \approx V (H VAP)$$

7.- De acuerdo a la ecuación general de transmisión de calor:

$$Q = U A \Delta T$$

Las áreas de transferencia de calor en cada zona son:

$$a) \text{ Calentamiento: } A_c = Q_c / U_c \Delta T_c = \frac{F C_{PF}(T_{max} - T_o)}{U_c \Delta T_c}$$

$$b) \text{ Ebullición: } A_e = Q_e / U_e \Delta T_e$$

8.- Obviamente los gradientes de temperatura son diferentes en ambas zonas. El fluido caliente es el vapor que se con

densa a una temperatura  $T_s$ . Mientras que el fluido frío es la solución que tiene las siguientes temperaturas iniciales y finales:

a) Zona de calentamiento.- Temperatura inicial =  $T_0$ , temperatura de alimentación.

Temperatura final =  $T_{max}$ , temperatura máxima.

b) Zona de ebullición.- Temperatura inicial =  $T_{max}$ .

Temperatura final =  $T$ , Temperatura de ebullición a la presión del domo.

Los gradientes de temperatura en cada zona se calculan utilizando la media logarítmica:

a) Calentamiento.- 
$$T_c = \frac{(T_s - T_0) - (T_s - T_{max})}{\ln (T_s - T_0) / (T_s - T_{max})}$$

b) Ebullición.- 
$$T_e = \frac{(T_s - T) - (T_s - T_{max})}{\ln (T_s - T) / (T_s - T_{max})}$$

9.- En la ecuación de transferencia de calor para cada zona, se desconoce el área y la temperatura máxima, para determinar sus valores se puede proceder de la siguiente manera:

a) Suponer el área de la zona de calentamiento.  $A_c$

b) Calcular  $(T_{max} - T_0) / \Delta T_c = A_c U_c / FC_{PF}$

c) Determinar la  $T_{max}$  que corresponde al área de calentamiento - supuesta, mediante la relación:

$$T_{max} = T_s - \frac{T_s - T_0}{e^C}$$

donde:

$$C = \frac{(T_{\max} - T_o)}{\Delta T_c} = \frac{A_c U_c}{FC_{PF}}$$

Dicha relación se derivó de la siguiente manera:

$$C = \frac{(T_{\max} - T_o)}{\frac{(T_{\max} - T_o)}{\text{Ln} \frac{(T_s - T_o)}{(T_s - T_{\max})}}}$$

$$C = \text{Ln} \frac{(T_s - T_o)}{(T_s - T_{\max})}$$

$$\frac{T_s - T_o}{T_s - T_{\max}} = e^C$$

$$T_{\max} = T_s - \frac{T_s - T_o}{e^C}$$

d) Calcular  $\Delta T_e$ .

e) Calcular el área de la zona de ebullición,  $A_e = (V \text{ HVAP}) / U_e$

$$\Delta T_e$$

f) Checar que la suma de las áreas de calentamiento y ebullición supuesta y calculada respectivamente sea igual al área total real de los tubos, o suponer un área de calentamiento diferente.

10.- Una vez determinadas las áreas de ambas zonas se procede a calcular el coeficiente total de transferencia de calor a lo largo de los tubos.

a) La fracción del área total correspondiente a la zona de calentamiento es:

$$A_c / A$$

b) La fracción del área total correspondiente a la zona de ebullición es:

$$A_e / A$$

De aquí que el coeficiente global de transmisión de calor sea:

$$U = \frac{U_c (A_c) + U_e (A_e)}{A}$$

Los coeficientes obtenidos de esta manera resultan bajos comparados con los obtenidos experimentalmente, pero como se había mencionado anteriormente pueden ser útiles en ciertos cálculos, y aún usarse para diseño ya que en general los equipos se diseñan dejando un cierto margen de seguridad.

Existen otras correlaciones para el cálculo de los coeficientes de transferencia de calor por el lado de la solución - para evaporadores de tubos largos verticales como la siguiente - ecuación derivada por Coulson y Mc Neely (Rf. 25)

$$N_{Nu} = (1.3 + 39 D) (N_{Re})^{0.123} (N_{Re})_g^{0.34} (N_{Pr})_l^{0.9} (d_l/d_g)^{0.25} (\text{Visc}_g/\text{Visc}_l)$$

$$N_{Nu} = h D / h$$

Los números de Reynolds para el líquido y el vapor se calculan suponiendo que cada fluido se desplaza a lo largo del -

tubo en una sola fase.

Evaporadores de tubos cortos verticales.- Para este tipo de evaporador, Foust, Baker y Badger (Ref. 26) derivaron la siguiente correlación:

$$U = \frac{375 (\Delta T_r)^{0.22} N_{Pr}^{0.4}}{(v_g - v_l)^{0.37}}$$



Donde el subíndice r se refiere a la temperatura real del líquido, considerando el aumento en la temperatura de ebullición y los subíndices g y l se refieren al vapor y al agua saturados a la presión del domo.

Otra forma para calcular el coeficiente de transferencia de calor es mediante la ecuación:

$$U = 28 \Delta T^{0.55} / \text{Visc.}$$

U Coeficiente total de transferencia de calor

$\Delta T$  Caída total de temperatura.

COEFICIENTES GLOBALES.- En el caso de evaporadores, a diferencia de los otros problemas de transmisión de calor el método más común es estudiar directamente los coeficientes globales y no dividirlos en sus componentes individuales por varias razones:

- 1.- Es difícil determinar el efecto de los gases incondensables sobre el coeficiente de condensación en la superficie.
- 2.- En la mayor parte de los evaporadores los coeficientes de vapor condensante son altos comparados con el coeficiente

del líquido en ebullición que de hecho el coeficiente global es aproximadamente igual al coeficiente de la solución.

3.- La determinación experimental de los coeficientes de superficie requiere de un equipo especial, complicado y costoso. Por otra parte, este es un factor que limita la posibilidad de corroborar las relaciones obtenidas para el coeficiente.

El valor numérico del coeficiente total depende de la caída de temperatura área sobre las cuales se basó su determinación. Los coeficientes globales evaluados tomando en cuenta sólo la caída efectiva de temperatura se encuentran reportados como "Coeficientes corregidos por elevación del punto de ebullición." Por otra parte, cuando no se conoce la elevación en el punto de ebullición del líquido que se evapora, se considera el gradiente de temperatura como la diferencia de temperatura entre el vapor de calentamiento y la temperatura de saturación del agua pura a la presión del domo del evaporador despreciando así la elevación en el punto de ebullición y a los coeficientes calculados de esta forma se les conoce como "Coeficientes aparentes de transmisión de calor". En caso de usar coeficientes aparentes debe utilizarse también la caída aparente de temperatura.

A continuación se muestra una tabla comparativa de los rangos típicos para los coeficientes globales de transmisión de calor en diferentes tipos de evaporadores. (Ref. 20).

## COEFICIENTES DE TRANSMISION DE CALOR.

Coeficiente total.

Btu / (hr)(ft<sup>2</sup>) (°F).

## Evaporadores de tubos largos verticales.

Circulación natural .....	200 - 600
Circulación forzada .....	400 - 2 000

## Evaporadores de tubos cortos.

Tubos horizontales .....	200 - 400
Tipo Calandria .....	150 - 500
Espiral .....	200 - 400

## Evaporadores de película agitada, líquidos Newtonianos.

1 centipoise .....	400
100 centipoises .....	300
10 000 centipoises .....	120

## FORMACION DE INCRUSTACIONES

Un factor muy relacionado con el coeficiente de transmisión de calor es la formación de incrustaciones en las paredes de los tubos, pues de hecho constituyen una resistencia adicional al flujo de calor.

La mayor parte de los solutos aumenta su solubilidad al elevarse la temperatura. Sin embargo, existen casos en los que sucede lo contrario, como ejemplo se tienen las sales de sulfato de calcio, sulfato sódico anhidro y carbonato sódico monohidratado, que presentan "curvas de solubilidad invertida". es decir, al aumentar la temperatura su solubilidad disminuye. Cuando se somete a este tipo de compuestos a un proceso de evaporación, la solubilidad del soluto llega a un valor mínimo precisamente en las paredes de la superficie de calentamiento, por ser la zona que se encuentra a mayor temperatura ; ésto origina la precipitación del soluto sobre dichas paredes formandose una costra o incrustación que dificulta la transferencia de calor.

Por otra parte, ya que en el proceso se evapora el disolvente, también los solutos que presentan solubilidad normal tienden a precipitar, pero debido a que su solubilidad aumenta al incrementarse la temperatura la precipitación se lleva a cabo en la zona más fría que es la masa del líquido.

El hecho de que precipiten en el evaporador tanto -- los solutos con solubilidad invertida como los solutos con solubilidad normal implica que de una u otra manera se presenta el problema de eliminar las incrustaciones formadas.

La forma de eliminación depende de la naturaleza de las incrustaciones que puede ser muy variada y aún dentro de un mismo equipo se pueden presentar diferentes tipos de ellas, como por ejemplo en la industria azucarera se forman incrustaciones de:

a) sales de calcio: fosfatos, sulfatos, oxalatos y carbonatos.

b) Oxidos metálicos: Oxidos de magnesio, aluminio -- y fierro.

c) Depósitos de sílice.

En general la limpieza de los evaporadores puede llevarse a cabo por dos caminos:

1.- Limpieza mecánica.

2.- Limpieza química.

La limpieza mecánica se realiza mediante barrenos -- ras o raspadores eléctricos, pero presenta la desventaja de -- que se desgastan los tubos e incluso la herramienta desprende pequeños trozos de metal, además de que la mano de obra es costosa.

La limpieza química consiste en disolver las incrus-

taciones en algún disolvente adecuado, que lo mismo pudiera -- ser agua que un ácido o un álcali dependiendo del tipo de sustancia depositada. Así, cuando las incrustaciones son solubles en agua, se puede resolver el problema haciendo hervir agua pura en el evaporador y en el caso de oxalatos y silicatos se emplean soluciones de sosa y para carbonatos, sulfitos y fosfa - tos soluciones de ácido clorhídrico.

En la limpieza química se deben tener ciertas precauusiones para no perjudicar el equipo. Cuando se usa ácido clorhídrico para la limpieza de equipos de hierro o acero, la concentración de la solución ácida no debe sobrepasar el 2% y generalmente se opta por soluciones al 1%, al 0.5% o al 0.25%. - Algunas veces se hace un lavado alcalino y en seguida un lavado ácido con el fin de eliminar incrustaciones refractarias como las formadas por el sulfato de calcio.

La limpieza de los evaporadores para eliminar los deupositos incrustantes obliga a parar la producción periódicamente con las consecuentes pérdidas económicas, por este motivo - se debe tratar de disminuir hasta donde sea posible la forma - ción de incrustaciones. De hecho no existe ningún método para - evitar completamente que se depositen sales cuando se evaporan soluciones que las contengan, pero la experiencia ha demostrado que la velocidad de formación de las incrustaciones dismi - nuye sensiblemente al aumentar la velocidad del líquido, ésto-

representa una ventaja más en el empleo de circulación forzada en los evaporadores.

En algunos otros casos se puede recurrir a la adición de otros materiales a la solución con el fin de disminuir la formación de incrustaciones. Uno de estos casos es el de la industria azucarera donde es posible evitar considerablemente los depósitos agregando tetra-fosfo-glucosano de calcio.

Las incrustaciones formadas representan una resistencia adicional al flujo de calor y por lo tanto modifican el coeficiente de transmisión de calor de tal forma que al cabo de cierto tiempo  $\theta$  el coeficiente global de transmisión de calor se reduce en la proporción:

$$1 / U^2 = 1/U_0^2 + b \theta$$

Donde:

- $\theta$  Tiempo desde el principio de la formación de incrustaciones, hr.
- $U_0$  Coeficiente global al principio de la formación de incrustaciones.
- $U$  Coeficiente global al cabo del tiempo  $\theta$ .
- $b$  Constante para cada caso particular.

El producto  $b \theta$  también se conoce como factor de in

crustación o factor de obstrucción y se representa por  $R_d$ .

$$1/U^2 = 1/U_0^2 + R_d$$

El hecho de que  $1/U^2$  y  $\theta$  guarden entre sí una relación lineal, permite conocer  $b$  para cada caso particular, pues los valores del coeficiente total de transmisión de calor ( $U$ ) se pueden determinar por medio de balances de calor en el equipo para diferentes tiempos de operación  $\theta$  y la gráfica de  $1/U$  contra  $\theta$  es una línea recta cuya pendiente es el valor de la constante  $b$ .

Las incrustaciones formadas provocan una caída en el coeficiente global de transferencia de calor y por lo tanto en la transmisión de calor por lo que deben eliminarse, pero la frecuencia con que se da limpieza al equipo no debe ser arbitraria sino que existe un tiempo óptimo de operación entre cada dos períodos de eliminación de depósitos. Cada vez que se da limpieza al equipo, la producción se detiene y si se hace con demasiada frecuencia la producción media de la planta es baja. Por otra parte si las limpiezas son muy espaciadas el coeficiente de transmisión de calor medio es bajo y por lo tanto la capacidad del equipo también lo es. El tiempo óptimo entre cada limpieza varía con las condiciones de operación y en general se determina por experiencia.

CAPITULO V

BALANCES DE MASA Y ENERGIA

## BALANCES DE MASA Y ENERGIA

En el diseño de un evaporador para un servicio dado, donde se requiere obtener una determinada cantidad de calor -- transferido.

$$Q = U A \Delta T$$

es necesario evaluar los diferentes términos de la ecuación para conocer el área de transmisión de calor requerida.

Por lo que respecta a las condiciones de operación, los datos directos con los que comunmente se puede contar son: La cantidad de solución que se debe tratar y sus características de concentración y temperatura, así como también la concentración deseada en el producto final; la presión reinante en el espacio de vapor y la presión del vapor de calentamiento disponible.

También es posible tener información acerca del evaporador mismo, pues las características de la solución, medio de calentamiento y condiciones de operación determinan el tipo de evaporador que debe usarse. Por ejemplo para el caso de sosa cáustica se emplearía un evaporador de tubos largos verticales con circulación forzada, en este tipo de evaporador las velocidades de diseño son altas, del orden de 6 a 18 ft/seg y se fabrican con tubos de pequeño diámetro que generalmente no exceden de 2" y sus longitudes son de 8 a 12 ft. Esto implica-

que se debe definir de antemano el tipo de evaporador, las dimensiones de los tubos y la velocidad con que circula la solución a través de ellos.

Con todos los datos directos antes mencionados se -- puede proceder a determinar el área del evaporador tomando en cuenta lo expuesto en la sección de Criterios Generales de Diseño.

Considerando un evaporador de tubos largos verticales como el representado en la figura 10 sea:

$F$  Alimentación al evaporador (Lb/hr).

$X_F$  Concentración de la alimentación (% en peso).

$T_F$  Temperatura de la alimentación ( $^{\circ}F$ ).

$H_F$  Entalpia de la alimentación (BTU/Lb).

$L$  Descarga de líquido concentrado (Lb/hr).

$X_L$  Concentración de la descarga (% en peso).

$T_L$  Temperatura de la descarga ( $^{\circ}F$ ).

$H_L$  Entalpia de la descarga (BTU/Lb).

$C_{P_L}$  Capacidad calorífica del líquido concentrado (BTU/Lb $^{\circ}F$ ).

$VISC_L$  Viscosidad del líquido concentrado (cp).

$K_L$  Conductividad térmica del líquido concentrado (BTU/hr ft  $^{\circ}F$ ).

$DENS_L$  Densidad del líquido concentrado (Lb/ft $^3$ ).

$V$  Vapor producido (Lb/hr).

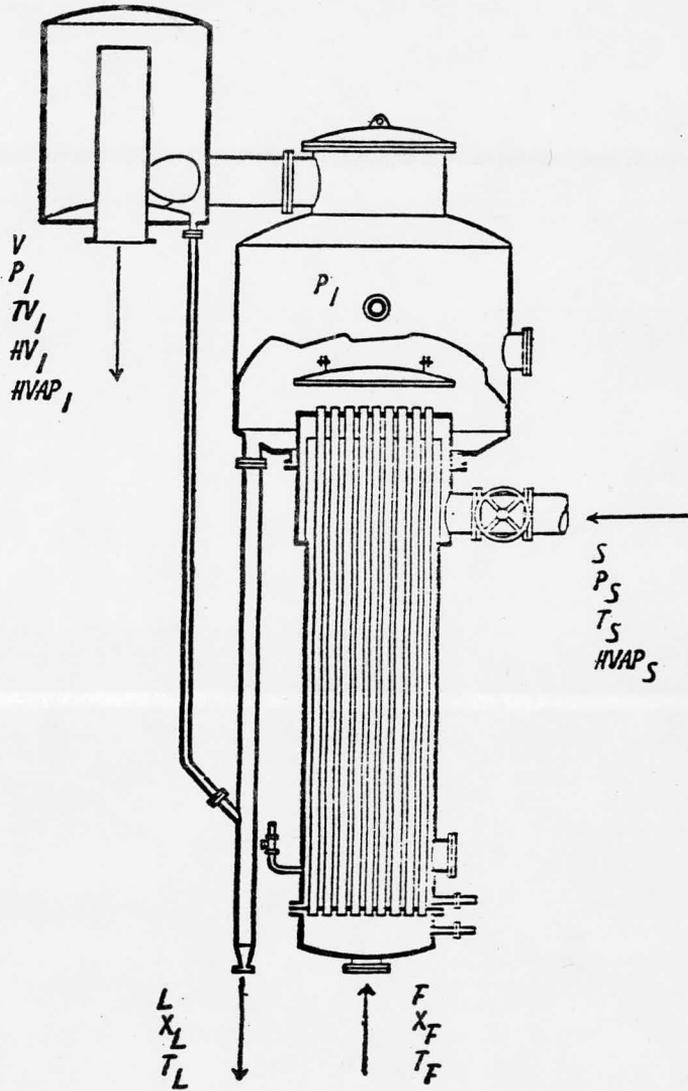


Fig. 10.- Evaporador de tubos largos verticales.

- $P_1$  Presión en el espacio de vapor (psia).  
 $TV_1$  Temperatura de saturación correspondiente a  $P_1$  ( $^{\circ}F$ ).  
 $HV_1$  Entalpia de vapor saturado a la presión  $P_1$  (BTU/Lb).  
 $HVAP_1$  Calor latente de vaporización a la presión  $P_1$  (BTU/Lb).  
 $S$  Vapor de calentamiento (Lb/hr).  
 $P_S$  Presión del vapor de calentamiento (psia).  
 $T_S$  Temperatura de saturación a la presión  $P_S$  ( $^{\circ}F$ ).  
 $HVAP_S$  Calor latente de vaporización a la presión  $P_S$  (BTU/Lb).  
 $C$  Condensado (Lb/hr).  
 $Q$  Calor transferido. (BTU/hr).  
 $h$  Coeficiente individual de transferencia de calor (BTU/  
hr ft<sup>2</sup>  $^{\circ}F$ ).  
 $U$  Coeficiente total de transferencia de calor (BTU/hr -  
ft<sup>2</sup>  $^{\circ}F$ ).  
 $pq$  Pérdidas de calor (BTU/hr).  
 $A$  Area de transferencia de calor (ft<sup>2</sup>).  
 $Vel$  Velocidad de circulación del líquido a través de los  
tubos (ft/seg).  
 $D$  Diámetro interior de los tubos (ft).  
 $at$  Area de trasferencia de calor por ft líneal de tubo-  
(ft<sup>2</sup> / ft líneal de tubo).  
 $lt$  Longitud de los tubos (ft).  
 $NT$  Número de tubos requeridos para el evaporador.  
 $W$  Cantidad de agua de enfriamiento en el condensador.

$T_{w1}$  Temperatura de entrada del agua al condensador. ( $^{\circ}$ F).

$T_{w2}$  Temperatura de salida del agua del condensador. ( $^{\circ}$ F).

a) Del balance de materia para la solución:

$$F = V + L$$

y del balance de materia para el soluto disuelto:

$$F X_F = L X_L$$

se obtiene la cantidad de líquido concentrado y de vapor generado:

$$L = F X_F / X_L$$

$$V = F - L$$

b) Con la presión  $P_S$  del vapor de calentamiento se encuentran los valores de temperatura de saturación ( $T_S$ ) y calor latente de evaporación (HVAPS) en las tablas de vapor.

c) El vapor se genera saturado a la presión del domo  $P_1$ . En las tablas de vapor se leen los valores de temperatura de saturación y entalpia de vapor saturado, así como también el calor latente de vaporización a dicha presión.

d) Con la temperatura de ebullición del agua ( $T_{V1}$ ) a la presión del evaporador y la concentración final de la solución ( $X_L$ ) como parámetros se determina la temperatura de ebullición de la solución concentrada ( $T_L$ ) utilizando la regla de Dühring o la correlación correspondiente.

e) Las entalpias de la alimentación y de la descarga-

se determinan para sus respectivas concentraciones y temperaturas usando la gráfica entalpia-concentración o su correlación.

f) Balance general de calor.

$$F H_F + S H_S = L H_L + V H_{V1} + C H_C$$

siendo  $H_S$  la entalpia del vapor de calentamiento y  $H_C$  la entalpia del condensado. Ya que todo el vapor de calentamiento se condensa  $S = C$ .

$$S (H_S - H_C) = L H_L + V H_{V1} - F H_F$$

$(H_S - H_C)$  es el calor latente de vaporización a la presión  $P_S$  ya que es la diferencia de entalpias de vapor y líquido saturados a dicha presión.

$$S H_{VAPS} = L H_L + V H_{V1} - F H_F$$

$Q = S H_{VAPS}$  = Calor disponible para la transferencia.

g) La cantidad de vapor de calentamiento necesaria -

es:

$$S = (L H_L + V H_{V1} - F H_F) / H_{VAPS}$$

h) Con la concentración y la temperatura de descarga se encuentran las propiedades de la solución concentrada; capacidad calorífica, viscosidad, conductividad térmica y densidad haciendo uso de las gráficas correspondientes a sus correlaciones.

i) Conociendo las propiedades del producto, el día--

metro de los tubos y la velocidad de diseño se encuentra el coeficiente individual de transmisión de calor del lado de la solución con la ecuación de Boarts.

$$hD/K = 0.0278 (D \text{ Vel Dens/visc})^{0.8} (Cp \text{ Visc/K})^{0.4}$$

j) Considerando el coeficiente individual de transferencia de calor para el vapor condensante como 1 500 Btu/hr (ft<sup>2</sup>) (°F), se obtiene el coeficiente global de transferencia de calor.

$$U = (1 \text{ 500 h}) / (1 \text{ 500 } \neq \text{ h}).$$

k) El gradiente de temperatura es:

$$\Delta T = T_S - T_L$$

e) El área de transmisión de calor es:

$$A = Q / U \Delta T$$

m) El número de tubos que se requiere es:

$$NT = A / (at) (Lt)$$

n) El balance de calor en el condensador:

$$V \text{ HVAP}_1 = W \text{ Cp} (T_{w1} - T_{w2})$$

Cp= 1 Btu/Lb °F, de aquí que la cantidad de agua de enfriamiento en el condensador es:

$$W = V \text{ HVAP}_1 / (T_{w1} - T_{w2})$$

CAPITULO VI

EVAPORACION EN MULTIPLE EFECTO

## EVAPORACION EN MULTIPLE EFECTO

La evaporación normal con vapor como medio de calentamiento en un solo evaporador se llama evaporación en simple -- efecto. Una modificación importante a este sistema es la evaporación en múltiple efecto, que se utiliza en las operaciones a gran escala con el fin de lograr una mayor economía de vapor de agua.

Los evaporadores de múltiple efecto consisten de una serie de evaporadores simples conectados entre sí de tal forma que el vapor producido en uno de ellos sirva como medio de calentamiento en el siguiente evaporador. Este es el principio -- fundamental de un sistema en múltiple efecto.

A cada uno de los evaporadores simples se le llama -- cuerpo o efecto y se numeran siempre en la dirección del flujo de vapor.

**ECONOMIA DE UN MULTIPLE EFECTO.** -- La razón principal de trabajar con un sistema en múltiple efecto es reducir tanto el consumo de vapor como el consumo de agua de enfriamiento en el condensador necesarios para una determinada capacidad, entendiéndose por capacidad la cantidad de agua evaporada por hora.

Ya que el calor latente necesario para evaporar un -- Kg. de agua a una temperatura dada es igual al calor latente -- liberado al condensar un Kg. de vapor a la misma temperatura; --

teóricamente en el primer efecto se produce un Kg. de vapor por cada Kg. de vapor de calentamiento que se condensa. De acuerdo con este razonamiento, en el segundo efecto también se producirá un Kg. de vapor por cada Kg. proveniente del primer efecto - que se condensa en él.

Así, para un sistema de N efectos se evaporaran N Kg. de agua por cada Kg. de vapor de calentamiento alimentado. Sin embargo en la práctica no sucede así debido a las pérdidas de calor y la cantidad real evaporada es del orden de 75 a 80% de la evaporación teórica. Por lo tanto se obtienen aproximadamente 1.6 Kg. de vapor por cada Kg. de vapor de calentamiento para un doble efecto y 2.25 para un triple.

OPERACION DE UN MULTIPLE EFECTO.- Para analizar el mecanismo de arranque de un evaporador de múltiple efecto considere la figura 11 que muestra un sistema de evaporación en triple efecto siendo:

1, 11, 111	Número de efecto.
D <sub>1</sub> , D <sub>2</sub> , D <sub>3</sub>	válvulas de condensado.
F <sub>1</sub> , F <sub>2</sub> , F <sub>3</sub>	válvulas de alimentación o de líquido de un efecto a otro.
S <sub>1</sub>	válvula de vapor de agua de calentamiento.
T	válvula de líquido concentrado.
V <sub>1</sub> , V <sub>2</sub> , V <sub>3</sub>	válvulas de eliminación de gases incondensables.
P <sub>0</sub> , P <sub>1</sub> , P <sub>2</sub> , P <sub>3</sub>	Presiones.

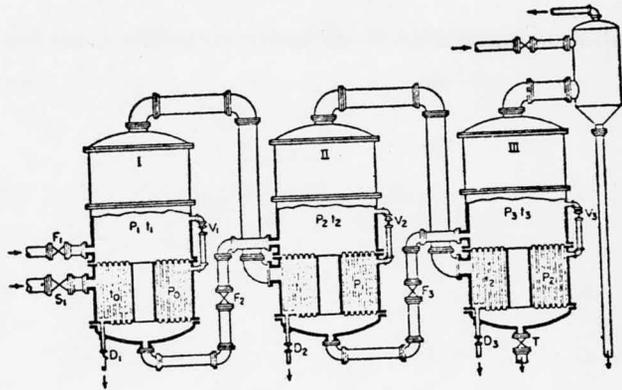


Fig. 11.- Evaporador de múltiple efecto.

I, II, III	Primero, segundo y tercer efectos.
$D_1, D_2, D_3$	Válvulas de condensado.
$F_1, F_2, F_3$	Válvulas de alimentación o de líquido de un efecto a otro.
$S_1$	Válvulas de vapor de agua.
T	válvula de líquido concentrado.
$V_1, V_2, V_3$	Válvulas de eliminación de gases <u>incondensables</u> .
$P_0, P_1, P_2, P_3$	Presiones.
$T_0, T_1, T_2, T_3$	Temperaturas.

$T_0, T_1, T_2, T_3$  Temperaturas.

Originalmente el sistema se encuentra frío a la presión atmosférica y los cuerpos contienen el líquido que ha de evaporarse hasta un nivel determinado, todas las válvulas se encuentran cerradas, excepto las válvulas  $V_1, V_2, V_3$  de las líneas de gases incondensables que se encuentran completamente abiertas.

Si se pone en marcha la bomba de vacío, todas las líneas de gases incondensables y las de vapor llegaran al vacío producido por la bomba.

Al abrir las válvulas  $S_1$  y  $D_1$  de entrada de vapor de calentamiento y salida de condensado en el primer efecto, el vapor que entra a la calandria del cuerpo desplaza al aire que pudiera haber en su interior, esto se hace a través de la válvula  $V_1$ , que se cierra una vez desplazado el aire y se ha establecido una determinada presión  $P_0$ .

Ya que el líquido que se encuentra en los tubos del evaporador está frío, el vapor se condensa y el condensador se drena por la válvula  $D_1$  a medida que se va formando.

Al condensarse el vapor calienta al líquido contenido en los tubos hasta su temperatura de ebullición correspondiente a la presión en el cuerpo de vapor, que es la proporcionada por la bomba de vacío y el líquido se evapora. El va-

por producido desplaza el aire existente en el domo del primer efecto, la línea de conexión de vapor y en la calandria del -- segundo efecto, a través de la válvula  $V_2$  que se cierra cuando el vapor proveniente del primer efecto ha llenado todos los -- espacios antes mencionados.

El vapor de agua producido en el primer efecto se -- encuentra a la temperatura de saturación  $T_0$  correspondiente a la presión  $P_0$  y se condensa cediendo su calor latente al líquido contenido en los tubos del segundo efecto y el condensado -- se extrae por la válvula  $D_2$ . A medida que el líquido en este -- efecto se calienta, disminuye la diferencia de temperatura entre él y el vapor del primer efecto, por lo tanto también disminuye la cantidad condensada y esto produce un aumento de presión en el domo del primer efecto, con el consiguiente aumento en la temperatura de ebullición del líquido presente en él. -- Finalmente se llega a un punto tal que la presión en el espacio de vapor en el segundo efecto es ahora la presión de vacío proporcionada por la bomba, y el líquido en él empieza a evaporarse a la temperatura de ebullición correspondiente a dicha presión.

El mismo proceso se repite en el tercer efecto. Conforme se calienta el líquido disminuye la diferencia de temperatura entre él y el vapor producido en el segundo efecto, la-

cantidad de este vapor que se condensa también disminuye y -- por lo tanto aumenta la presión en el segundo efecto con la -- correspondiente elevación en la temperatura de ebullición del líquido. Esto disminuye a su vez la diferencia de temperatura entre el vapor que viene del primer efecto y la solución en -- el segundo, con esto baja la velocidad de condensación de este vapor y por consiguiente aumenta aún más la presión en el do--mo del primer efecto.

Finalmente se llega a un régimen permanente donde -- la presión en el último efecto es el vacío que da la bomba y -- se tiene la solución en ebullición en todos los cuerpos, es -- to hace descender los niveles del líquido que se deben mante--ner constantes ajustando las válvulas  $F_1$ ,  $F_2$ ,  $F_3$ .

El líquido en el último efecto se concentra cada -- vez más y cuando alcanza la concentración requerida se abre -- la válvula de salida de líquido concentrado y se pone en mar--cha la bomba de extracción.

Las cantidades de calor transmitidas en el primer -- y segundo efecto son respectivamente:

$$q_1 = A_1 U_1 \Delta T_1$$

$$q_2 = A_2 U_2 \Delta T_2$$

Tomando en cuenta la consideración hecha anterior --

mente de que todo el calor cedido por el vapor de calentamiento aparece como calor latente del vapor producido en el efecto 1 y a su vez lo transmite completamente al líquido en el segundo efecto condensándose; se deduce que las cantidades de calor transferido en ambos efectos son iguales:

$$q_1 = q_2$$

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

Como en general el área de todos los efectos es igual debido a que se obtiene una considerable economía en la construcción, esto conduce a la igualdad:

$$U_1 \Delta T_1 = U_2 \Delta T_2$$

según la cual en un sistema de evaporación en múltiple efecto las caídas de temperatura son inversamente proporcionales a los coeficientes de transferencia de calor.

Estas ecuaciones son solo aproximadas pues deben corregirse considerando factores tales como las pérdidas de calor.

**MÉTODOS DE ALIMENTACION.**- Existen diferentes métodos de alimentación a un múltiple efecto según la dirección de flujo de la solución con respecto al flujo de vapor. Estos métodos son:

- 1.- Alimentación en corriente directa
- 2.- Alimentación en contracorriente

TIPOS DE ALIMENTACIÓN.

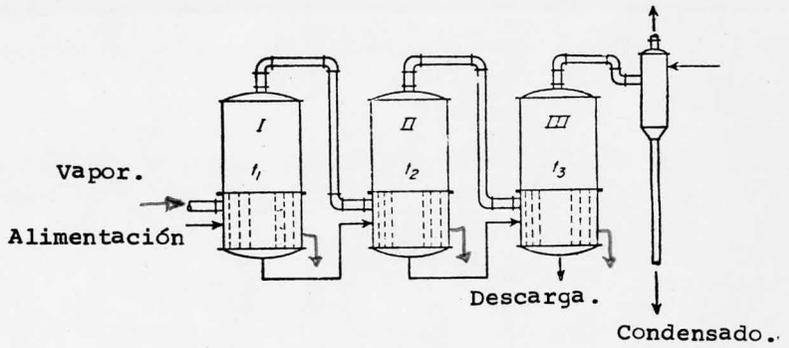


Fig. 12.- Alimentación en corriente directa.

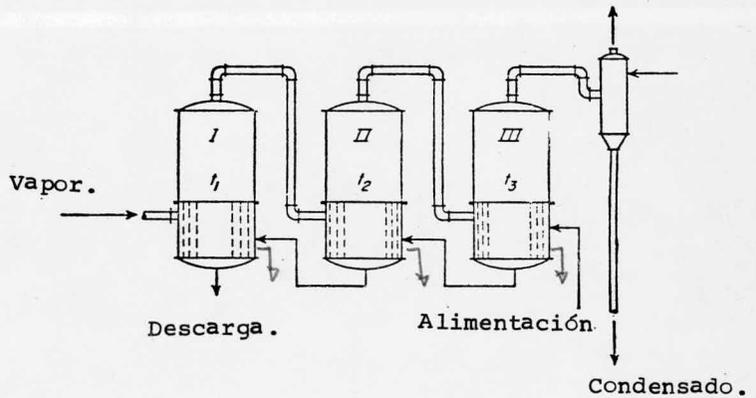


Fig. 13.- Alimentación en contracorriente.

3.- Alimentación mixta

4.- Alimentación en paralelo.

Alimentación en corriente directa (Fig. 12).- Como se habia puntualizado anteriormente, en un múltiple efecto -- los evaporadores se numeran en la dirección del flujo de vapor y en la alimentación en corriente directa de flujo de la solución es la misma que la dirección del vapor.

Consiste en bombear la solución diluida al primer efecto y hacerla pasar sucesivamente a través de los demás -- efectos. La concentración de la solución aumenta al pasar por cada uno de los cuerpos hasta que finalmente se extrae mediante una bomba la solución a la concentración deseada del último efecto.

Ya que la solución fluye del primer efecto hacia el último esto implica que lo hace en la misma dirección que decrecen las presiones y por lo tanto fluye por diferencia de presiones entre efectos subsecuentes sin necesidad de bombear la solución entre efecto y efecto. Solo se requiere una bomba para introducir la alimentación diluida al primer efecto y otra para extraer la solución concentrada del último efecto; así como válvulas de control en las tuberías de conexión.

Alimentación en contracorriente (Fig. 13).- A este método que es utilizado muy frecuentemente se le conoce también como alimentación inversa y es el caso contrario de la--

mentación en corriente directa.

Consiste en introducir la solución diluida al último efecto y extraer la solución concentrada en el primero de tal forma que el flujo se efectúa en el sentido de presiones ascendentes y por consiguiente se requiere de una bomba entre cada dos efectos para impulsar la solución, así como también otra bomba para extracción de líquido concentrado en el primer efecto.

Alimentación mixta (Fig. 14).- En la alimentación mixta la solución diluida entra en un efecto intermedio, circula como alimentación directa hasta el último efecto y después se bombea en sentido contrario en los primeros efectos para extraer el producto en el primer efecto.

Con esto es posible evitar algunas bombas que serían necesarias en la alimentación en contracorriente y se puede realizar la evaporación final a la temperatura más elevada.

Alimentación en paralelo (Fig. 15).- Consiste en alimentar directamente cada efecto sin transferir material de uno a otro, es aplicable a aquellos casos en que se alimenta con una solución saturada y se extrae poco o nada de líquido concentrado del evaporador.

Este método se utiliza ampliamente en la manufactura de sal corriente.

TIPOS DE ALIMENTACION.

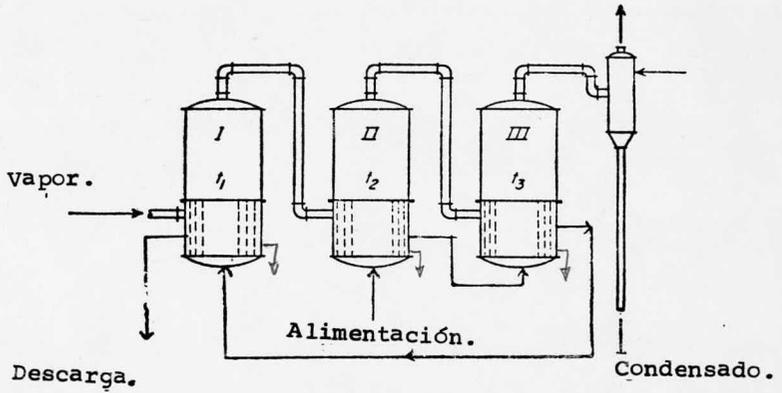


Fig. 14.- Alimentación mixta.

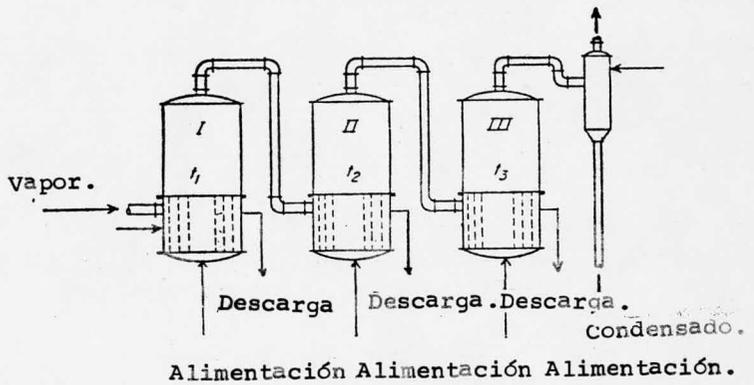


Fig. 15.- Alimentación en paralelo.

Cada tipo de alimentación presenta ventajas e inconvenientes con respecto a los otros dependiendo de las características del licor a tratar, temperatura de la alimentación, etc.

Si el líquido concentrado es muy viscoso, es preferible la alimentación en contracorriente, pues en caso de emplear la alimentación directa el líquido más concentrado se encuentra en el último efecto donde la temperatura es más baja y la viscosidad mayor. Como se había mencionado anteriormente, la viscosidad es uno de los factores que afectan más directamente al coeficiente de transferencia de calor, disminuyendo dicho coeficiente con el aumento de la viscosidad y, por lo tanto, en estas condiciones la capacidad del último efecto es baja, repercutiendo esto en la capacidad total del sistema. Sin embargo empleando alimentación en contracorriente sucede lo contrario, el líquido más concentrado se encuentra en el primer efecto que es el más caliente y por lo tanto la viscosidad no es tan alta lograndose así que el coeficiente de transferencia de calor y la capacidad sea más elevadas que las que pudieran obtenerse empleandose alimentación directa.

Cuando la alimentación al sistema se encuentra fría, es preferible alimentar en contracorriente, pues en caso de hacerlo en forma directa se obtendría una economía baja, debido-

a que la alimentación entra al efecto más caliente y es necesario elevar su temperatura hasta la existente en dicho efecto, - mediante la condensación de vapor de calentamiento, y ya que la alimentación entra fría y en gran cantidad al efecto de mayor temperatura, se requiere un elevado consumo de vapor directo, que se traduce en una baja economía. Por otra parte si se alimenta en contracorriente, la solución circula en el sentido de las temperaturas crecientes y en tales circunstancias siempre llega a una temperatura por debajo de su punto de ebullición correspondiente a cada efecto y por lo tanto, parte de la carga térmica se debe emplear en elevar hasta su temperatura de ebullición a la solución.

Haciendo un balance de calor con fines comparativos entre ambos métodos se llega a la conclusión de que cuando la alimentación está fría el método más conveniente desde el punto de vista de la economía de vapor es alimentar en contracorriente.

Por lo que toca a aquellos casos en que la alimentación está caliente, es preferible la alimentación en directo, sobre todo si la alimentación se encuentra muy cercana a la temperatura del primer efecto, pues no es necesario condensar vapor directo para calentarla hasta su temperatura de ebullición, sino que todo el calor latente liberado por este vapor-

al condensarse se utiliza para evaporar la solución. Debido a que el líquido fluye en la dirección de temperaturas decrecientes, entra a cada efecto a una temperatura mayor que la temperatura de ebullición correspondiente y esto ocasiona una evaporación flash en todos los efectos, produciéndose así una cantidad extra de vapor aprovechable como medio de calentamiento -- en los efectos subsecuentes.

Si la solución diluida se alimentará en contracorriente, entraría al cuerpo de menor temperatura y la evaporación flash en este efecto sería bastante más considerable que la obtenida en el primer efecto con alimentación directa, pero se desaprovecha su energía pues todo este vapor pasa directamente al condensador y no se puede utilizar como fuente de calor en efectos subsecuentes y por otra parte el líquido estaría circulando en la misma dirección que aumentan las temperaturas por lo que siempre entraría a los diferentes cuerpos a temperaturas menores que su punto de ebullición y se tendría que calentar la solución en cada efecto a expensas y se tendría que calentar la solución en cada efecto a expensas del calor que de otra forma estaría completamente disponible para la evaporación de la solución. Todo esto trae como resultado que se tenga una economía baja alimentando una solución caliente -- en contracorriente.

Para determinar la dirección de flujo de la alimentación -- con respecto a la dirección del vapor, es necesario hacer una

evaluación económica, pues para cada caso determinado la ---  
 elección de uno u otro método puede conducir o no a una menor  
 superficie de transmisión de calor, ésto dependiendo de la --  
 cantidad de agua que ha de evaporarse y de las propiedades de  
 la solución, principalmente la viscosidad en la solución fi -  
 nal. Así, para soluciones de sosa cáustica se emplea en gene-  
 ral la alimentación en contracorriente mientras que para la -  
 concentración de licores de azúcar se emplea la alimentación-  
 directa.

#### CIRCULACION DE LA SOLUCION

En la sección anterior fueron discutidos los méto -  
 dos de alimentación a un sistema de evaporación en múltiple -  
 efecto en forma general. Sin embargo por lo que toca a la ali -  
 mentación entre cuerpos sucesivos también puede llevarse a ca -  
 bo de diferentes formas para alimentación directa, que son: -  
 (Ref. 7)

- 1.- Del fondo de un cuerpo a la parte superior de --  
 la calandria siguiente.
  - 2.- Del fondo de un cuerpo al fondo del cuerpo si -  
 guiente.
  - 3.- De fondo a fondo por medio de un regulador de -  
 nivel.
  - 4.- De fondo a fondo con circulación Chapman.
- Del fondo de un cuerpo a la parte superior de la ca -

landria siguiente. (Fig. 16).- Este sistema es el más sencillo y en otro tiempo fué el más empleado. La sección del tubo de intercomunicación se determina de tal forma que la velocidad de flujo de la solución tenga como máximo los siguientes valores: (Ref. 7)

Triple efecto.	1.00 m /seg.
Cuádruple efecto	0.75
Quíntuple efecto	0.60
Séxtuple efecto	0.50

En general se calcula el tubo de intercomunicación entre los primeros dos efectos, que es el que necesita la sección más gruesa y se usa ésta misma para los demás tubos.

Este sistema presenta los siguientes inconvenientes:

1.- La solución se proyecta sobre los tubos, siendo que es necesario que suba por ellos para lograr su ebullición.

2.- La solución que llega puede bajar por el tubo central y pasar por la salida al cuerpo siguiente sin pasar por los tubos

Del fondo de un cuerpo al fondo del cuerpo siguiente (Fig. 17).- En este sistema el tubo llega al fondo del cuerpo y la solución se distribuye por medio de un dispositivo cualquiera, por ejemplo un tubo anular perforado que lo envía hacia los tubos de la periferia. En este caso se emplean secciones tales que la velocidad de la solución en el tubo de in-

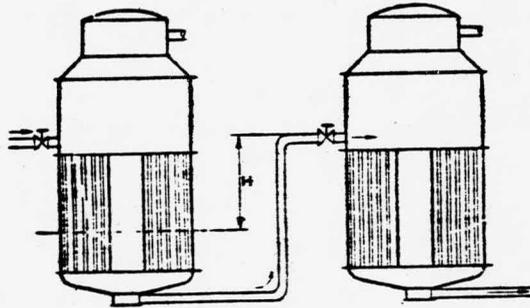
CIRCULACION DE LA SOLUCION

Fig. 16.- Circulación del fondo de un cuerpo a la parte superior de la calandria siguiente.

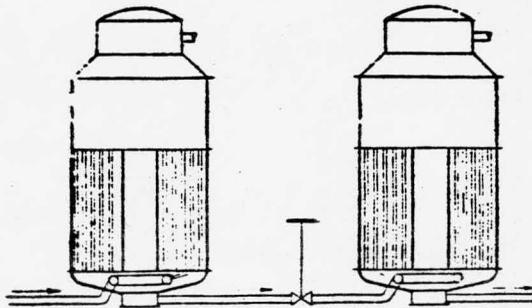


Fig. 17.- Circulación del fondo de un cuerpo al fondo del cuerpo siguiente.

tercomunicación no pase de: (Ref. 7).

Triple efecto. 1.50 m/seg.

Cuádruple efecto. 1.20

Quíntuple efecto. 1.00

Séxtuple efecto. 0.75

Por regulador de nivel. (Fig. 18).- En general las válvulas colocadas en los tubos de intercomunicación entre -- los cuerpos se manejan por el mismo operador que mantiene a un nivel constante el líquido dentro del evaporador. Actualmente este trabajo se evita instalando en el tubo una caja reguladora de nivel que consiste en un recipiente provisto de un flotador que abre una válvula de salida cuando el líquido sube sobre cierto nivel y la cierra completamente cuando baja de dicho nivel.

En la figura se muestra un modelo muy simple que -- puede construirse fácilmente en el taller de la planta y que funciona perfectamente. La parte superior de la caja tiene un pequeño tubo de comunicación con el vaso evaporador del cuerpo anterior, de manera que los niveles hidrostáticos corresponden en la caja y dentro del cuerpo, y el tubo de salida -- de la solución de este cuerpo a la caja se desborda cuando el nivel de solución en ese cuerpo llega al nivel de la extremidad de ese tubo.

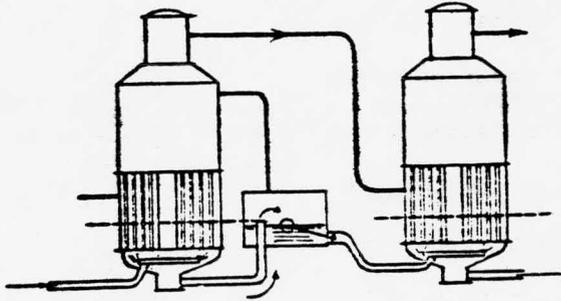
CIRCULACION DE LA SOLUCION.

Fig. 18.- Circulación por regulador de nivel.

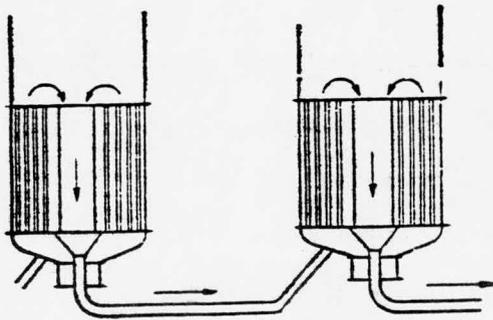


Fig. 19.- Circulación Chapman.

Circulación Chapman. (Fig. 19).- Este sistema consiste simplemente en obturar la abertura inferior del tubo central por medio de una especie de embudo que forma el punto de partida de la solución hacia el cuerpo siguiente. De esta manera solo la solución que cae por el tubo central sale del cuerpo. Además el sistema puede instalarse de tal forma que la solución -- se dirija a la parte baja de los tubos de la periferia de la -- calandria y pase varias veces a través de los tubos antes de -- llegar al tubo de caída central.

El sistema ha dado excelentes resultados y es bastante recomendable.

CIRCULACION DEL VAPOR.- El vapor se admite a la calandria por una, dos o más entradas. Generalmente sólo se usa una entrada en los vasos de menos de 3 m de diámetro, 2 en los de 3m de diámetro y algunas veces 4 para los vasos muy grandes, de manera que pueda proporcionarse vapor a todos los tubos; de -- otra manera algunos quedarían muy lejos de la entrada única. Para facilitar el acceso de vapor a las partes más lejanas de la calandria se dejan corredores de vapor entre los tubos que se -- obtienen simplemente dejando sin tubos una fila de éstos sobre -- cierta parte de la calandria.

Los tubos de escape de incondensables se localizan en el punto más alejado de la entrada de vapor.

Por diversas consideraciones económicas y de pérdidas

de carga los tubos de vapor se calculan para dar aproximadamente las siguientes velocidades: (Ref. 7).

Velocidad de vapor (m/seg).	Triple.	Cuádruple.	Quíntuple.
vapor al primer efecto.	20-25	20-25	20-25
vapor del primer efecto.	25-30	25-30	25-30
vapor del segundo efecto.	35-40	30-35	25-30
vapor del tercer efecto.	50	40-45	30-35
vapor del cuarto efecto.		50-60	40-45
vapor del quinto efecto.			50-60

EFFECTO DE LA ELEVACION DEL PUNTO DE EBULLICION.- La cantidad de calor transferida en un evaporador:

$$q = U A \Delta T$$

depende en forma directa del gradiente de temperatura efectivo, definido como la diferencia entre la temperatura de saturación del vapor vivo y la temperatura de ebullición de la solución, y no de la caída total de temperatura disponible que sería la diferencia de temperaturas entre el vapor vivo y el vapor producido.

Como ya se había mencionado anteriormente, las soluciones tienen un punto de ebullición más alto que el correspondiente al disolvente puro, debido a la presencia de los sólidos disueltos en él y dicha elevación en la temperatura de ebullición aumenta con la concentración. Esto ocasiona que la caída

total de temperatura disponible que sería la diferencia de -- temperaturas, entre el vapor vivo y el vapor producido.

Como ya se había mencionado anteriormente, las solu- ciones tienen un punto de ebullición más alto que el corres- pondiente al disolvente puro, debido a la presencia de los -- sólidos disueltos en él y dicha elevación en la temperatura - de ebullición aumenta con la concentración. Esto ocasiona que la caída efectiva de temperatura disponible para la transmi- sión de calor en un evaporador se vea disminuida.

En una operación en múltiple efecto se presenta el- mismo fenómeno en cada uno de los cuerpos y por lo tanto la - caída de temperatura efectiva es igual a la caída total de -- temperatura entre el vapor suministrado al primer efecto y el vapor que se produce en el último menos la suma de las eleva- ciones del punto de ebullición en todos los efectos. Así, en- tre mayor sea el número de efectos habrá más elevaciones en - la temperatura de ebullición que restar al gradiente total de temperatura y su reducción ocasiona un derecemento notable en la capacidad del sistema.

Si se tiene un gran número de efectos o elevaciones muy grandes en el punto de ebullición, pudiera pensarse en el caso extremo de que la suma de elevaciones en los puntos de - ebullición sea igual o mayor a la caída total de temperatura- disponible, en cuyas condiciones obviamente sería imposible -

la operación por carecer de un gradiente de temperatura que impulse la transmisión de calor.

En general la economía de un múltiple efecto depende del balance de calor y no de su velocidad de transmisión, por lo tanto no se ve afectada por las elevaciones en los puntos de ebullición.

El aumento de la temperatura de ebullición puede compensarse usando vapor de más alta presión en el primer efecto, pero normalmente el balance de vapor en la planta, en particular cuando se genera potencia por turbinas, determina un límite económico para la presión en la línea de suministro de vapor a la planta de evaporación. Frecuentemente es más económico usar un menor número de efectos y vapor de baja presión.

**UTILIZACION DE CONDENSADOS.**- En general se puede considerar que el vapor de calentamiento en cada efecto cede únicamente su calor latente de vaporización y por lo tanto los condensados se extraen a su temperatura de saturación. Estos condensados pueden reprovecharse haciendolos pasar a un tanque flash y utilizando el vapor así obtenido como vapor adicional de calentamiento a efectos subsecuentes.

Si se trata de los condensados del primer efecto, por ser los menos contaminados, pueden enviarse al tanque de alimentación a calderas, ya sea directamente o pasando primero por un tanque flash. En general los condensados de los otros

efectos no se envían a calderas por encontrarse contaminados, - debido a que proceden de la solución. Sin embargo en ocasiones los condensados del segundo efecto también pueden enviarse a - calderas, pero no se envían al tanque principal de alimenta -- ción sino a un tanque contiguo que se comunica a él por medio de una válvula de flotador, de tal forma que la cantidad de - condensados provenientes de segundo efecto que reciben las cal -- deras es únicamente la indispensable.

GASES INCONDENSABLES.- En la descripción del arran - que de un múltiple efecto se mencionó la necesidad de hacer va cío en cada una de las calandrias para eliminar el aire que se encontraba en su interior. Sin embargo , durante la operación normal se originan gases incondensables dentro del equipo que - pueden ser:

1.- Gases disueltos en el líquido a evaporar y que - se liberan durante la ebullición, como por ejemplo en la obten -- ción de azúcar a partir de remolacha se encuentra amoniaco -- disuelto en los licores y en el proceso a partir de caña de -- azúcar se encuentra principalmente aire.

2.- Aire arrastrado por el vapor de calentamiento.

3.- Gases desprendidos por reacciones que se efec -- túan durante la evaporación, como sucede en la concentración - de soluciones de carbonatos, donde se desprende dióxido de car -- bono.

4.- Aire que se infiltra a través de las fisuras del equipo ya sea en válvulas, mirillas, etc.

La cantidad de gases incondensables es menor en el primer cuerpo y aumenta considerablemente hacia el último efecto. Su presencia en los evaporadores ocasiona una disminución en el valor del coeficiente de transferencia de calor debido a la resistencia que presentan al flujo de calor y por otra parte, la presión total de la mezcla vapor - gases incondensables es igual a la suma de las presiones parciales de ambos componentes y la temperatura del vapor es la de saturación correspondiente a su presión parcial. Por lo tanto, entre mayor sea la cantidad de gases incondensables la presión parcial del vapor será menor así como también su temperatura; pues se encuentra a la temperatura de saturación correspondiente a su presión parcial.

Por estos motivos deben eliminarse a medida que entran al sistema, cuando la cantidad de gases incondensables es pequeña basta con instalar en el lugar más alejado de la entrada de vapor un pequeño tubo de escape hacia el exterior del equipo. Por otra parte, si la cantidad de gases incondensables es muy grande es necesario instalar varios tubos de este tipo distribuidos en forma adecuada.

TOMAS DE VAPOR.- Un aspecto importante en la econo--

mía global de una planta que contenga un evaporador en múltiple efecto es el hecho de considerar que la función del equipo no se limita a la concentración de soluciones sino que también se extiende a la generación de vapor de baja presión, que tiene gran demanda en algunas industrias, principalmente en la azucarera donde se utiliza como medio de calentamiento en precalentadores y tachos reduciendo así los costos totales de servicios de calentamiento en la planta.

Si las tomas son pequeñas comparadas con la cantidad de vapor que fluye de un efecto a otro, el evaporador puede diseñarse sin tomarlas en consideración. Por el contrario, si la cantidad de vapor retirada es grande comparada con el flujo de vapor de un efecto a otro es necesario incluir en las ecuaciones de balance de calor y de masa el término correspondiente a estas tomas de vapor.

**NUMERO OPTIMO DE EFECTOS.**— La finalidad principal de utilizar evaporadores en múltiple efecto es lograr una mayor economía tanto de vapor vivo al primer efecto como de agua de enfriamiento al condensador.

La economía en dichos servicios se incrementa al aumentar el número de efectos, pero lógicamente ésto trae como consecuencia un aumento en el costo inicial del equipo y en los costos fijos de mantenimiento. Por este motivo, debe determinarse el número de efectos más económico graficando para di-

ferente número de efectos el valor de los costos fijos y los costos variables, así como también la suma de ambos, que es el costo total de operación, esta última curva presenta un mínimo que corresponde al número de efectos más económicos. En realidad no siempre se sigue este procedimiento, excepto cuando se trata de un proceso nuevo y es necesario hacer un análisis económico completo, pues el diseño tiende a estandarizarse y actualmente el número de efectos se encuentra fijo y establecido para algunas industrias químicas básicas así, por ejemplo en los ingenios azucareros se opera con 4, 5, o 6 efectos en flujos paralelos; siendo el sistema en cuádruple efecto el más común, las soluciones de sosa cáustica se concentran en 2 o 3 efectos con flujos en contracorriente y la sal de mesa en 4 efectos con alimentación paralela.

CAPITULO VII

CALCULO DE UN MULTIPLE EFECTO

## CALCULO DE UN MULTIPLE EFECTO

En el diseño de un evaporador en múltiple efecto los resultados que generalmente se desea obtener son: área de transferencia de calor necesaria, cantidad de vapor de calentamiento que ha de suministrarse al primer efecto, temperaturas aproximadas en los diferentes efectos y cantidad de vapor que sale del último efecto y va al condensador. Para ésto se dispone de las ecuaciones de los balances de masa y energía, así como la ecuación general de transferencia de calor.

El hecho de que se trabaje con un número considerable de variables y que algunas de ellas no puedan expresarse en relaciones matemáticas simples implica que resulte completamente impráctico tratar de resolver el problema por algún método algebraico directo y en su lugar se utilice un método de aproximaciones sucesivas.

En esta sección se describen los métodos de cálculo típicos en la resolución de un problema de evaporación en múltiple efecto; con el fin de simplificar la descripción primero se considerará que se opta por utilizar coeficientes de transferencias de calor aceptados y posteriormente se harán las correcciones necesarias en el caso de que se pretenda evaluar el coeficiente por medio de las correlaciones mencionadas en la sección correspondiente a este tema.

## NOMENCLATURA.

F	Alimentación al sistema (lb/hr).
XF	Composición de la alimentación (% en peso).
TF	Temperatura de la alimentación ( $^{\circ}$ F).
HF	Entalpia de la alimentación (Btu/lb).
Li	Descarga en el efecto i (lb/hr).
Xi	Composición de la descarga del efecto i (% en peso).
Ti	Temperatura de la descarga del efecto i ( $^{\circ}$ F).
Hi	Entalpia de la solución concentrada en el efecto i (Btu/lb).
PS	Presión del vapor de calentamiento (Psia).
HVAPS	Calor latente de vaporización del vapor de calentamiento - (Btu/lb).
TS	Temperatura de saturación del vapor de calentamiento ( $^{\circ}$ F).
S	Vapor de calentamiento (lb/hr).
P N	Presión en el último efecto (Psia).
TV N	Temperatura de saturación del vapor en el último efecto ( $^{\circ}$ F).
HV N	Entalpia de vapor saturado a P N (Btu/lb).
V	Cantidad total de agua evaporada (lb/hr).
V i	Cantidad vaporizada en el efecto i (lb/hr).
P i	Presión en el efecto i (Psia).
TV i	Temperatura de saturación del vapor generado en el efecto - i ( $^{\circ}$ F).
HV i	Entalpia de vapor saturado a la presión P i (Btu/lb).

HVAP $i$	Calor latente de vaporización a la presión $P_i$ (Btu/lb).
GTT	Gradiente total de temperatura ( $^{\circ}\text{F}$ ).
GT $i$	Gradiente de temperatura en el efecto $i$ ( $^{\circ}\text{F}$ ).
N	Número de efectos.
U $i$	Coefficiente total de transferencia de calor en el efecto $i$ (Btu/(hr) (ft <sup>2</sup> ) ( $^{\circ}\text{F}$ )).
A $i$	Area de transmisión de calor en el efecto $i$ (ft <sup>2</sup> ).
NT	Número de tubos.
Q $i$	Calor transferido en el efecto $i$ (Btu/hr).

Entre los criterios útiles en la resolución de un múltiple efecto, se encuentra que para un sistema de  $N$  efectos donde se tiene una evaporación total  $V$ , la cantidad de vapor producida en el último efecto siempre es menor que  $V/N$  para la alimentación en contracorriente, mientras que para el sistema con flujos paralelos esta cantidad representa el límite inferior.

En un evaporador de múltiple efecto con superficies de calentamiento iguales en todos los cuerpos y que opere en flujos paralelos, las diferencias de presión entre efectos subsecuentes deberían ser casi iguales, en realidad esto no sucede y las caídas de presión son ligeramente decrecientes del primero al último efecto. Un ejemplo de la posible distribución de presiones sería: (Ref. 7).

Triple efecto.	11/30	10/30	9/30		
Cuádruple efecto.	11/40	10.5/40	<del>9.5/40</del>	9/40	
Quíntuple efecto.	11/50	<del>10.5/50</del>	10/50	9.5/50	9/50

En la descripción de los métodos de cálculo se considerará un evaporador de triple efecto en contracorriente; así mismo se considerará que se cuenta con los siguientes datos directos:

- 1.- Alimentación al sistema F
  - 2.- Composición de la alimentación X F
  - 3.- Temperatura de la alimentación T F
  - 4.- Concentración del producto X 1
  - 5.- Condiciones de vacío en el último efecto P N
  - 6.- Presión del vapor de calentamiento disponible P S
- Otra consideración es que se desea obtener evaporadores de igual área.

Los pasos a seguir en el cálculo de un múltiple son:

- 1.- Determinar los datos indirectos, que en el caso de tener alimentación en contracorriente son:

$$a) H F = f (XF, TF)$$

$$b) L 1 = F (XF) / X1$$

$$c) V = F - L 1$$

- d) Propiedades del vapor de calentamiento en función

de su presión:

T S, HVAP S

e) Propiedades del vapor generado en el último efecto

(N = 3):

TV 3, HV 3

2.- Suponer una distribución de la caída total de temperatura disponible a través de cada uno de los efectos:

La caída total de temperatura disponible en el sistema es la suma de las caídas de temperatura en cada efecto:

$$GTT = GT 1 + GT 2 + GT 3$$

$$GTT = GT 1 + GT 2 + GT 3$$

Como primera aproximación se puede considerar que no existe una elevación apreciable en el punto de ebullición de las soluciones. Esto es:

$$TV 1 \approx T 1$$

$$TV 2 \approx T 2$$

$$TV 3 \approx T 3$$

Lo cual conduce a:

$$GT 1 = TS - T 1 \approx TS - TV 1$$

$$GT 2 = TV 1 - T 2 \approx TV 1 - TV 2$$

$$GT 3 = TV 2 - T 3 \approx TV 2 - TV 3$$

$$GTT = GT 1 + GT 2 + GT 3$$

$$GTT \approx TS - TV 3$$

Si esta caída total de temperatura se estima igualmente distribuida entre los N efectos, cada uno de ellos tendría un gradiente:

$$GT = GTT/N$$

Un criterio para suponer la distribución de la caída total de temperatura es considerar como primera aproximación -- que en todos los efectos el gradiente de temperatura es igual -- y tiene un valor GT.

3.- Determinar las temperaturas del vapor en los dos efectos 1 y 2.

$$a) TV 1 \approx T 1 = T S - GT 1$$

$$b) TV 2 \approx T 2 = TV 1 - GT 2$$

4.- Determinar las propiedades del vapor generado en los efectos 1 y 2.

$$a) HV 1 = f (TV 1)$$

$$HVAP 1 = f (TV 1)$$

$$b) HV 2 = f (TV 2)$$

$$HVAP 2 = f (TV 2)$$

5.- Determinar la entalpia de la solución concentrada en el efecto 1 en función de su concentración y temperatura.

$$H 1 = f (T 1, X 1)$$

6.- Hasta este punto los pasos a seguir son comunes -- a todos los métodos de cálculo. En seguida se procede a efectuar los balances de masa y energía en cada efecto con el fin --

de determinar la cantidad de agua evaporada en cada cuerpo que satisface la distribución de temperaturas supuesta. Esto se -- puede llevar a cabo de dos formas:

A.- Suponiendo el vapor de calentamiento alimentado- al primer efecto.

B.- Suponiendo la cantidad de vapor producido en el - último efecto.

Los procedimientos a seguir son los siguientes:

A.- Suponiendo el vapor de calentamiento.

1 A) Suponer S. Tomando en cuenta que la economía en- un sistema de evaporación en múltiple efecto definida como:

$$E = \frac{\text{Lb. de vapor generado.}}{\text{Lb. de vapor de calentamiento.}} = \frac{V}{S}$$

tiene un valor aproximado de:

$$E = 0.75 N$$

N= Número de efectos.

se puede tomar como primera aproximación:

$$S = V / 0.75 \quad (3)$$

cuando la alimentación está a su temperatura de ebullición; de no ser así se debe bajar el factor 0.75 de eficiencia de eva- poración a un valor de 0.7

2 A) Del balance de calor alrededor del primer efec- to:

$$S \text{ HVAP } S = L_1 (H_1) \neq V_1 (HV_1) - L_2 (H_2)$$

se desconoce  $V_1$ ,  $L_2$ ,  $H_2$  y sus valores se determinan siguiendo un cálculo iterativo:

$V_1$  (Supuesto. Se puede empezar por suponer  $V_1 = V / N = V/3$ ) ←

$$L_2 = L_1 \neq V_1$$

$$X_2 = F (XF) / L_2$$

$$H_2 = f (X_2, T_2)$$

$$\therefore V_1 = (S \text{ HVAP } S \neq L_2 (H_2) - L_1 (H_1)) / HV_1 ?$$

3A) Del balance de calor en el segundo efecto:

$$V_1 HV_1 = L_2 (H_2) \neq V_2 (HV_2) - L_3 (H_3)$$

se calcula  $V_2$ ,  $L_3$ ,  $H_3$  de manera similar a la indicada en el inciso 2 A).

4A) Del balance de calor en el tercer efecto:

$$V_2 \text{ HVAP } 2 = L_3 (H_3) \neq V_3 (HV_3) - F (H_F)$$

se despeja el valor de  $V_3$ :

$$V_3 = (V_2 \text{ HVAP } 2 \neq F (H_F) - L_3 (H_3)) / HV_3$$

5A) La suma de los valores así obtenidos para el vapor generado en cada efecto debe ser igual a la cantidad total de agua vaporizada calculada con el balance de masa alrededor de todo el sistema:

$$V_1 \neq V_2 \neq V_3 = V$$

De no ser así se debe suponer otro valor para  $S$ , y repetir el cálculo desde el inciso 2 A hasta que ambos balances de masa concuerden.

B.- Suponiendo el vapor generado en el último efecto.

1 B) Suponer  $V_3$ . Se puede empezar por suponer  $V_3 = V/3$

2 B) Determinar la cantidad de agua vaporizada en cada efecto que satisface la distribución de temperaturas supuesta. Esto se lleva a cabo mediante el siguiente método iterativo:

$V_3$  (Supuesto) ←

$$L_3 = F - V_3$$

$$X_3 = F (XF) / L_3$$

$$T_3 = f (TV_3, X_3)$$

$$H_3 = f (T_3, X_3)$$

$$V_2 = (L_3 (H_3) / HV_3 - F (H_F)) / HVAP_2$$

$$L_2 = L_3 - V_2$$

$$X_2 = F (XF) / L_2$$

$$T_2 = f (TV_2, X_2)$$

$$H_2 = f (T_2, X_2)$$

$$V_1 = (L_2 (H_2) / HV_2 - L_3 (H_3)) / HVAP_1$$

$$\text{¿ } V_1 \neq V_2 \neq V_3 = V ?$$

El nuevo valor de  $V_3$  supuesto es:

$$V_3' = V_3 / (V - (V_1 \neq V_2 \neq V_3)) / N$$

con lo cual se asegura una convergencia rápida hacia el resultado correcto.

3 B) Calcular la cantidad de vapor de calentamiento necesario.

$$S = (L_1 (H_1) / HV_1 - L_2 (H_2)) / HVAP_S$$

7.- Ambos métodos vuelven a coincidir a partir de este punto que consiste en calcular la cantidad de calor transferido en cada uno de los efectos:

$$Q_1 = S \text{ (HVAP S)}$$

$$Q_2 = V_1 \text{ (HVAP 1)}$$

$$Q_3 = V_2 \text{ (HVAP 2)}$$

8.- Determinar el área de transferencia de calor necesaria para cada efecto:

$$A_1 = Q_1 / U_1 \text{ (GT 1)}$$

$$A_2 = Q_2 / U_2 \text{ (GT 2)}$$

$$A_3 = Q_3 / U_3 \text{ (GT 3)}$$

9.- Calcular el área media entre estas tres áreas. -- Es preferible usar un área media ponderada con los gradientes de temperatura, de tal forma que:

$$A_{M P} = \frac{A_1 \text{ (GT 1)} \wedge A_2 \text{ (GT 2)} \wedge A_3 \text{ (GT 3)}}{GT_1 \wedge GT_2 \wedge GT_3}$$

10.- Si el valor de las áreas difiere mucho del valor del área media ponderada se deben suponer nuevos valores para los gradientes de temperatura supuestos:

$$GT_1' = GT_1 (A_{M P} / A_1) = T_S - T_1'$$

$$GT_2' = GT_2 (A_{M P} / A_2) = T_{V_1'} - T_2'$$

$$GT_3' = GT_3 (A_{M P} / A_3) = T_{V_2'} - T_3'$$

11.- El aumento en el punto de ebullición de las soluu

ciones A P E i, se puede considerar que se mantiene constante:

$$A P E 1 = T 1 - TV 1 = \text{cte.}$$

$$A P E 2 = T 2 - TV 2 = \text{cte.}$$

Los nuevos valores de las temperaturas de la solución y del vapor en los efectos 1 y 2 son:

$$T 1' = T S - GT 1'$$

$$TV 1' = T 1' - A P E 1$$

$$T 2' = TV 1' - GT 2'$$

$$TV 2' = T 2' - A P E 2$$

12.- Con los nuevos valores de  $T 1'$ ,  $T 2'$ ,  $TV 1'$ ,  $TV 2'$  repetir el cálculo desde el inciso 4, hasta que el valor de las áreas calculadas no difiera mucho del valor de área media ponderada con los gradientes de temperatura.

#### PROCEDIMIENTO DE CALCULO ESTIMANDO EL COEFICIENTE DE TRANSFERENCIA DE CALOR.

En realidad el procedimiento es muy similar al seguido anteriormente; en el caso de evaporadores de circulación forzada donde es conocida la velocidad de flujo de la solución a través de los tubos, el coeficiente queda únicamente en función de las propiedades de la solución, por lo tanto una vez conocidas éstas puede procederse a calcular el coeficiente de transferencia de calor mediante la ecuación de Boarts. Después del inciso 6 han quedado definidas todas las concentraciones --

y temperaturas de la solución en cada efecto, estos parámetros se pueden determinar las propiedades necesarias para el cálculo del coeficiente que después se usará en el inciso 8 para la determinación de las áreas.

Cuando se trata de evaporadores de tubos largos verticales el procedimiento se complica, pues no se conoce de antemano la velocidad de circulación del líquido a través de los tubos, sino que la masa velocidad queda determinada por:

$$G = \frac{\text{Flujo de líquido}}{(\text{área de flujo / tubo}) (\text{Número de tubos})}$$

No se puede establecer el número de tubos sin antes haber determinado el área del evaporador, por lo tanto si se quiere diseñar un sistema de múltiple efecto con evaporadores de circulación natural evaluando el coeficiente de transferencia de calor, se debe empezar por suponer el coeficiente para todos los efectos antes de hacer la suposición de los gradientes de temperatura, ésto es antes del inciso 2 y seguir la misma secuencia de cálculo hasta obtener áreas iguales en todos los efectos. Una vez determinada el área media se conoce el número de tubos y se puede seguir el método de cálculo descrito en el capítulo de transferencia de calor para este tipo de evaporadores.

Si los coeficientes calculados difieren mucho de los

valores supuestos, se repite todo el cálculo, pero ahora con los nuevos coeficientes en forma de aproximaciones sucesivas

Así como para cada distribución de temperaturas -- supuesta existe sólo una forma de distribuir la vaporización entre todos los efectos que satisfaga la distribución de gradientes, también existe solamente un valor para el área que haga coincidir el coeficiente calculado con el supuesto.

CAPITULO VIII

DESCRIPCION DEL PROGRAMA

## DESCRIPCION DEL PROGRAMA

En este capítulo se presenta la estructura del programa de computadora implementado en lenguaje Fortran para -- ilustrar uno de los métodos de cálculo en la resolución de un problema específico. El método seleccionado fué suponer la -- cantidad de vapor producido en el último efecto y calcular el coeficiente de transferencia de calor para evaporadores de tu bos largos verticales con circulación forzada.

Los balances de masa y energía en evaporadores de - múltiple efecto son largos, especialmente en unidades que ope ran con un número considerable de efectos. En la actualidad - este problema puede simplificarse bastante gracias a la ayuda de la computación como un auxiliar para el Ingeniero Químico.

El objetivo principal de esta tesis está enfocado - hacia el estudio de la evaporación como una operación unita - ria y no hacia la computación, que se empleó precisamente como un auxiliar. Por este motivo, sólo se discutirá brevemente es te tema.

Los componentes principales de una computadora son:

- 1.- La unidad de entrada, que se utiliza para sumi- nistrar los datos y las instrucciones a la computadora.
- 2.- La memoria o unidad de almacenamiento, en la -- que se guardan los datos y las instrucciones.

3.- La unidad aritmética-lógica, que efectúa las -- operaciones aritméticas y suministra la posibilidad de "tomar decisiones", o lógica de la computadora.

4.- La unidad de control, que como su nombre lo dice controla las operaciones de la computadora.

5.- La unidad de salida, a través de la cual la computadora suministra los resultados obtenidos.

Con frecuencia a las unidades de control y aritmética-lógica se les considera como una sólo unidad, llamada Unidad de Procesamiento Central.

El programa es específico para la resolución de un sistema de evaporación en múltiple efecto que opere con soluciones de sosa cáustica y la alimentación sea en contracorriente. Se tomaron en cuenta las siguientes consideraciones generales.

1.- Como ejemplo ilustrativo se seleccionó la evaporación de una solución acuosa de hidróxido de sodio debido a que para este sistema es posible encontrar reportados en la + literatura las propiedades necesarias para la resolución del problema.

2.- La alimentación es en contracorriente, por ser el método más adecuado para las soluciones de sosa cáustica.

3.- Todos los evaporadores tienen las mismas dimensiones y características:

- a) Circulación forzada.
- b) Cuerpo chapado de níquel.
- c) Tubos de níquel : 1 "  $\varnothing$ , 16 B W G.

8 pies de longitud.

4.- La solución se bombea a través de los tubos a una velocidad de 8 ft/seg.

5.- Ya que para soluciones acuosas de hidróxido de sodio el número de efectos generalmente es 2 o 3, el programa se limita a determinar el sistema más económico entre un do-ble y un triple efecto.

6.- Las propiedades de la solución se determinan mediante las relaciones reportadas en el apéndice número 2.

7.- Las propiedades del vapor se determinan haciendo uso de las relaciones del apéndice 3.

8.- El coeficiente de transmisión de calor para la película de solución de sosa cáustica se calcula mediante la ecuación de Boarts, que ha demostrado ser aplicable a este sistema. La ecuación involucra los valores de diámetro de los tubos y velocidad, que se habían fijado previamente, por lo cual se puede introducir su valor, así como también algunos factores para conversión de unidades modificándose de esta manera la ecuación de Boarts, con el único fin de simplificar el cálculo de los coeficientes individuales de transferencia-

de calor para la película de solución. Estas modificaciones - se describen en el apéndice 4.

9.- El costo del equipo se calcula de acuerdo a la relación reportada en el apéndice 5.

10.- La determinación de los costos de operación y costo total anual de operación se lleva a cabo por medio de las ecuaciones desarrolladas en el apéndice 6.

11.- Los datos que se deben proporcionar a la computadora para la ejecución del programa son:

- a) Alimentación (lb / hr).
- b) Concentración de la alimentación (% en peso).
- c) Temperatura de la alimentación ( $^{\circ}$ F).
- d) Concentración del producto (% en peso).
- e) Vacío en el último efecto (Psia).
- f) Presión del vapor de calentamiento (Psia).

12.- El programa sigue la secuencia de cálculo presentada en el diagrama de flujo del apéndice 7.

13.- Los resultados que se imprimen son:

- a) Alimentación a cada efecto.- Composición y temperatura.
- b).- Solución concentrada en cada efecto.- Composición y temperatura.
- c).- Presión, cantidad de vapor generado en cada efecto y calor transferido.

- d).- Cantidad de vapor de calentamiento necesario.
- e).- Area de transferencia de calor necesaria para cada evaporador y número de tubos.
- f).- Inversión inicial en equipo.
- g).- Costos de operación.
- h).- Costo total anual de operación.
- i).- Número de efectos más conveniente.
- 14.- En el apéndice 8 se encuentra reportado el lis tado del programa.

15.- La nomenclatura es la misma que se siguió en la descripción de los métodos de cálculo, sólo resta agregar:

- VISC  $i$  Viscosidad de la solución concentrada en el efecto  $i$  (cp).
- C  $i$  Conductividad térmica de la solución concentrada en el efecto  $i$  (Btu/hr ft<sup>2</sup> °F).
- DENS  $i$  Densidad de la solución concentrada en el efecto  $i$  (lb/ft<sup>3</sup>).
- CTQ  $i$  Coeficiente individual de transmisión de calor para la película de solución en el efecto  $i$  (Btu / hr ft<sup>2</sup> °F).
- U  $i$  Coeficiente global de transmisión de calor en el efecto  $i$  (Btu / hr ft<sup>2</sup> °F).
- A  $i$  Area de transmisión de calor en el efecto  $i$  (ft<sup>2</sup> ).

- NT            Número de tubos.
- Q i            Calor transferido en el efecto i (Btu / hr).
- CE j           Costo del equipo para el sistema de j efectos  
(pesos).
- CO j           Costo de operación anual (pesos).
- CT j           Costo total anual de operación (pesos).

16.- En el apéndice 9 se muestran los resultados obtenidos para el caso particular cuyos datos son:

- a) Alimentación: 100 000 lb / hr.
- b) Concentración de la alimentación: 10%
- c) Temperatura de la alimentación: 100°F.
- d) Concentración del producto: 50%
- e) Presión en el último efecto: 2 psia.
- f) Presión del vapor de calentamiento: 50 psia.

CAPITULO IX

CONCLUSIONES

## CONCLUSIONES

Se utilizó el programa de computadora para calcular una serie de sistemas de evaporación variando la alimentación (F), presión del vapor de calentamiento (P S) y la temperatura de alimentación (T F); permaneciendo constantes la concentración de la alimentación ( $X_F = 10\%$ ), concentración de la descarga ( $X_1 = 50\%$ ) y la presión en el último efecto (P N = 2 psia), con lo cual se obtuvo la siguiente Tabla de Resultados.

Respecto a la metodología de cálculo, se puede considerar que su confiabilidad es de  $\pm 10\%$ . Obviamente las desviaciones se deben a la incertidumbre en los valores del coeficiente de transferencia de calor, reflejándose su falta de precisión en el modelo matemático, ya sea que se decidiera calcularlo mediante las correlaciones reportadas en la literatura o bien que se hubieran tomado valores de "coeficientes aceptados".

Por otra parte, en el caso de calcular los coeficientes de transmisión de calor, se consideró el diseño de evaporadores de tubos largos verticales con circulación natural y con circulación forzada, desde luego cuando se tenga otro tipo de equipo se deberán usar las correlaciones correspondientes, pero si se opta por utilizar "coeficientes aceptados" el alcance del método es el mismo.

Desafortunadamente se encontraron limitaciones para-

la comprobación en cuanto a los diferentes tipos de evaporadores y las soluciones que manejan, lo cual sería un tema interesante para trabajos posteriores.

TABLA DE RESULTADOS

F	P S	T F	N	P1	P2	P3	T1	T2	T3	V1	V2	V3	Q1	Q2	Q3	S
50 000	26.70	100	2	3.53	2	--	225	132	--	20 077.7	19 296.1	--	23075198	20930390	---	24 296.
50 000	50	100	2	5.75	2	--	244	132	--	20 805.5	19 151.1	--	23571214	20778276	---	25 506.
50 000	70	100	3	12.34	4.15	2	279	170	126	14 888.3	13 046.9	11 851.2	17098734	14496098	13152636	18 875.
50 000	26.70	120	2	3.53	2	--	225	133	---	20 262.9	19 726.9	--	22639630	20510454	---	23 838.
100 000	26.70	100	2	3.53	2	--	225	132	---	41 335.5	38 592.1	--	46150399	41860846	---	48 593.
10 000	50	100	3	7.72	3.53	2	261	161	126	29 167.4	26 395.1	24 098.4	33325983	28848639	26717621	36 062.

## APENDICES

- 1.- Propiedades de las soluciones de soa cáustica.
  - a) Temperatura de ebullición.
  - b) Entalpia.
  - c) Capacidad calorífica.
  - d) Viscosidad.
  - e) Densidad.
  - f) Conductividad térmica.
- 2.- Relaciones que expresan las propiedades de las soluciones de sosa cáustica en función de su concentración y temperatura.
- 3.- Propiedades de vapor saturado en función de su presión.
  - a) Temperatura de saturación.
  - b) Entalpia.
  - c) Calor latente de vaporización.
- 4.- Ecuación para el coeficiente de transmisión de calor.
- 5.- Costo de evaporadores en función del área de transmisión de calor.
- 6.- Costos variables de operación y costo total anual de operación.
- 7.- Diagrama de flujo para la implementación del programa.
- 8.- Listado del programa de computadora.
- 8.- Resultados para un problema específico.

APENDICE 1

Propiedades de las soluciones de sosa cáustica.

- a) Temperatura de ebullición.
- b) Entalpia.
- c) Capacidad Calorífica.
- d) Viscosidad.
- e) Densidad.
- f) Conductividad térmica.

$$M = .12$$

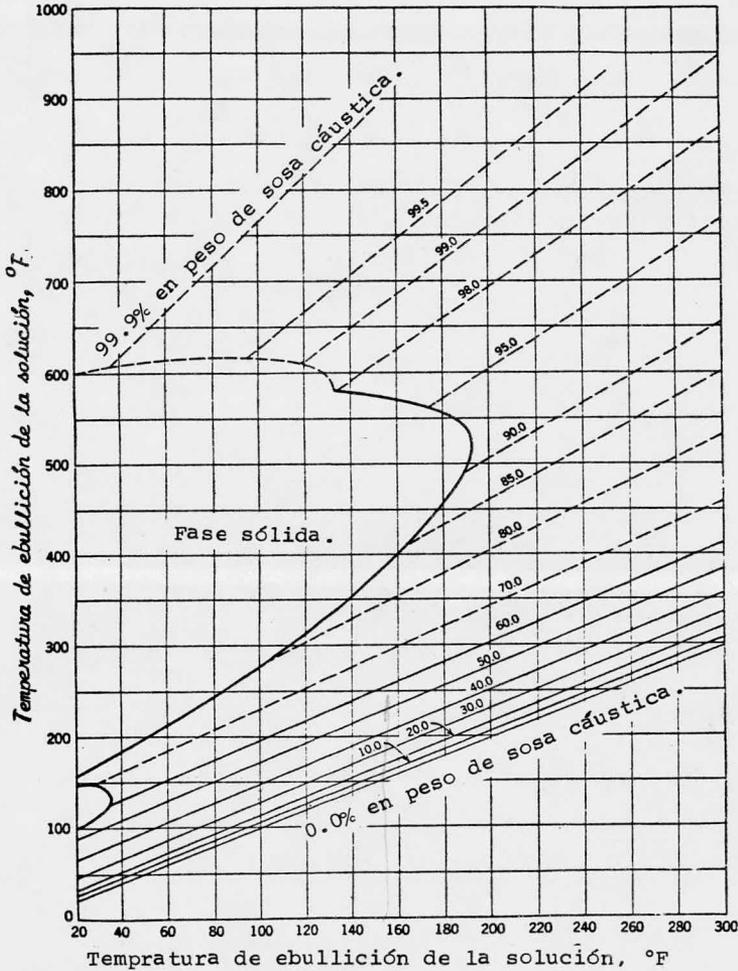
$$\% =$$

$$\begin{array}{r} \text{NaOH} = 23 \\ 16 \\ \hline 40 \text{ g/mol} \end{array}$$

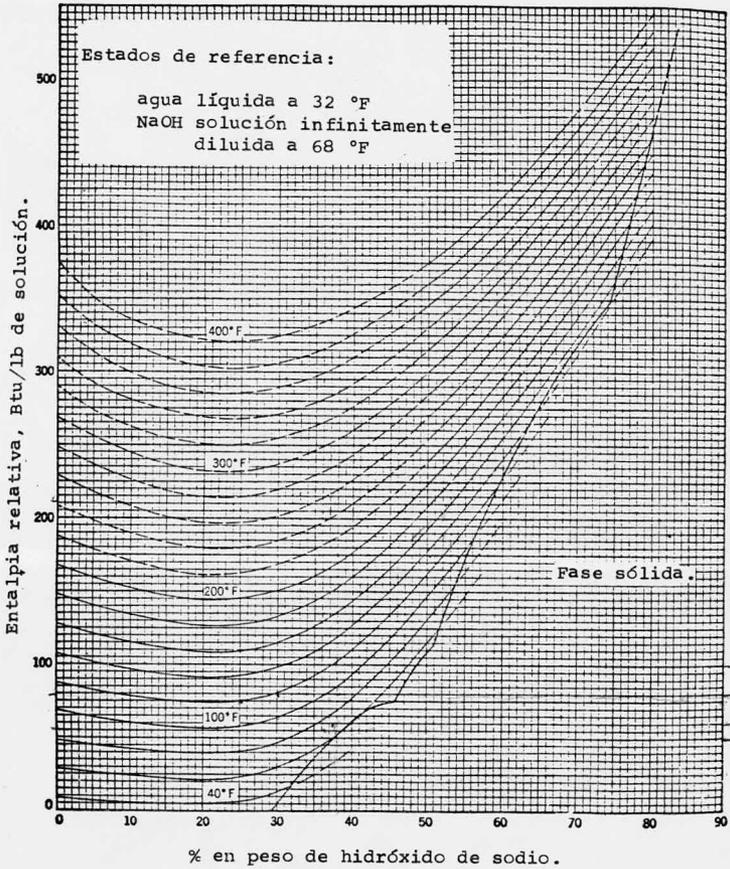
150

$$\text{H}_2\text{O} = 18 \text{ g/mol}$$

$$PM =$$

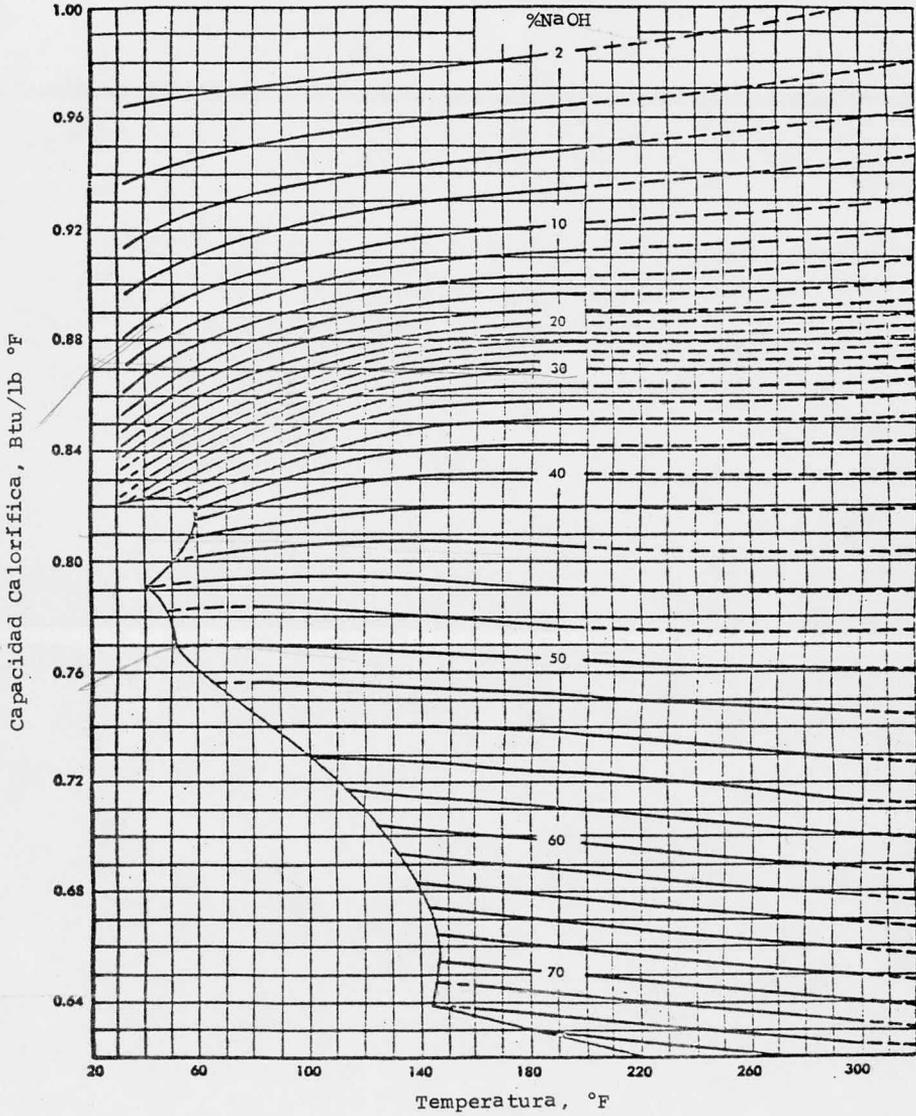


la.- Líneas de Dühring para soluciones acuosas de hidróxido de sodio.



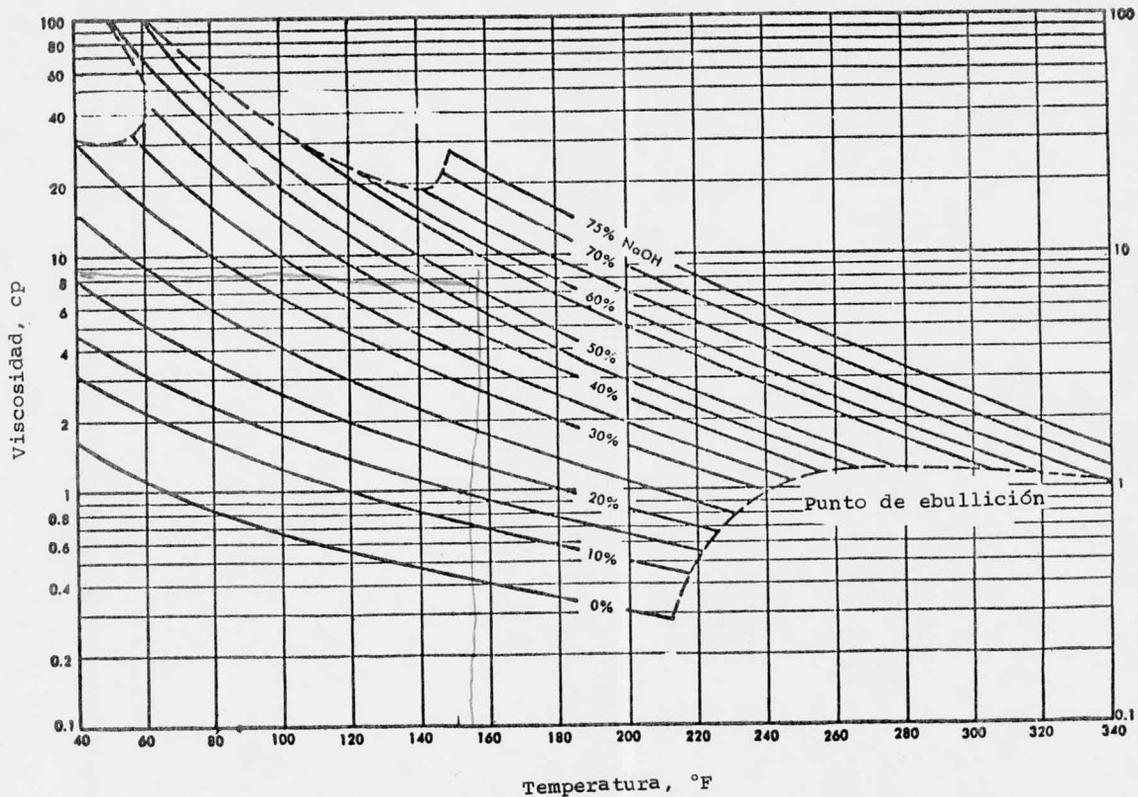
lb.- Diagrama entalpia - concentración para soluciones  
 acuosas de hidróxido de sodio.

## 1d.- Capacidad calorífica de soluciones de sosa cáustica

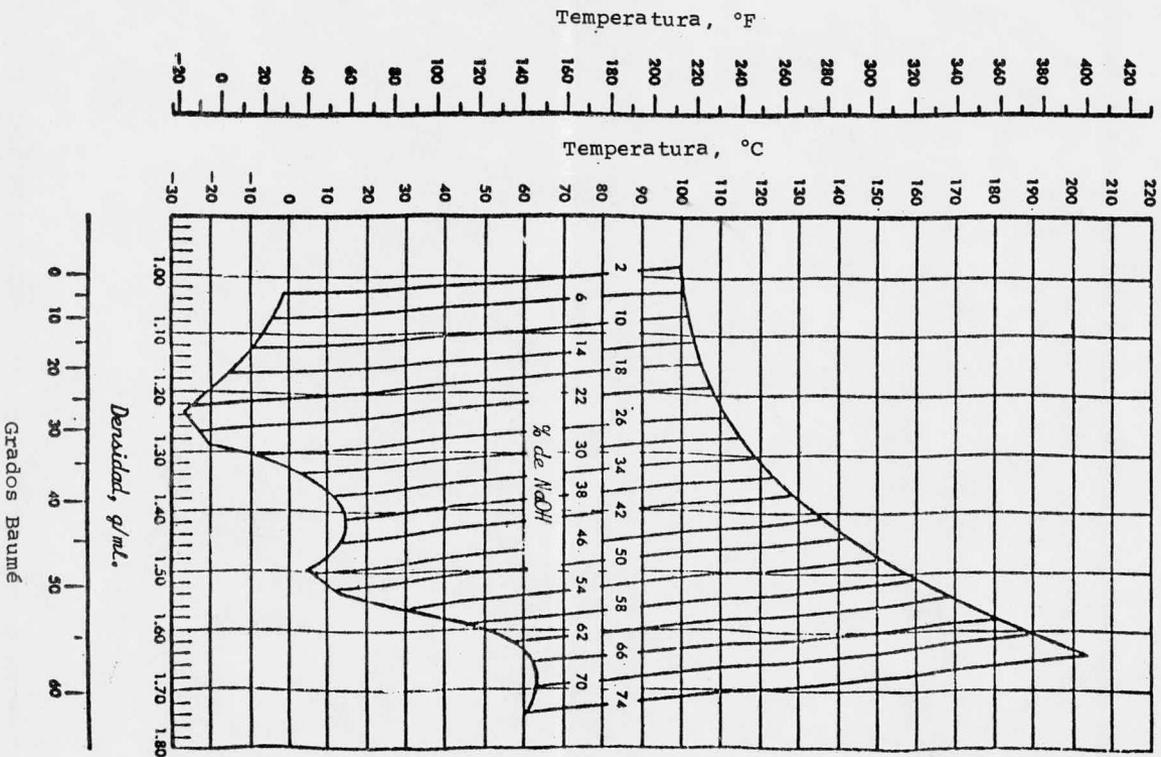


1d.- Viscosidades de soluciones de sosa cáustica.

153



1e.- Densidades de soluciones acuosas  
de hidróxido de sodio.



## 1f.- CONDUCTIVIDAD TERMICA.

La conductividad térmica de soluciones de sosa cáustica - a 20°C calculada según Riedel, (Ref. 27), son las siguientes:

Concentración (%).	Conductividad térmica (Kcal/m hr °C).
5	0.528
10	0.538
15	0.544
20	0.549
25	0.552
30	0.555
50	0.556

Riedel establece que para soluciones acuosas de electrolitos la conductividad a otras temperaturas puede calcularse multiplicando las cifras dadas en la tabla por el factor:

$$K_{wt} / K_{w20}$$

donde  $K_{wt}$  es la conductividad térmica del agua a la temperatura deseada, y  $K_{w20}$  la conductividad térmica del agua a 20°C -- (0.514).

Conductividad térmica del agua a diferentes temperaturas.

Temperatura (°C)	Conductividad térmica (Kcal/ml/m hr °C)
0	0.4767
1.6	0.4798
4.5	0.4857
7.2	0.4902
10	0.4962
13	0.5006
16	0.5066
19	0.5111
21	0.5155
24	0.5200
27	0.5245
29	0.5290
32	0.5334
35	0.5364
38	0.5394
41	0.5424
43	0.5468
46	0.5498
49	0.5528
52	0.5558
54	0.5588

Temperatura (°C)	Conductividad térmica (Kcal/ml/m hr °C)
57	0.5620
60	0.5632
63	0.5647
66	0.5677
69	0.5692
71	0.5722
74	0.5737
77	0.5751
80	0.5766
82	0.5781
85	0.5796
88	0.5811
91	0.5826
93	0.5841
96	0.5841
99	0.5856
100	0.5856
102	0.5856
104	0.5871
107	0.5871
110	0.5886

Temperatura (°C)	Conductividad térmica (Kcal/ml/m hr °C)
113	0.5886
116	0.5901
119	0.5901
121	0.5901
127	0.5901
132	0.5901
138	0.5901
143	0.5901
149	0.5901
154	0.5901
160	0.5886
166	0.5886
171	0.5841
177	0.5811
182	0.5781
188	0.5766
193	0.5737
199	0.5701
204	0.5692

## APENDICE 2

## PROPIEDADES DE LAS SOLUCIONES DE SOSA

## 1.- Temperatura de ebullición.

$$T = - 36.3942 + 1.0724 TV + 2.0100 X$$

$$\text{Coeficiente de correlación} = R = 0.9964$$

$$\text{Coeficiente de determinación} = R^2 = 0.9929$$

$$\text{Rango} = (10,60) \% (1,30) \text{ psia.}$$

## 2.- Entalpia.

$$H = 2.1968 + 0.8722 T - 3.3633 X + 0.0882 X^2$$

$$\text{Coeficiente de correlación} = 0.9598$$

$$\text{Coeficiente de determinación} = 0.9213$$

$$\text{Rango} = (10,60) \% (100, 300) \text{ } ^\circ\text{F}$$

## 3.- Capacidad Calorífica.

$$C_p = 0.8830 + 5.0113 (10^{-4}) T - 1.2534 (10^{-6}) T^2 - 8.7120 (10^{-4})$$

$$X - 4.6380 (10^{-5}) X^2$$

$$\text{Coeficiente de correlación} = 0.9987$$

$$\text{Coeficiente de determinación} = 0.9974$$

$$\text{Rango} = (10, 60)\% (60, 260) \text{ } ^\circ\text{F}$$

## 4.- Conductividad Térmica.

$$K = 0.3015 + 8.2832 (10^{-4}) T - 1.6749 (10^{-6}) T^2 + 1.2521 (10^{-3}) X -$$

$$1.5406 (10^{-5}) X^2$$

$$\text{Coeficiente de correlación} = 0.9977$$

$$\text{Coeficiente de determinación} = 0.9954$$

Rango = (5, 60) °F (68, 250) °F

5.- Viscosidad.

Visc = Exp (9.3302 - 2.3368 Ln T - 0.0172 (Ln T)<sup>2</sup> + 1.1711 Ln X)

Coefficiente de correlación = 0.8802

Coefficiente de determinación = 0.7748

Rango = (10, 60) % (150, 270) °F

6.- Densidad.

Dens = 67.1087 - 0.0307 T + 7.1446 (10<sup>-6</sup>) T<sup>2</sup> + 0.6204

Coefficiente de correlación = 0.9985

Coefficiente de determinación = 0.9970

Rango = (10, 60) % (175, 370) °F

NOMENCLATURA.

T = Temperatura de la solución (°F)

TV = Temperatura de saturación del agua a la misma presión (°F)

X = Concentración (% en peso).

H = Entalpia (Btu / Lb de solución).

Cp = Capacidad Calorífica (Btu / Lb °F).

K = Conductividad Térmica (Btu /Hr Ft °F).

Visc = Viscosidad (cp).

Dens = Densidad (Lb / Ft<sup>3</sup>).

## APENDICE 3

## PROPIEDADES DE VAPOR SATURADO

## 1.- Temperatura de saturación.

$$TV = 99.1885 + 0.7493 + 37.6481 \ln P$$

$$\text{Coeficiente de correlación} = 0.9983$$

$$\text{Coeficiente de determinación} = 0.9966$$

$$\text{Rango} = (1.50) \text{ psia.}$$

## 2.- Entalpia de vapor.

$$HV = 1102.8820 + 6.5881 P - 0.2922 P^2 + 4.7223 (10^{-3}) P^3$$

$$\text{Coeficiente de correlación} = 0.9987$$

$$\text{Coeficiente de determinación} = 0.9974$$

$$\text{Rango} = (1, 30) \text{ psia.}$$

## 3.- Calor latente de vaporización.

$$\text{a) HVAP} = 1040.6914 - 9.4085 P + 0.4033 P^2 - 6.5774 (10^{-3}) P^3$$

$$\text{Coeficiente de correlación} = 0.9966$$

$$\text{Coeficiente de determinación} = 0.9932$$

$$\text{Rango} = (1, 30) \text{ psia.}$$

$$\text{b) HVAP} = 1006.1585 - 2.9603 P + 3.7817 (10^{-2}) P^2 - 2.2853 (10^{-4}) P^3$$

$$\text{Coeficiente de correlación} = 0.9994$$

$$\text{Coeficiente de determinación} = 0.9988$$

Rango = (15, 70) psia.

NOMENCLATURA.

P= Presión (psia).

TV= Temperatura de saturación (°F).

HV= Entalpia de vapor saturado (BTU/Lb).

HVAP= Calor latente de vaporización (BTU/Lb).

## APENDICE 4

Ecuación para calcular el coeficiente de transferencia de calor.

Características de los tubos: 1"  $\varnothing$  16 B W G.

$$1.D. = 7.25 (10^{-2}) \text{ ft.}$$

Velocidad de flujo de la solución: Vel = 8 ft /seg.

$$h_i = 0.0278 k/D (C_p \text{ Visc}/k)^{0.4} (D \text{ Vel } d / \text{Visc})^{0.8}$$

$$\left[ \frac{C_p \text{ Visc}}{k} \right] = (\text{Btu} / \text{lb}^\circ \text{F}) \left( \text{cp} \frac{2.42 \text{ lb} / \text{ft hr}}{\text{cp}} \right) / (\text{Btu} / \text{hr ft}^\circ \text{F}) = \text{Adimensional.}$$

$$\left[ \frac{D \text{ Vel } d}{\text{Visc}} \right] = (7.25 (10^{-2}) \text{ft}) (8 \frac{\text{ft } 3600 \text{ seg}}{\text{seg hr}}) \frac{(\text{lb})}{\text{ft}^3} / (\text{cp } 2.42$$

$$\frac{\text{lb/ft hr}}{\text{cp}} = \text{Adimensional.}$$

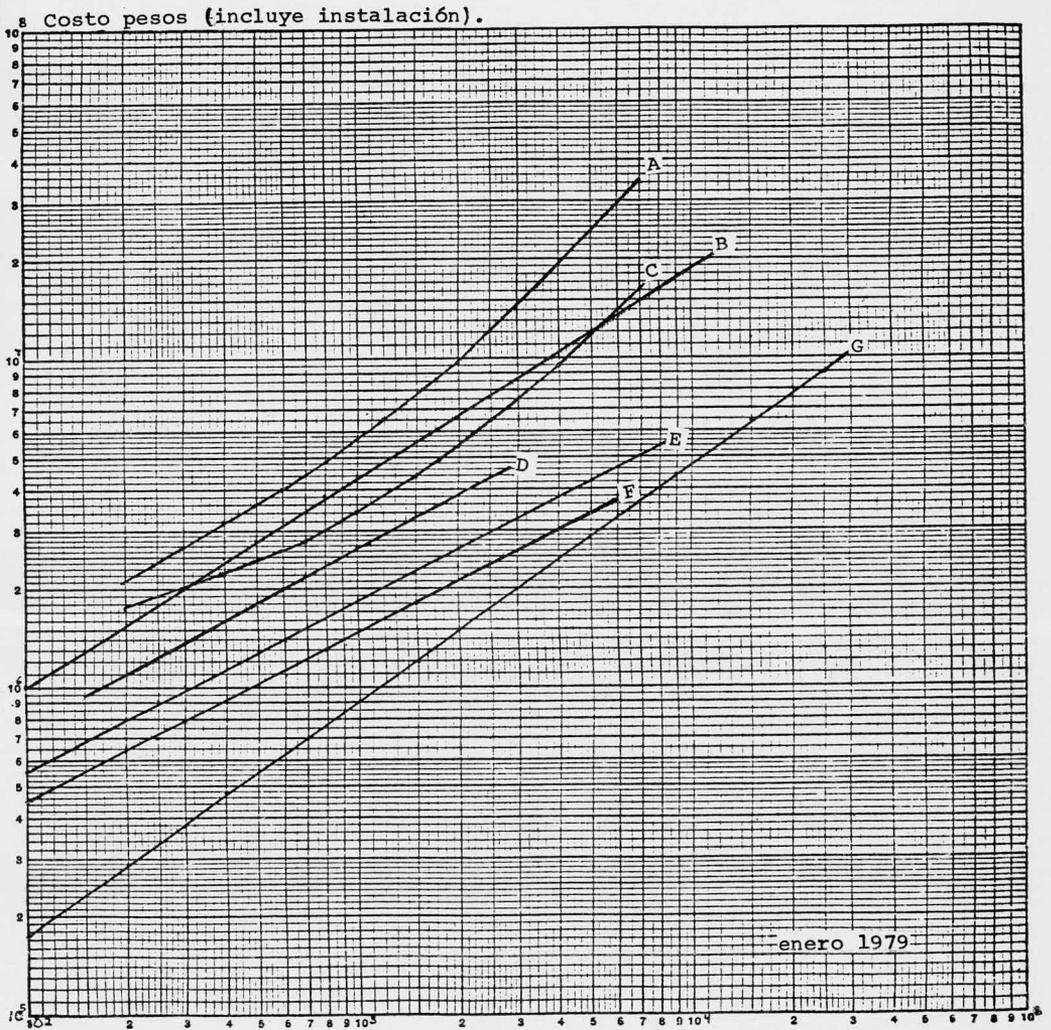
$$h_i = 0.0278 \frac{k}{7.25(10^{-2})} \left[ \frac{2.42 C_p \text{ Visc}}{k} \right]^{0.4} \left[ \frac{7.25(10^{-2})(8)}{2.42 \text{ Visc}} \right]^{0.8} \frac{(3600) d}{0.8}$$

$$h_i = 121.8891 (C_p \text{ Visc} / k)^{0.4} (d/\text{Visc})^{0.8} k$$

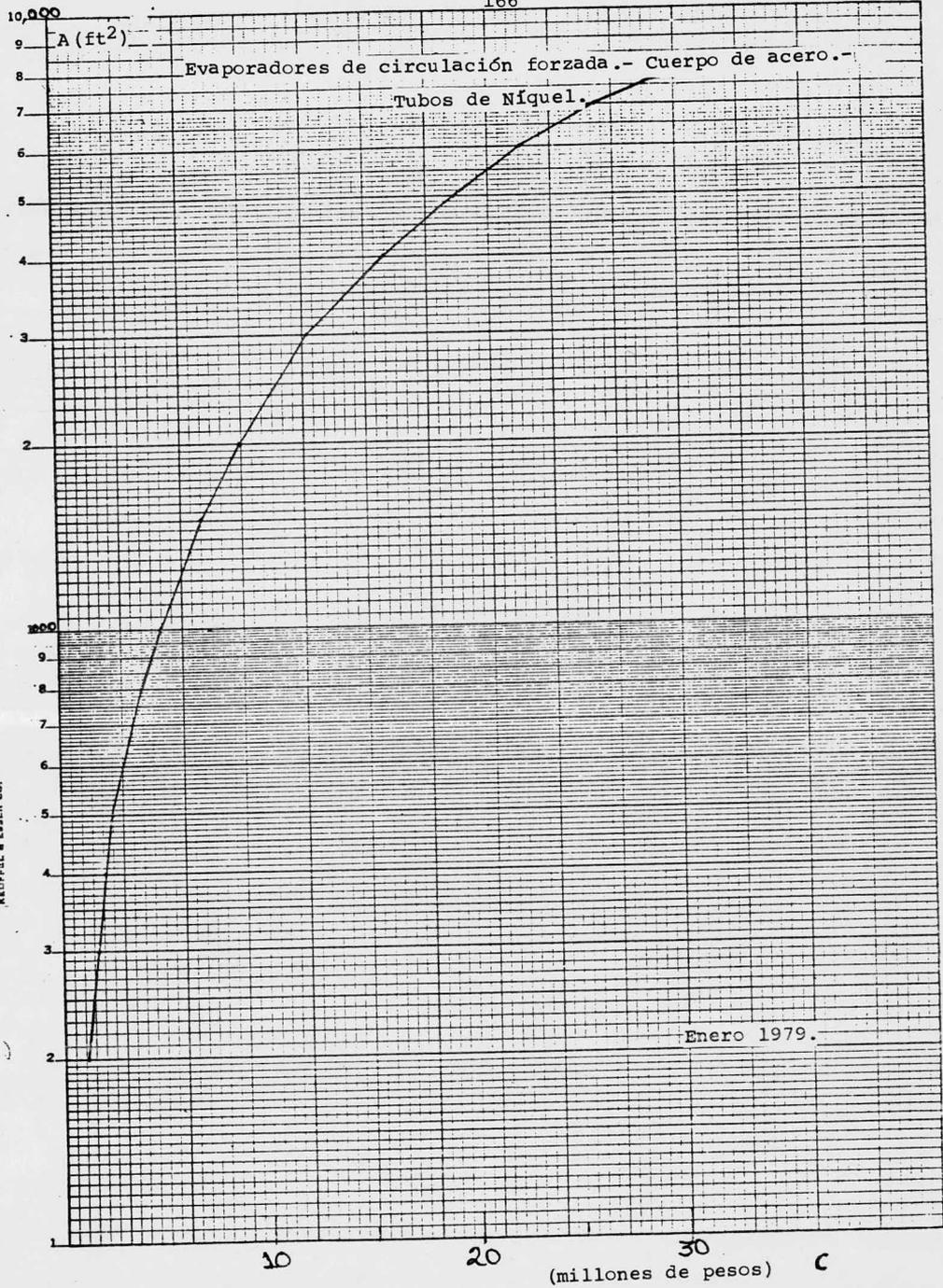
## APENDICE 5

Costos de evaporadores en enero de 1979, incluyendo el costo -  
de instalación.

- A.- Evaporador de circulación forzada con tubos de níquel.
- B.- Evaporador de tubos verticales estandar o tipo cesta,  
con tubos de plomo.
- C.- Evaporador de circulación forzada con tubos de cobre.
- D.- Evaporador de tubos largos verticales de cobre.
- E.- Evaporador de tubos verticales estandar o tipo cesta,  
con tubos de cobre.
- F.- Evaporador estandar con tubos horizontales de cobre.
- G.- Evaporador de tubos largos verticales de acero.



Area total de transferencia de calor, ft<sup>2</sup>.



KEUFFEL & ESSER CO.

De la gráfica anterior se obtuvo la siguiente correlación por el método de mínimos cuadrados:

$$C = \exp (-0.4689 + 0.8822 \ln A)$$

donde:

C Costo del equipo en millones de pesos.

A Area de transferencia de calor del equipo en cientos de ft<sup>2</sup>.

Los coeficientes de correlación y determinación son:

$$R = 0.9989$$

$$D = 0.9977$$

$$CE \left( \frac{\text{pesos}}{\text{evap}} \right) = \exp ( - 0.4689 + 0.8822 \ln (A \text{ ft}^2 / 100) ) 10^6$$

## INDICE 6

Costos variables y costo total anual de operación.

Considerando que el costo variable más significativo es el -- costo de vapor de calentamiento que actualmente puede estimar se en 30 pesos/Ton:

$$CO = S (\text{lb. vapor} / \text{hr} ) (\text{Ton}/2200 \text{ lb.}) (30 \text{ pesos} / \text{Ton}) (8000 \text{ hr/año})$$

Esto es asumiendo que el tiempo de operación anual es de 8000 hrs.

$$CO = 109 \text{ S} (\text{pesos} / \text{año})$$

$$CE = \exp (0.8822 \ln(A/100) - 0.4689) (10^6) (N)$$

Los costos fijos de operación representan aproximadamente el 19% de la inversión inicial (CE), que corresponden 10% a -- depreciación y 9% a mantenimiento.

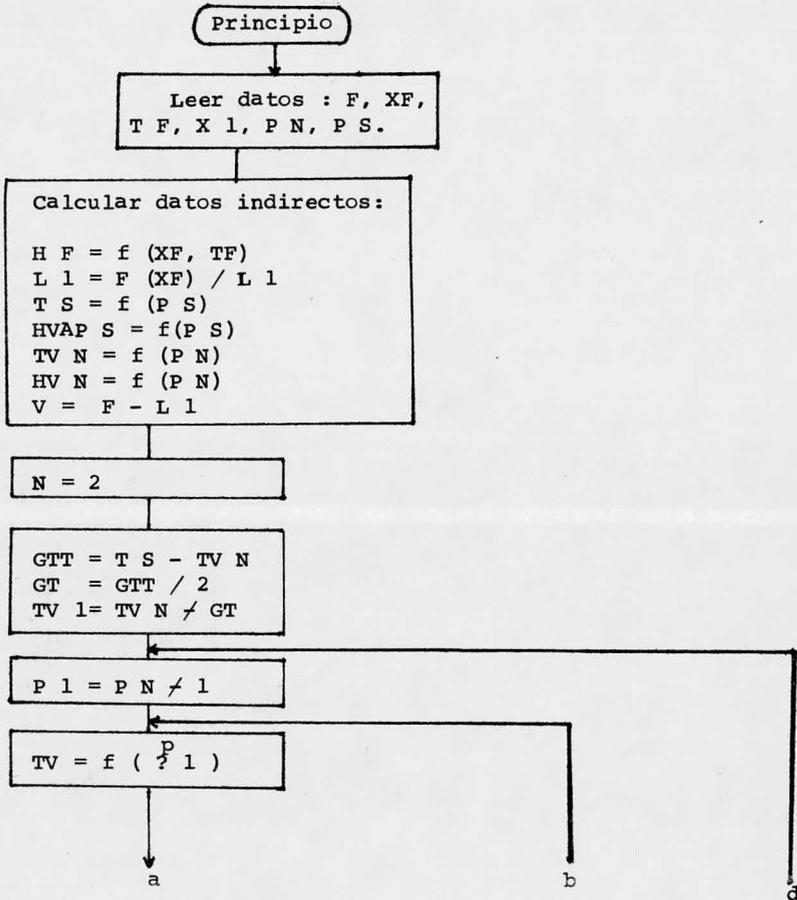
$$CF = 0.19 \text{ CE}$$

El costo total anual de operación es la suma de los cos - tos fijos y los costos variables:

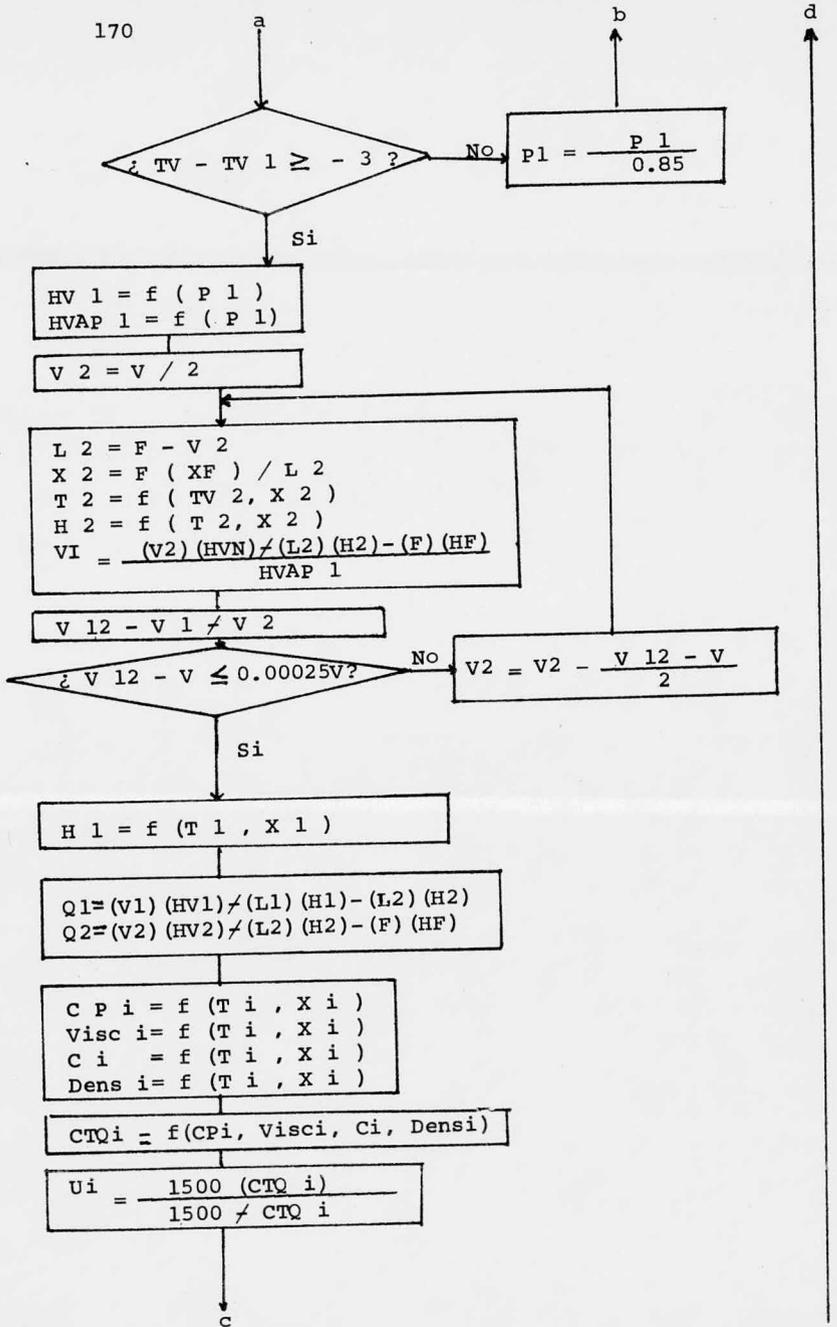
$$CT = 0.19 \text{ CE} + CO$$

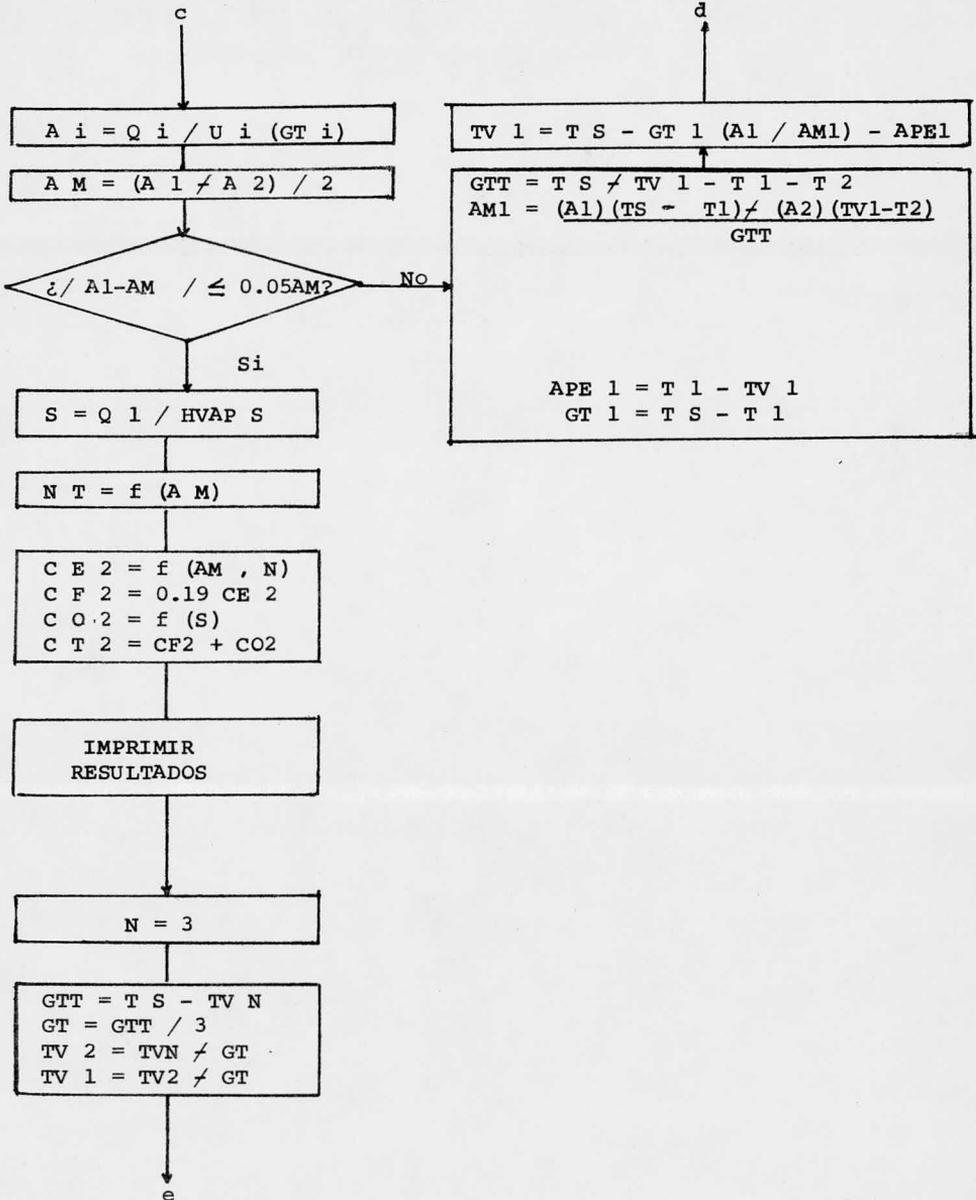
## INDICE 7

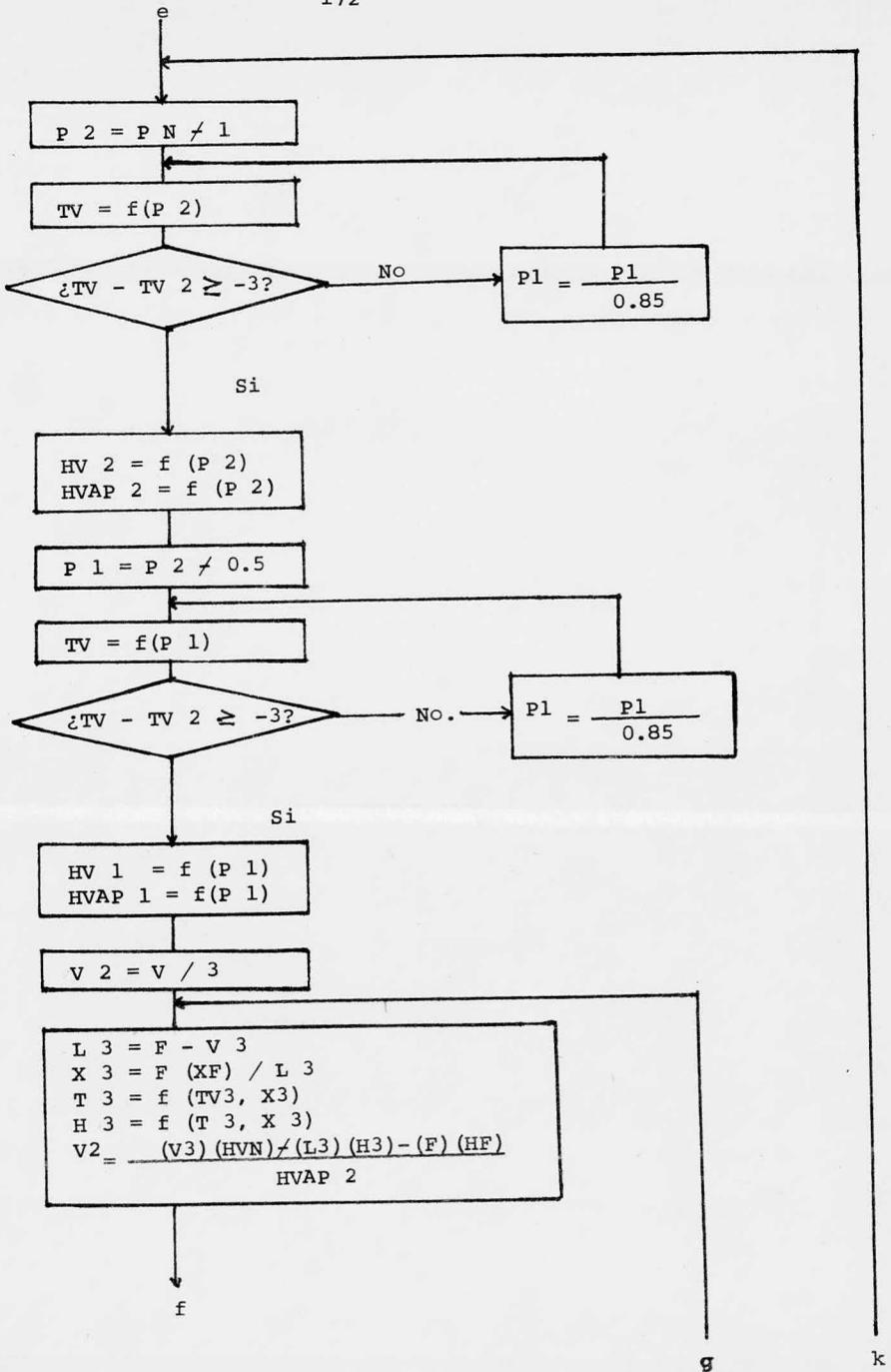
## Diagrama de flujo



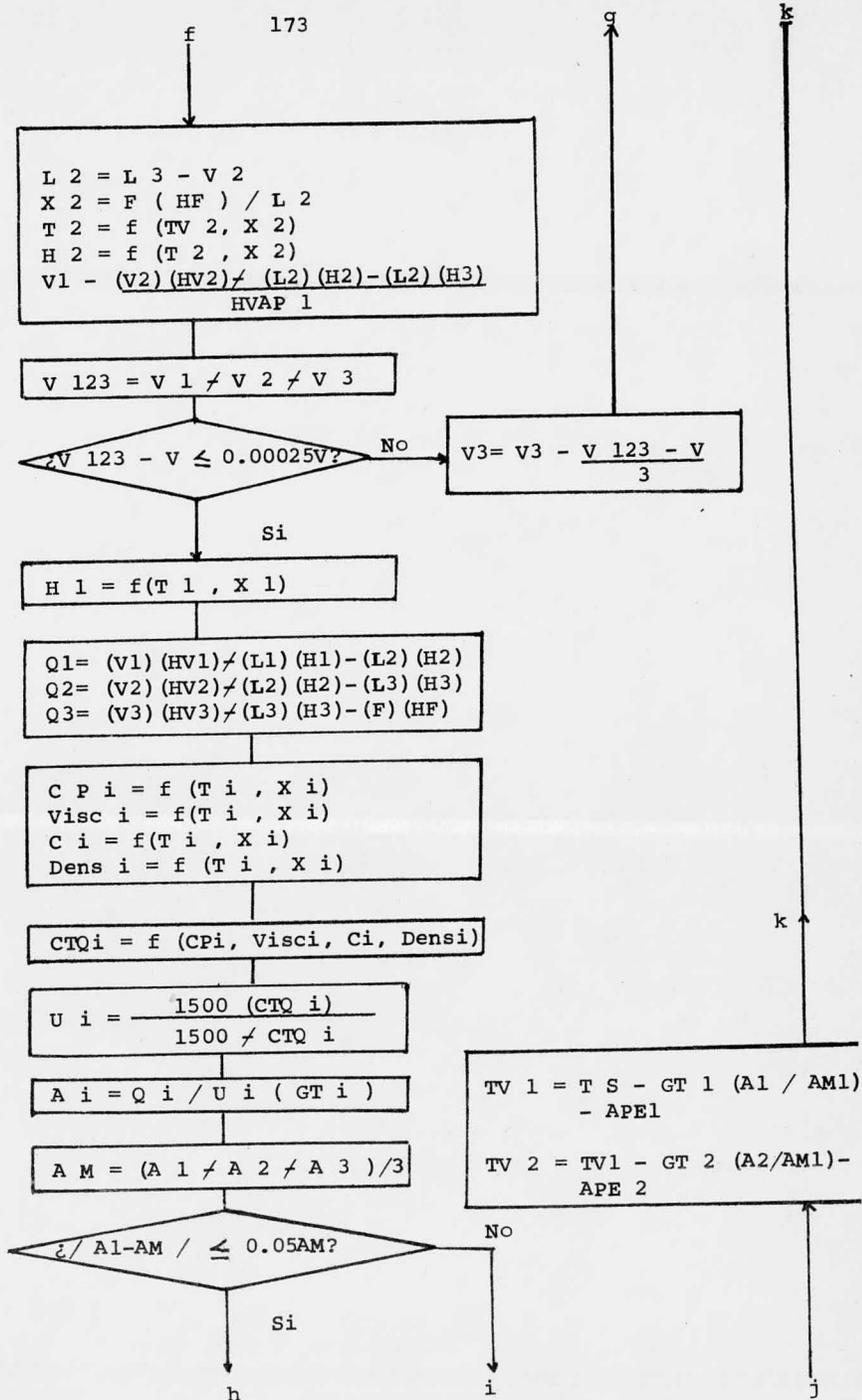
170

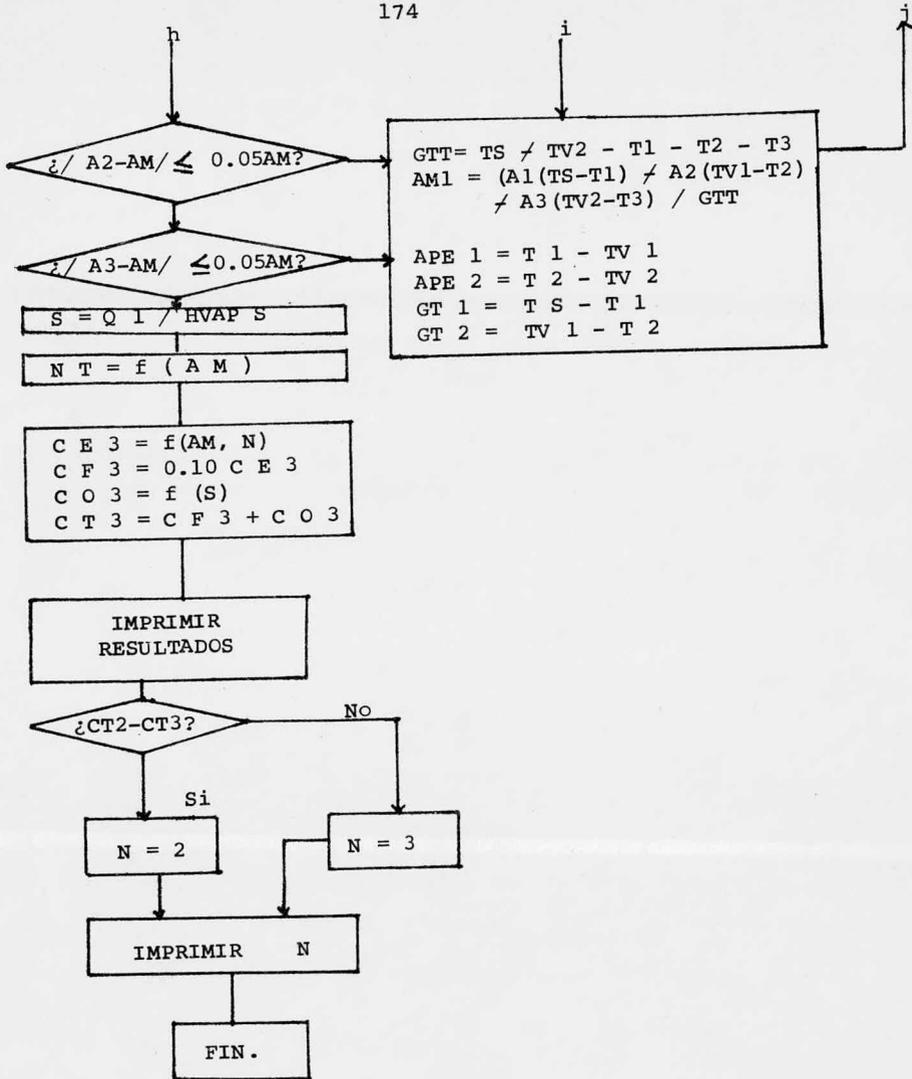






173





C

MARIA CRUZ CISNEROS ARAJUU  
 EVAPORADORES DE MULTIPLE EFECTO EN CONTRACORRIENTE

REA(5,1)F\*XF\*TF\*X1\*FN\*PS

```

1 FORMAT(F10.1,F0.2,F6.0,FA.2,F8.2,F8.2)
H1=2.1968+(.8722*TF)-(3.3633*XF)+(0.882*XF**2)
L1=F*XF*X1
T1=99.1855+(.7493*PS)+(37.6441*ALOG(PS))
HVA=PS*1006.1503-(2.9403*PS)+(3.7817L-2*PS**2)-(2.2853E-4*PS**3)
TVN=99.1855+(.7493*PN)+(37.6481*ALOG(PN))
HVN=1102.8820+(6.5881*P4)-(2.922*P1**2)+(4.722JL-3*PN**3)
V=F-L1
N=2
GIT=TS-TVN
GI=IT/M
TV1=TVN+GI
DU 1001T = 2,10
DU 1003K = 2,10
T1=36.7942+(1.0724*TV1)+(2.01*X1)
TF=(TS-T1*10)99.100,100
99 TV1=TV1-1
1003 CLNTINUF
100 F1=PN+1
DU 1004TI = 2,10
TV=99.1855+0.7493*P1+37.6481*ALOG(P1)
TF(TV=1,TV1=3)101,102,102
101 P1=1/0.85
102 HV1=1102.8820+(6.5881*P1)-(2.922*P1**2)+(4.722JL-3*P1**3)
1004 CLNTINUF
HVA=1040.6914-(9.4085*F1)+(4.033*1**2)-(6.5774E-3*P1**3)
HVA=1040.6914-(9.4085*F1)+(4.033*1**2)-(6.5774E-3*P1**3)
DU 1005JU = 2,10
L2=F-V2
XZ=F*XF/L2
LZ=36.7942+(1.0724*TVN)+(2.01*X2)
H2=2.1968+(.8722*T2)-(3.3633*X2)+(0.882*X2**2)
V1=(V2+HVN+L2*H2-I*HF)/HVA*P1
V12=V1+V2
103 IF(V12-1.00025*V)104,104,103
1005 V2=V2-(V12-V)/2
104 CLNTINUF
H1=2.1968+(.8722*T1)-(3.3633*X1)+(0.882*X1**2)
GI=(V1+HVA+L1*H1-L2*H2)
QZ=(V2+HVN+L2*H2-F*HF)
CF1=.8870+(5.0113L-4*T1)-(1.2534L-6*T1**2)-(8.712E-4*X1)
*-(4.638F-5*X1**2)
CF2=.8870+(5.0113L-4*T2)-(1.2534L-6*T2**2)-(8.712E-4*X2)
*-(4.638F-5*X2**2)
V1SC1=FXF(9.3302-(2.3368*ALOG(T1))-(0.172*(ALOG(T1)**2))
*+1.1711*ALOG(X1))
V1SC2=FXF(9.3302-(2.3368*ALOG(T2))-(0.172*(ALOG(T2)**2))
*+1.1711*ALOG(X2))
C1=.3015+(8.2652L-4*T1)-(1.6749E-6*T1**2)+(1.2521L-3*X1)
*-(1.5404E-5*X1**2)
C2=.3015+(8.2652L-4*T2)-(1.6749E-6*T2**2)+(1.2521L-3*X2)
*-(1.5404E-5*X2**2)
DLNS1=67.1087-(0.0307*T1)+(7.1446E-6*T1**2)+(6.2644*X1)
    
```

C OLC:000C15  
 C OLC:000E15  
 C START OF SEGMENT  
 C OLC:000C10  
 C OLC:000E10  
 C OLC:0006 LARG





```

G1=IS-TVN
G1=417/N
TV2=TVN+GT
TV1=TV2+GT
DU 1006KK = 2*10
T1=-36.3942+(1.0724*TV1)+(2.0100*X1)
P2=PN*1
DU 1010JK = 2*10
TV=99.1885+0.7493*P2+37.6481*ALOG(P2)
I=(TV-TV2+3)109.110,110
P2=P2/.P5
109
1010
110
CONTINUE
HV2=1102.8820+(6.5881*P2)-(4.922*P2**2)+(4.7223L-3*P2**3)
HVA P2=1040.6914-(9.4065*P2)+(4.033*P2**2)-(6.5774L-3*P2**3)
P1=P2+.5
DU 1011KI = 2*10
TV=99.1885+0.7493*P1+37.6481*ALOG(P1)
I=(TV-TV1+3)111.112,112
P1=P1/.P5
111
1011
112
CONTINUE
HV1=1102.8820+(6.5881*P1)-(4.922*P1**2)+(4.7223L-3*P1**3)
HVA P1=1040.6914-(9.4065*P1)+(4.033*P1**2)-(6.5774L-3*P1**3)
VJ=V/3
DU 1012KJ = 2*10
LJ=V/3
XJ=F*XF/L3
TJ=-36.3942+(1.0724*TVN)+(2.01*XJ)
HJ=2.1968+(.8722*TJ)-(3.3633*XJ)+(0.882*XJ**2)
VZ=(V3+HVN+L3*H3-F*HF)/HVA P2
LZ=L3-V3
XZ=F*XF/L2
TZ=-36.3942+(1.0724*TV2)+(2.01*XZ)
HZ=2.1968+(.8722*TZ)-(3.3633*XZ)+(0.882*XZ**2)
V1=(V2+HV2+L2*H2-L3*F3)/HVA P1
V123=V1+V2+V3
I=(V123-1.00023*V)114*114*114
VJ=V3-(V123-V)/3
1012
114
CONTINUE
H1=2.1968+(.8722*T1)-(3.3633*X1)+(0.882*X1**2)
G1=(V1+HV1+L1*H1-L2*F2)
Q2=(V2+HV2+L2*H2-L3*F3)
Q3=(V3+HVN+L3*H3-F*HF)
CF1=.68304*(5.0113L-4*T1)-(1.2534E-6*T1**2)-(8.712E-4*X1)
*CF1=.68304*(5.0113L-4*T1)-(1.2534E-6*T1**2)-(8.712E-4*X1)
*CF2=.68304*(5.0113L-4*T2)-(1.2534E-6*T2**2)-(8.712E-4*X2)
*CF3=.68304*(5.0113L-4*T3)-(1.2534E-6*T3**2)-(8.712E-4*X3)
*CF4=.638F-5*X3**2)
V1SC1=FYF(9.3302*(2.3368*ALOG(T1))-(0.0172*(ALOG(T1)**2))
**1.1711*ALOG(A1)))
V1SC2=FYF(9.3302*(2.3368*ALOG(T2))-(0.0172*(ALOG(T2)**2))
**1.1711*ALOG(X2)))
V1SC3=FYF(9.3302*(2.3368*ALOG(T3))-(0.0172*(ALOG(T3)**2))
**1.1711*ALOG(X3)))
C1=(1.3015+(8.2032E-4*T1)-(1.6749E-6*T1**2)+(1.2021E-3*X1)
*(1.5406L-5*X1**2)
C2=(1.3015+(8.2032E-4*T2)-(1.6749E-6*T2**2)+(1.2021E-3*X2)
*(1.5406L-5*X2**2)
C3=(1.3015+(8.2032E-4*T3)-(1.6749E-6*T3**2)+(1.2021E-3*X3)
*(1.5406L-5*X3**2)
DENS1=47.1087-(0.0307*T1)+(7.1446E-6*T1**2)+(0.6204*X1)

```

```

C 002:0101CFF:1
C 002:0101DCC:3
C 002:0101L01:3
C 002:0101L02:3
C 002:0101L03:3
C 002:0101L04:3
C 002:0101L05:3
C 002:0101L06:3
C 002:0101L07:3
C 002:0101L08:3
C 002:0101L09:3
C 002:0101L10:3
C 002:0101L11:3
C 002:0101L12:3
C 002:0101L13:3
C 002:0101L14:3
C 002:0101L15:3
C 002:0101L16:3
C 002:0101L17:3
C 002:0101L18:3
C 002:0101L19:3
C 002:0101L20:3
C 002:0101L21:3
C 002:0101L22:3
C 002:0101L23:3
C 002:0101L24:3
C 002:0101L25:3
C 002:0101L26:3
C 002:0101L27:3
C 002:0101L28:3
C 002:0101L29:3
C 002:0101L30:3
C 002:0101L31:3
C 002:0101L32:3
C 002:0101L33:3
C 002:0101L34:3
C 002:0101L35:3
C 002:0101L36:3
C 002:0101L37:3
C 002:0101L38:3
C 002:0101L39:3
C 002:0101L40:3
C 002:0101L41:3
C 002:0101L42:3
C 002:0101L43:3
C 002:0101L44:3
C 002:0101L45:3
C 002:0101L46:3
C 002:0101L47:3
C 002:0101L48:3
C 002:0101L49:3
C 002:0101L50:3
C 002:0101L51:3
C 002:0101L52:3
C 002:0101L53:3
C 002:0101L54:3
C 002:0101L55:3
C 002:0101L56:3
C 002:0101L57:3
C 002:0101L58:3
C 002:0101L59:3
C 002:0101L60:3
C 002:0101L61:3
C 002:0101L62:3
C 002:0101L63:3
C 002:0101L64:3
C 002:0101L65:3
C 002:0101L66:3
C 002:0101L67:3
C 002:0101L68:3
C 002:0101L69:3
C 002:0101L70:3
C 002:0101L71:3
C 002:0101L72:3
C 002:0101L73:3
C 002:0101L74:3
C 002:0101L75:3
C 002:0101L76:3
C 002:0101L77:3
C 002:0101L78:3
C 002:0101L79:3
C 002:0101L80:3
C 002:0101L81:3
C 002:0101L82:3
C 002:0101L83:3
C 002:0101L84:3
C 002:0101L85:3
C 002:0101L86:3
C 002:0101L87:3
C 002:0101L88:3
C 002:0101L89:3
C 002:0101L90:3
C 002:0101L91:3
C 002:0101L92:3
C 002:0101L93:3
C 002:0101L94:3
C 002:0101L95:3
C 002:0101L96:3
C 002:0101L97:3
C 002:0101L98:3
C 002:0101L99:3
C 002:0101L100:3

```







SISTEMA EN DOBLE EFECTO-CONTRACORRIENTE  
SOLUCION DE SODA CAUSTICA

ALIMENTACION=ULTIMO EFECTO

FLUJO= 100000.0 LB/HR CONCENTRACION= 10.00 POR CIENTO EN PESO TEMPERATURA= 100. GDLS F

ALIMENTACION=PRIMER EFECTO

FLUJO= 51697.0 LB/HR CONCENTRACION= 10.21 POR CIENTO EN PESO TEMPERATURA= 132. GDLS F

DESCARGA=PRIMER EFECTO

FLUJO= 20000.0 LB/HR CONCENTRACION= 50.00 POR CIENTO EN PESO TEMPERATURA= 244. GDLS F

PRIMER EFECTO

PRESION= 5.75 PSIA EVAPORACION= 41611.0 LB/HR CARGA TERMICA= 47142438. BTU/HR

SEGUNDO EFECTO

PRESION= 2.00 PSIA EVAPORACION= 38302.2 LB/HR CARGA TERMICA= 41556619. BTU/HR

PRESION DEL VAPOR DE CALENTAMIENTO= 50.00 PSIA

VAPOR DE CALENTAMIENTO NECESARIO= 51013.3 LB/HR

AREA DE TRANSFERENCIA= 1463. FT CUAD/EVAP NUMERO DE TUBOS= 699. TUBOS

INVERSION TOTAL= 13346918. PESOS

COSTO FIJOS ANUALES= 2535715. PESOS

COSTO DE OPERACION ANUAL= 5565046. PESOS

COSTO TOTAL ANUAL= 8100560. PESOS

SISTEMA EN TRIPLE EFECTO-CENTRALCORRIENTE  
SOLUCION DE SISA CAUSTICA

ALIMENTACION-ULTIMO EFECTO

FLUJO= 100000.0 LB/HR CONCENTRACION= 10.00 POR CIENTO EN PLSO TEMPERATURA= 100.00 CLS F

ALIMENTACION-SEGUNDO EFECTO

FLUJO= 75901.0 LB/HR CONCENTRACION= 13.13 POR CIENTO EN PLSO TEMPERATURA= 126.00 CLS F

ALIMENTACION-PRIMER EFECTO

FLUJO= 49505.0 LB/HR CONCENTRACION= 20.20 POR CIENTO EN PLSO TEMPERATURA= 162.00 CLS F

DESCARGA-PRIMER EFECTO

FLUJO= 20000.0 LB/HR CONCENTRACION= 50.00 POR CIENTO EN PLSO TEMPERATURA= 261.00 CLS F

PRIMER EFECTO

PRESION= 7.72 PSIA EVAPORACION= 29157.4 LB/HR CARGA TERMICA= 33325983.0 BTU/HR

SEGUNDO EFECTO

PRESION= 3.53 PSIA EVAPORACION= 26395.1 LB/HR CARGA TERMICA= 28848639.0 BTU/HR

TERCER EFECTO

PRESION= 2.00 PSIA EVAPORACION= 24090.4 LB/HR CARGA TERMICA= 26717621.0 BTU/HR

PRESION DEL VAPOR DE CALENTAMIENTO= 50.00 PSIA

VAPOR DE CALENTAMIENTO NECESARIO= 36062.4 LB/HR

AREA DE TRANSFERENCIA= 1655.00 CUAD/LEVAP NUMERO DE TUBOS= 790.00 TUBOS

INVERSION TOTAL= 22321042.00 PESOS

COSTO FIJO ANUALES= 424098.00 PESOS

COSTO DE OPERACION ANUAL= 3934048.00 PESOS

COSTO TOTAL ANUAL= 8175046.00 PESOS

EL NUMERO OPTIMO DE EFECTOS ES: 2.



## BIBLIOGRAFIA

- 1.- Introducción a la Ingeniería Química - Badger & Banchemo.-  
Mc. Graw Hill Book Company, Inc.- 1964.
- 2.- Procesos de Transferencia de Calor.- Donald Q. Kern.- Mc.-  
Graw-Hill Book Company, Inc.- 1977.
- 3.- Chemical Engineers' Handbook.- John H. Perry.- Mc. Graw- -  
Hill Book Company, Inc.- 1974.
- 4.- Principles of Unit Operations.- A. Foust, L. Wenzel, C. -  
Clump, L. Maus, L. Andersen.- John Wiley & Sons, Inc.- -  
1960.
- 5.- Unit Operations of Chemical Engineering.- W. Mc. Cabe, J.-  
Smith.- Mc. Graw-Hill Company, Inc.- 1972.
- 6.- Heat Transmission.- W. H. Mc.Adams.- McGraw-Hill Company,-  
Inc. 1954.
- 7.- Manual para Ingenieros Azucareros.- E. Hugot.- C.E.C.S.A.
- 8.- Unit Operations.- Brown & Associates.- John Wiley & Sons,-  
Inc.- 1960.
- 9.- Principles of Chemical Engineering.- Walker, Lewis, Mc. --  
Adams, Gilliland Mc.Graw-Hill Company.
- 10.- Chemical Engineering Vol 1.- J. M. Coulson & J.F. Richard-  
son.- Pergamon Press.
- 11.- Heat Transfer.- The Late Max. Jakob.- John Wiley & Sons, --  
Inc.- 1959.
- 12.- Encyclopedia of Chemical Technology.- Kirk-Othmer.- Inters  
cience.
- 13.- Encyclopedia of Science and Technology.- Mc.Graw-Hill.
- 14.- Plant Design and Economics for Chemical Engineers.- Peters  
and Timmerhaus.- Mc.Graw-Hill.- 1968.

- 15.- Applied Process Design for Chemical and Petrochemical - Plants. Ernest E. Ludwig Vol. 1.- Gulf.
- 16.- Applied Numerical Methods for Digital Computation with- Fortran.- M. L. James, G.M. Smith, J. C. Wolford.- In - ternational Textbook Company.- 1967.
- 17.- Digital Computing & Numerical Methods.- B. Carnahan, -- J. O. Wilkes, Jonh Wiley & Sons, Inc.
- 18.- Standiford, F.C., Chem. Eng., Dec. 9, 1963, p. 158.
- 19.- Mallison, J. H., Chem. Eng., Sep. 2, 1963, p. 75.
- 20.- Coates, Pressburg, B. S., Chem. Eng., Feb. 22, 1960, p. 139.
- 21.- Parker, N. H., Chem. Eng., July 22, 1963, p. 135.
- 22.- Coates, Pressburg. B. S., Chem. Eng., Mar. 21, 1960, p. 157.
- 23.- Orden, E. C., Chem. Eng. April 24, 1967, p. 159. ✱
- 24.- Fragen y Badger, Ind. Eng. Chem. 28, 1936, p. 534.
- 25.- Coulson y Mc Neely, Trans. Inst. Chem. Engrs., 34, 1956, p. 247.
- 26.- Foust, Baker y Badger, Ind. Eng. Chem., 31, 1939, p. 206.
- 27.- Riedel, Chem. Ing. Tech., 23: 62, 1951, p. 467.

