

15
24



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO

FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES
CUAUTITLAN

**“DISEÑO DE EQUIPO
DE EVAPORACION”**

T E S I S

QUE PARA OBTENER EL TITULO DE:

INGENIERO MECANICO ELECTRICISTA

P R E S E N T A :

Miranda Baena Victor Manuel



Universidad Nacional
Autónoma de México



UNAM – Dirección General de Bibliotecas Tesis Digitales Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS © PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

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

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

I N D I C E

INTRODUCCION	1
CAPITULO I.- Descripción de la Operación de la Evaporación	2
1.1.- Destilación-Aparato	2
1.2.- Vaporización Procesos de Vaporización..	9
a) Circulación forzada	
b) Circulación natural	
1.3.- Evaporación	15
CAPITULO II.- Tipos de Evaporadores y sus Aplicaciones Industriales . .	16
2.1.- Evaporador Batch (Intermitente)	16
2.2.- Evaporador de Circulación Natural	18
a) Evaporador de tubos horizontales	
b) Evaporador de tubos verticales	
c) Evaporador de tubos largos verticales	
2.3.- Evaporador de Película Tubular Ascendente	25
2.4.- Evaporador de Película Descendente Tubular	25
2.5.- Evaporador de Película Descendente-Ascendente.	27
2.6.- Evaporador de Circulación Forzada	27
2.7.- Evaporador de Película Agitada	32
2.8.- Evaporador de Placas.	32
a) Evaporador de película ascendente/descendente.	
b) Evaporador de película descendente	
c) Evaporador Paravap	
d) Evaporador Paraflash	
2.9.- Evaporador de Flujo Libre	36

CAPITULO III Balance de Masa y Térmico 42

- a) Balance de masa
- b) Determinación de la temperatura media de ebullición.
- c) Evaporador de múltiple efecto
- d) Descripción del proceso de evaporación de A.P.V.

CAPITULO IV Diseño de Sistemas de Evaporación. 53

4.1.- Suposición del Coeficiente Global de Diseño 53

4.2.- Diferencia Media de Temperatura 54

4.3.- Cálculo de Area de Transferencia 56

4.4.- Determinación y Ajuste del Arreglo 57

- a) Cálculo de la velocidad

4.5.- Cálculo de los Coeficientes de Transferencia. 58

- a) Cálculo del coeficiente de ebullición.

- Ebullición.
- Tipos de ebullición
- Ebullición nucleada
- Ebullición nucleada/película
- Ebullición de película
- Ebullición de circulación forzada

- b) Transferencia de calor con ebullición.

- Régimen I
- Régimen II
- Régimen III
- Régimen IV
- Régimen V
- Régimen VI

- c) Ebullición de película estable
- d) Transferencia desde el medio calentamiento
 - Convección forzada
 - Convección forzada en tubos
 - Régimen laminar
 - Régimen turbulento
- e) Coeficiente de transferencia en condensación
 - Condensación de vapores (puros)
 - Condensación en tubos verticales y horizontales.
- f) Cálculos del coeficiente total de transferencia.

CAPITULO V.- APENDICE (Propiedades físicas de algunos productos).....	73
Conclusiones	89
Bibliografía	90

El tratamiento de algunas operaciones comunes en la Industria Química, en el campo de los Ingenieros Mecánicos y de los Ingenieros Químicos, puede ser aplicado a una industria como la de alimentos.

Esta industria presenta problemas importantes debidos esencialmente a la sensibilidad térmica de los productos manejados, a las altas necesidades de higiene en equipos y plantas y al continuo mantenimiento requerido para garantizar la ausencia absoluta de contaminación.

Operaciones como la evaporación; deben hacerse en la industria alimentaria a la mayor rapidez posible, a la menor temperatura posible, en las condiciones más higiénicas y desde luego con la mayor economía posible.

Es interesante analizar los campos de la mecánica y de la química en la industria alimentaria y analizar y discutir los problemas y posibilidades que esta rama industrial presenta, así como las soluciones posibles y los equipos más convenientes.

Otras operaciones también observarán para la industria alimentaria, características especiales como la evaporación y deberán ser tratadas tomando en cuenta la naturaleza y destino de los productos manejados y las condiciones óptimas de procesamiento.

La evaporación es solamente un ejemplo de una de las operaciones de acondicionamiento y conservación más eficaces dentro de los alimentos líquidos y se aplica a la concentración de productos lácteos, concentración de jugos y nectares, producción de pulpas y como proceso inicial en la producción de concentrados en polvo.

Este trabajo trata de establecer una relación de las diferentes disciplinas que intervienen en el diseño, selección y operación económica de equipos de evaporación para la industria de alimentos en un intento de integración a dichas disciplinas.

CAPITULO 1. DESCRIPCION DE LA OPERACION DE LA EVAPORACION.

"La operación de evaporación involucra un cambio de estado de líquido a vapor pero tiene un fin específico que es concentrar una solución o una suspensión.

Para aclarar este concepto existen otras operaciones que contienen un cambio de estado líquido a vapor como son: La destilación, la vaporización; aunque con otras finalidades. Se comparan estas dos con la evaporación.

	OPERACION	MATERIA PRIMA	FINALIDAD
TEMA 1.1.	Destilación	Mezcla de dos líquidos, miscibles.	Separación de dos líquidos (Purificación).
1.2.	Vaporización	Un líquido puro	Cambiar el líquido a vapor.
1.3.	Evaporación	Una solución ó una suspensión.	Concentrar la solución o la suspensión.

La sustancia importante en la evaporación es la solución ó la suspensión que se concentra, excepto en algunos casos en los que se desea la recuperación del solvente, por ejemplo:

La obtención del agua pura a partir de agua de mar.

En ocasiones la concentración de la solución llega a niveles tan altos que el sólido que contiene cristaliza y se puede separar de la solución por ejemplo:

Obtención de azúcar en los ingenios.

TEMA 1.1.- Destilación.

La diferencia de composición de equilibrio entre las fases vapor y líquido - puede utilizarse para separar determinados componentes o mezclas de éstos, de un modo muy parecido a como se aplica la diferencia de composición entre dos fases líquidas en la extracción líquido-líquido. Análogamente - - - - -

el equipo industrial utilizado en las operaciones de transferencia vapor-líquido se proyecta de modo que sea posible el íntimo contacto entre ambas fases, así como su separación y manipulación posteriores.

Destilación.- Se define específicamente como la operación para separar los vapores desprendidos por los líquidos, por ejemplo, al calentarlos en una retorta ó alambique, y condensarlos de nuevo. Comprende por tanto la vaporización y la condensación.

Las operaciones de transferencia vapor-líquido que dependen de la destilación, como la producción del vapor y del líquido a partir del producto en tratamiento, se denominan también destilaciones.

Estas operaciones se subdividen en destilación, absorción y desorción. Esta subdivisión es arbitraria. En efecto se realizan en el mismo aparato y, con frecuencia, de modo simultáneo, estando gobernadas por las mismas relaciones fundamentales.

APARATOS:

El dispositivo más sencillo para destilar una mezcla consiste en un burbujeador de regadera o tubo perforado, situado en el fondo del depósito que contiene al líquido. Las burbujas de vapor atraviesan el líquido en su desplazamiento hacia la superficie libre de éste, donde se desprenden y separan, saliendo del recipiente por un conducto.

El líquido puede cargarse y descargarse de modo continuo en el depósito, si se trabaja en operación continua. En general, este dispositivo es adaptable a las condiciones en pequeña escala, donde no resulta necesario un contacto muy eficaz; su mayor limitación se debe al hecho de que no se obtienen las ventajas del flujo en contracorriente, y de que sólo existe una oportunidad para acercarse al punto de equilibrio. Las regaderas o distribuidores se utilizan, con frecuencia, para el calentamiento o la desorción de los componentes más volátiles de líquidos orgánicos, o para la absorción por el líquido de compuestos volátiles llevados por el gas.

Una cámara de rocío consiste en un recipiente atravesado por vapores, generalmente desde el fondo hacia la cúspide, o de uno a otro lado del mismo, y en el cual el líquido se rocía mediante boquillas o regaderas instaladas en la parte superior o lateralmente. El líquido, después de haber estado en contacto con el vapor, se reúne en el fondo de la cámara para su descarga. Estas cámaras se usan principalmente para la humidificación en el acondicionamiento del aire y para la separación de polvo de los gases (lavadores).

La llamada torre de placas ó platos constituye un aparato mucho más eficaz, puesto que permite establecer en contracorriente el flujo de los fluidos: líquido y vapor. Una construcción típica de este género la constituye una cámara vertical, dentro de la cual se han montado cierto número de placas circulares igualmente espaciadas, tal como se indica en la figura 1.1. A uno de los lados de cada placa se encuentra un tubo llamado tubo de retorno o bajante, destinado a permitir el paso del líquido desde una placa a la inmediata inferior. En el lado opuesto de la misma placa, se introduce el líquido por un conducto similar, procedente del piso inmediato superior.

Un plato con borboteadores está constituido por una placa que posee un cierto número de orificios, en los cuales van montados los tubos de subida, a través de los cuales ascienden los vapores procedentes de los platos inferiores. Cada una de estas salidas de vapor está cubierta por una campana o sombrerete, la cual va sujeta al tubo de subida por medio de una cruzeta u otro montaje adecuado. Los borboteadores están instalados de modo que exista espacio suficiente entre ellos y el tubo de subida para permitir el paso de los vapores. El borde inferior de la campana de borboteo suele ser dentado o aserrado, o la falda del sombrerete puede estar hendida por un cierto número de ranuras, tal como se indica en la Fig. 1.2.

Durante la operación, el vapor sube por la chimenea y es desviado hacia abajo por el sombrerete, descargándose en forma de pequeñas burbujas por las ranuras o entalladuras del borde situado bajo el nivel del líquido. El nivel del líquido en el platillo lo determina la altura del borde superior del tubo de retorno, el cual se encuentra 5 ó 6 cm. por encima de la parte superior de las ranuras de la campana de borboteo. La alimentación líquida llega al platillo de arriba, pasa por el mismo y cae por el conducto de bajada hacia el platillo inferior, mientras que los vapores pasan hacia arriba, borboteando en el líquido y mezclándose de modo íntimo con él, a causa de la dispersión

provocada por las ranuras de los sombreretes. Luego los vapores que escapan de la superficie libre del líquido ascienden al platillo inmediato superior. De este modo se establece un flujo en contra-corriente entre el líquido que pasa hacia abajo y los vapores que ascienden por la columna.

Los platos perforados son aquellos en los que el conjunto de sombreretes está reemplazados por unos pequeños orificios practicados en la placa, de dimensiones convenientes, como $3/16$ de pulgada (4.7 mm) de diámetro, y distribuidos en puntos equidistantes $1/2$ pulgada (12.5 mm). El paso de los vapores por los orificios impide que el líquido pueda escurrir por los mismos.

La construcción de los rebosaderos y tubos de bajada es idéntica a las de las columnas de sombreretes.

La operación con una columna de platos perforados en la transferencia vapor líquido, es análoga a la operación líquido-líquido, tal como se puede deducir de las Fig. 1.3 y 1.1.

TESIS CON FALLAS DE ORIGEN

6

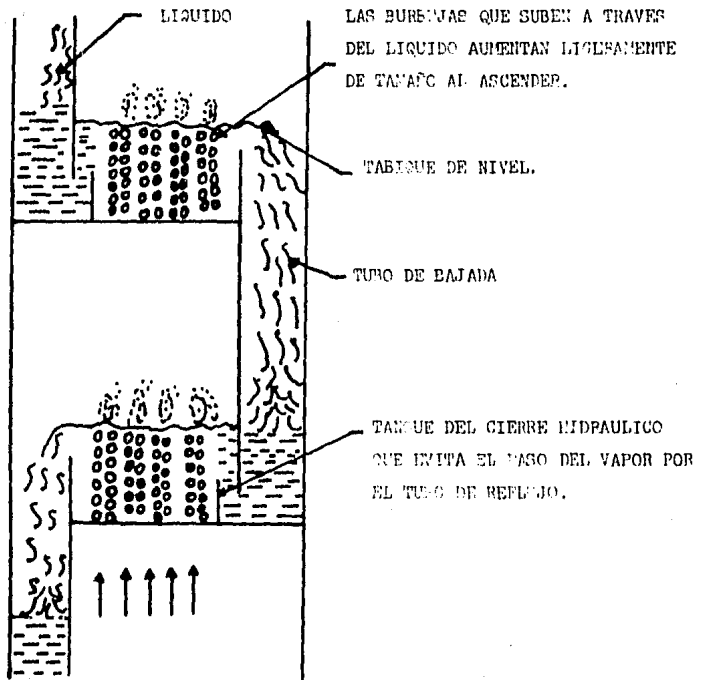


FIG. 1.1. REPRESENTACION ESQUEMATICA DE UNA TORRE DE PLATILLOS PPP-FOPANS CON INDICACION DE UN TUBO DE RETORNO DE LA FASE LIQUIDA.

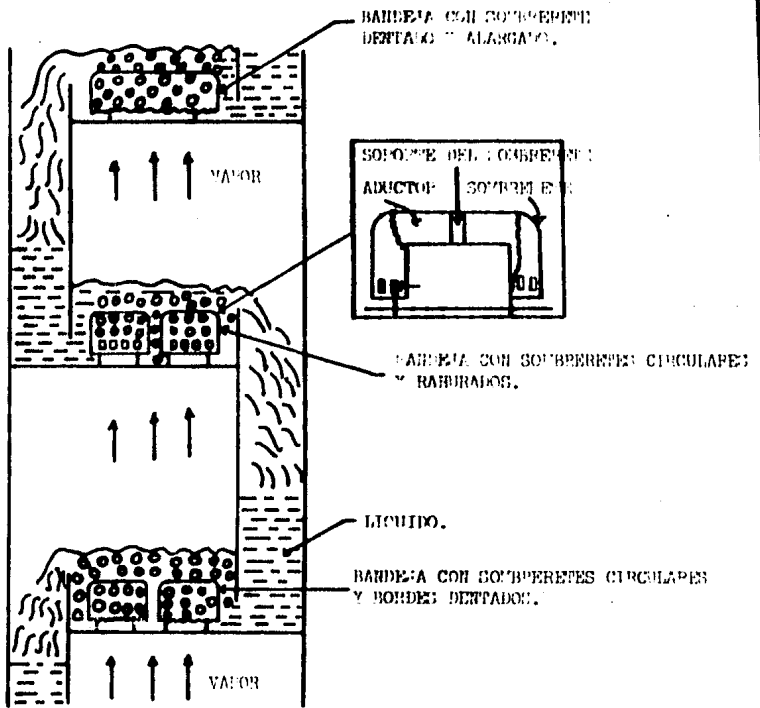


FIG. 1.0.- REPRESENTACION ESQUEMATICA DE UNA TORRE DE PLACUJOS CON SOBBERETE (CAMPANAS), CON INDICACION DE LOS DEFTADORES Y TUBOS DE PLACUJO. EN UNO DE LOS DEFTADORES LOS TIPOS DE CAMPANAS: DE BORDES DEFTADOS Y DE RAMURAS.

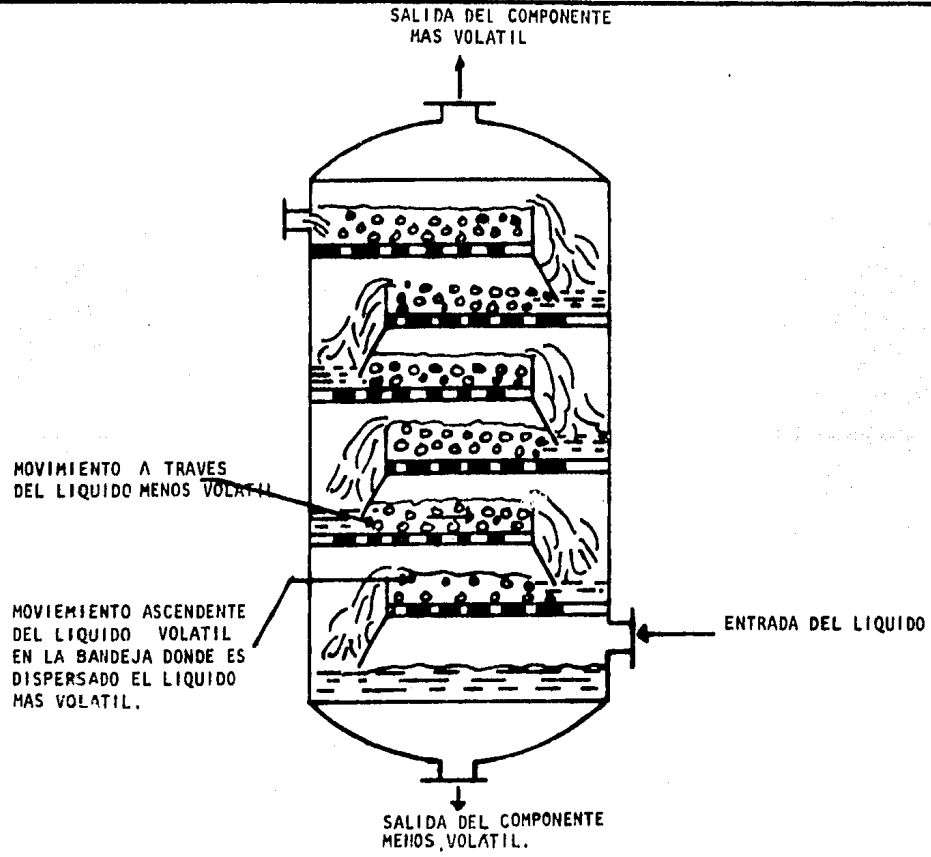


FIG. 1.3.- COLUMNA PARA LA EXTRACCION LIQUIDO-LIQUIDO DE PLACAS PERFORADAS (PLATILLOS TAMICES)

TEMA 1.2.- VAPORIZACION.

Cualquier intercambiador calentado indirectamente en el que un fluido está sujeto a vaporización y que no forma parte de un proceso de evaporación o destilación se llama vaporizador. Si un vaporizador se usa para suministrar los requerimientos de calor de un proceso de destilación como vapores en el fondo de una columna de destilación, se llama rehervidor, ya sea que se produzca o no vapor de agua. Los principios y limitaciones que se aplican también a los rehervidores y deberán considerarse así.

PROCESOS DE VAPORIZACION. Los vaporizadores se requieren para llenar multitud de servicios relacionados con suministro de calor latente que no son -- parte de procesos evaporativos o de la destilación. Las demandas de calor -- son muy simples de computar. Posiblemente el tipo más común de vaporizador es el intercambiador horizontal 1-2 ordinario o una de sus modificaciones, y la vaporización puede ocurrir en la coraza o en los tubos. Si el medio calefactor es vapor de agua, la acción corrosiva del aire en el condensado caliente hace que sea ventajoso que la vaporización se efectúe en la coraza.

Hay algunas diferencias fundamentales entre la operación y cálculo de la -- vaporización, y en el vaporizador horizontal o vertical tipo 1-2. En el vaporizador para planta de fuerza, por ejemplo, el 50% o 60%, de la parte de la coraza se usa con el fin de separar el líquido atrapado por las burbujas que estallan en la superficie del líquido en ebullición.

Esta separación se mejora posteriormente mediante el uso de un separador de vapor en la coraza. El diseño mecánico y espesores de la coraza del evaporador, bridas, y espejos, se basan en el producto de la presión en el lado de la coraza y de su diámetro. En la mayoría de los casos la presión o el vacío no es grande, de manera que la coraza, brida y espesor de los espejos no son desproporcionados.

Sin embargo, en el caso de un vaporizador, la operación se efectúa a menudo -- a alta presión, y usualmente el costo de proveer espacio adicional para la -- liberación del líquido entrampado en el vapor, es muy alto, ya que si se provee de espacio para esta operación el espesor de la coraza aumenta.

Es por esto que los vaporizadores no se diseñan con separación interior. Para ésta operación se usan medios externos tales como conectar un tambor soldado al vaporizador en donde el líquido arrastrado se separa del vapor. Este arreglo es muy económico.

Cuando se produce vapor en la superficie de un recipiente, como en los vaporizadores de plantas de fuerza es posible vaporizar el 100% del líquido que se alimenta sin reducir el nivel en el recipiente siempre que el vaporizador se llene originalmente hasta el nivel de operación con el líquido. La razón de que normalmente se vaporice menos del 100% del alimento, se debe a que se acumulan residuos y es necesario proveer una conexión de purga para su eliminación.

Cuando se usa como vaporizador un intercambiador 1-2 no puede adaptársele una purga debido a que está lleno de tubos, y porque todo el alimento es viscoso, además no puede permitírsele porque resultaría prohibitivo. Si el alimento fuera completamente vaporizado, saldría con vapor y cualquier sustancia extraña originalmente presente se quedaría en la superficie de los tubos en la que la vaporización toma lugar obstruyéndola rápidamente. Si el intercambiador 1-2 (vaporizador) estuviera sobre diseñado, esto es si tuviera mucha superficie, ocurriría una liberación del líquido arrastrado por el vapor en el espacio de tubos y debido al exceso de superficie el vapor se sobrecalentaría por encima de su temperatura de saturación.

Esto último es indeseable en muchos procesos, puesto que los vapores sobrecalentados requieren subsecuentemente área para enfriarse.

En el caso de un rehevídor se demostrará posteriormente que el sobrecalentamiento realmente reduce la operación de una columna de destilación. Estos factores establecen una regla que siempre deberá emplearse para el cálculo de un proceso de vaporización: El alimento a un vaporizador no deberá vaporizarse completamente. El valor de esta regla es claro.

Si en un intercambiador 1-2 se vaporiza menos del 100% del alimento, el líquido residual puede emplearse para prevenir la acumulación directa en los elementos calefactores de sustancias que los ensucian. Parece ser que un 80% de vaporización favorece la buena operación de un intercambiador 1-2, aún cuando se pueden obtener porcentajes más altos en recipientes acondicionados para la separación de líquidos de arrastre.

Vaporizador de Circulación Forzada y Natural.- Cuando el líquido se alimenta de un vaporizador por medio de una bomba o fluye por gravedad desde su almacenamiento, el vaporizador se alimenta por circulación forzada. Un ejemplo típico se muestra en la figura 1.4. El circuito consiste de un intercambiador 1-2 que sirve como vaporizador y un tambor para separar líquidos arrastrados, en el que los líquidos que no se vaporizan, se separan y se recombinan con el alimento fresco. El vapor generado se obtiene en la parte superior de este tambor.

Puesto que es deseable vaporizar únicamente el 80% del líquido que entra al vaporizador, el total del líquido que entra será 25% mayor que la cantidad de vapor requerido. Se obtendrán mejores resultados si se evapora 80% del líquido y esto puede efectuarse por recirculación. Suponga que se requieren 8000 lb. de vapor por hora. El líquido que debe entrar al evaporador será $1.25 \times 8000 = 10,000$ lb/h. De esta manera se vaporizará 80% cuando entren al evaporador 10,000 lb/h del líquido. Las 2,000 lb/h de líquido que no se vaporizaron se recombinarán con 8,000 lb/h de líquido fresco del tanque de (alimentación), almacenamiento o si el almacén de líquido está caliente se regresa directamente a él.

Supóngase que, para mayor limpieza y para alcanzar mayores coeficientes, el líquido se acelera a través del vaporizador logrando un flujo mayor mediante una bomba de gran tamaño. Puede desearse que el líquido entre al vaporizador a razón de 40,000 lb/h en lugar de 10,000 lb/h sugeridas por el proceso. Puesto que únicamente 8,000 lb/h de vapor se producirán, solamente 8,000 lb/h de líquido fresco continuarán llegando desde el almacenamiento. La diferencia, 32,000 lb/h serán suministradas por la recirculación de líquido no vaporizado a través del vaporizador. De las 40,000 lb/h que entran al vaporizador, únicamente 8,000 lb/h, o 20% serán en realidad vaporizadas, y las velocidades altas sobre la superficie de transferencia de calor y el menor porcentaje vaporizado permitirán mayores períodos de operación sin excesiva obstrucción de la superficie calefactora. Las ventajas de la recirculación pueden ser computadas económicamente. La alta recirculación aumentará el costo por potencia pero disminuye el tamaño del equipo y su mantenimiento.

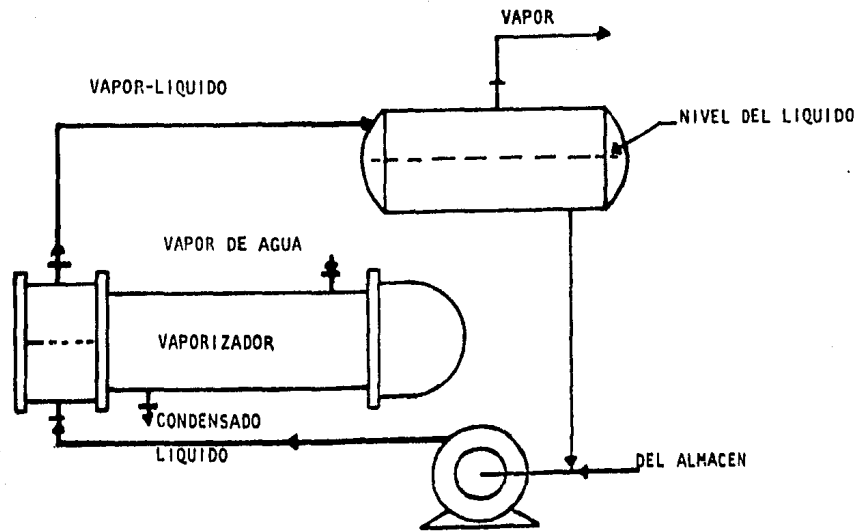


FIG. 1.4. PROCESO DE VAPORIZACION CON CIRCULACION FORZADA.

El vaporizador puede también conectarse a un tambor separador sin usar bomba de recirculación. Este esquema es el de circulación natural y se muestra en la fig. 1.5 Se requiere que el tambor separador esté colocado sobre el vaporizador. La recirculación se efectúa gracias a la diferencia de carga hidrostática entre la altura de la columna del líquido Z_1 y la columna de la mezcla vapor-líquido de la altura Z_3 . La pérdida en el vaporizador mismo debida a su caída de presión por fricción corresponde a Z_2 . La diferencia de carga - hidrostática entre Z_3 y Z_1 se dispone para la circulación del líquido a una velocidad tal que produzca una caída de presión Z_2 en el vaporizador igual a la diferencia hidrostática entre Z_3 y Z_1 . El alimento frío usualmente se adiciona al sistema lo más alto posible en la línea recirculación, de manera que la columna Z_1 tenga la mayor densidad y presión hidrostática Z_1 posibles.

Si la presión del alimento es mayor que la presión de operación del sistema, el alimento tendrá que concentrarse en un punto bajo en la línea de recirculación a menos que se use un inyector, de manera que haya suficiente columna sobre la entrada para prevenir que el alimento pase directamente al tambor separador. Conectando el alimento directamente al tambor separador, por lo general provoca un control más deficiente de las operaciones del proceso. Si hay suficiente diferencia de presión entre el alimento y la presión de operación, puede usarse el alimento como fluido motor en un inyector aumentando la recirculación del líquido a través del vaporizador. Esto será ineficiente si el líquido fresco se comprime a propósito para servir como fluido motor, pero si el líquido fresco se maneja a presión debido a otras razones, el inyector permite recuperar algo de la energía de presión.

Las ventajas de la circulación forzada o natural son en parte económicas y en parte dictadas por el espacio disponible. El arreglo de circulación forzada requiere el uso de una bomba con su costo variable de operación y cargos fijos. Como sucede con los evaporadores de circulación forzada, la tasa de recirculación del alimento puede controlarse con bastante precisión. Si la instalación es pequeña se prefiere el uso de la bomba. Si se usa un sistema de circulación natural, la bomba y los problemas del estopero se eliminan pero deberá usarse más espacio y la tasa de recirculación no se puede controlar tan fácilmente. Los generadores de vapor de circulación natural generalmente se planean de acuerdo con la fig. 1.5, empleando un intercambiador vertical 1-1 con vaporización en los tubos. El agua se adapta en especial para arreglos de circulación natural, puesto que las diferencias de densidad entre el líquido y vapor a una temperatura dada son muy grandes.

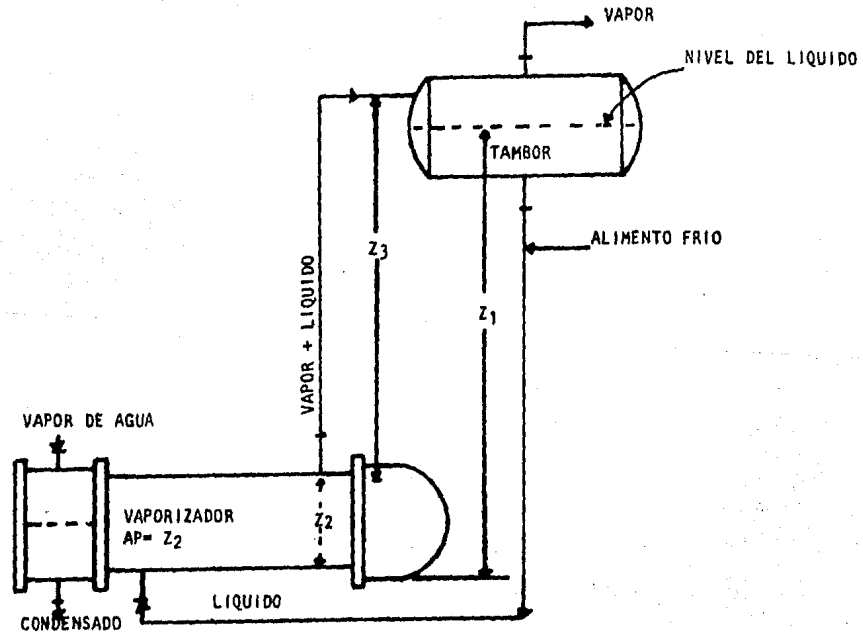


FIG.1.5. PROCESO DE VAPORIZACION CON CIRCULACION NATURAL.

TEMA 1.3.- EVAPORACION.

En general, se entiende por evaporación aquella operación que tiene por objeto concentrar una solución evaporando parte del líquido en recipientes ca lentados con vapor de agua. Hasta llegar a su forma actual, pasando por la caldera de sal en la edad media calentada a fuego directo, el evaporador ha sufrido una lenta y continua evolución gracias al esfuerzo de numerosas generaciones para mejorar el rendimiento de la operación. En la edad media, - la sal se obtenía cargando salmuera en un depósito rectangular, a que se aplicaba fuego de cualquier combustible por la parte inferior, por aquel en tonces, la sal era un producto caro, sin estar sometido a un determinado -- grado de pureza.

Los principios de la evaporación no sólo se limitan a esta operación, sino que se extienden también a otras, desde la humidificación, en la que sin que haya soluto se evaporan pequeñas cantidades de agua, hasta el secado de una masa predominantemente sólida, pasando por el gran número de disoluciones a concentrar en la industria. No obstante, la humidificación y el secado se - suelen considerar como operaciones independientes, reservando el nombre de evaporación para la concentración de disoluciones propiamente dichas.

Los evaporadores operan totalmente a expensas de una transmisión calorífica, y en gran parte, los distintos aparatos se han desarrollado como un arte, ya que debido al gran número de factores que intervienen, es muy difícil predecir el comportamiento de la transmisión calorífica. El punto de partida para proyectar un evaporador son los balances calorífico y de materiales, también hay que tener en cuenta la influencia del soluto en el equilibrio vapor-líquido, sobre todo cuando se emplea un múltiple efecto. En el caso de disoluciones saturadas con respecto a uno o más componentes disueltos, se suelen - producir separaciones salinas y formación de costras o incrustaciones.

Se llaman incrustaciones a la capa de sólidos que se deposita sobre la superficie de calefacción al aumentar la temperatura de la disolución junto a la pared caliente, depositándose los sólidos en mayor cantidad a medida que progresa la operación.

CAPITULO II .- TIPOS DE EVAPORADORES Y SUS APLICACIONES INDUSTRIALES.

La concentración de soluciones por la evaporación de un solvente contenido en un soluto es con la excepción de la destilación, probablemente la operación unitaria, que consume mayor energía. Es también una operación unitaria en la cual la Ingeniería, entra en contacto con muchas industrias, incluyendo operaciones complicadas de la industria de alimentos, química, farmacéutica, pulpa de papel, jugos de frutas, productos derivados de leche, malta de cerveza y bebidas de grano por éstas razones no es sorprendente ese gran interés y énfasis observado por los sistemas de evaporación.

Como una operación unitaria, los criterios para el diseño de evaporadores son los mismos independientemente de la industria involucrada. Hay muchos caminos por los cuales una solución puede ser concentrada satisfactoriamente. Pero las preguntas siempre surgen en sí, alrededor del equipo óptimo convenido, si el equipo es arreglado en la manera más eficiente, etc.

TIPOS DE EVAPORADORES.

Los tipos de evaporadores más comunes comprenden:

- 2.1 Evaporador Batch (intermitente)
- 2.2 Evaporador de Circulación natural
- 2.3 Evaporador de película tubular ascendente
- 2.4 Evaporador de película descendente tubular
- 2.5 Evaporador de película descendente/ascendente
- 2.6 Evaporador de circulación forzada
- 2.7 Evaporador de película agitada
- 2.8 Evaporador de placas
- 2.9 Evaporador de flujo libre

2.1 EVAPORADOR INTERMITENTE (BATCH)

Cercano a la evaporación natural solar, el evaporador intermitente como nuestra Fig. 2.1. es uno de los primeros métodos de concentración. Esto es una cosa obsoleta en la tecnología actual pero aún es usado en aplicaciones limitadas, tales como la concentración de conservas y jaleas, donde - - --

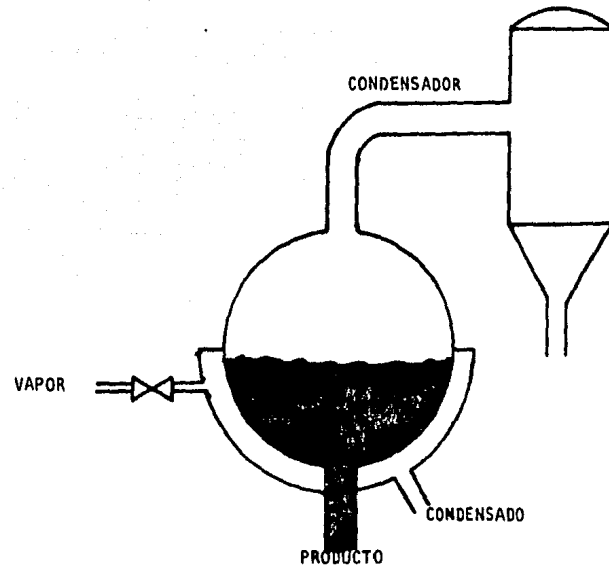


FIG. 2.1.
EVAPORADOR BATCH (INTERMITENTE) (ENCHUQUETADO)

la fruta está presente y en algunos productos farmacéuticos. Hasta los últimos 10 o 15 años, fue un proceso usado ampliamente en la concentración de -- jarabe de maíz.

En un evaporador intermitente, el tiempo de residencia de el producto normal^lmente es de muchas horas. En el caso de un producto termo degradable, sensible al calor es esencial hervir a bajas temperaturas y gran vacío. El evaporador intermitente esta encaquetado o tiene serpentines internos, las áreas de -- transferencia de calor normalmente son muy pequeñas. debido a la forma del re^lci^lpiente, y el coeficiente de transferencia de calor tiende a ser bajo en -- condiciones de convección natural. La transferencia de calor es aumentada -- por agitación en el interior del recipiente. Pequeñas áreas al mismo tiem^lpo que coeficientes de transferencia de calor bajo, limitan la capacidad de - evaporación de estos equipos. En muchos casos no pueden ser usadas grandes diferencias de temperaturas por temor a la rápida incrustación de la super^lficie de transferencia de calor.

2.2. EVAPORADOR DE CIRCULACION NATURAL.

El evaporador por circulación natural está constituido por un banco de tubos cortos dentro de un recipiente o por calentador de tubos y coraza exterior al recipiente como se ilustra, más adelante. El calentador externo tiene la - ventaja, de que su tamaño no depende del tamaño y forma del recipiente separa-- dor, como resultado de esto, pueden ser obtenidas mayores capacidades de evapo-- ración.

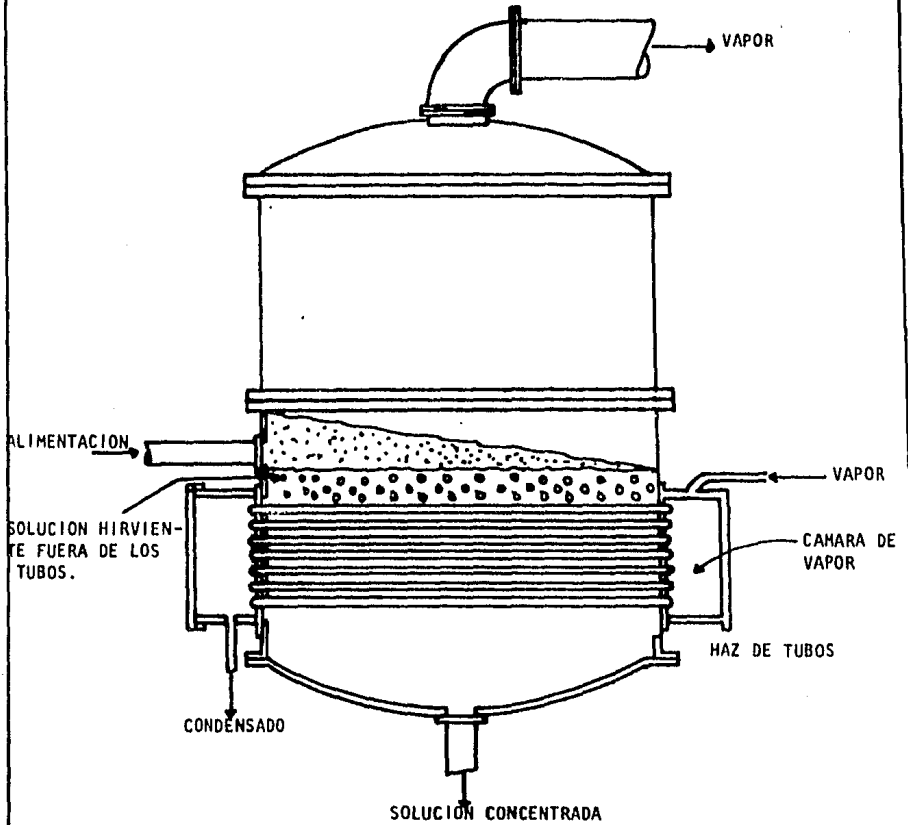
La aplicación más común para este tipo de unidad, probablemente es como un - rehervidor en la base de una columna de destilación. A continuación trataremos 3 tipos de evaporadores de circulación natural.

2.2.1 a) EVAPORADOR DE TUBOS HORIZONTALES.

Muy utilizado durante más de 50 años, el evaporador de tubos horizontales es la aplicación más sencilla del vapor de agua como agente de calefacción para concentrar disoluciones. No obstante, hoy día, se construyen muy poco, pues -- sus características han sido superadas por otros modelos posteriores.

El evaporador de tubos horizontales consiste en un recipiente cerrado, en - cuyo fondo hay montados unos tubos horizontales Fig. 2.2.

FIG. 2.2. SECCION LONGITUDINAL DE UN EVAPORADOR DE TUBOS HORIZONTALES.



El cuerpo del evaporador originalmente se construía con placas de fundición unidas con tornillos; después, se utilizaron secciones cilíndricas fundidas, y en la actualidad, se construyen de acero soldado. Los tubos se acoplan por los extremos en dos chapas mediante empaquetaduras, a diferencia de la técnica empleada en los cambiadores de calor, en los que los tubos van mandrilados a los espejos. El agente calefactor es vapor de agua, que se introduce en una caja de vapor que comunica con el interior de los tubos horizontales. El condensado se suele purgar por el otro extremo del haz de tubos. El nivel líquido en el cuerpo del evaporador se mantiene un poco por encima de la hilera superior de tubos, sin que haya dispositivo alguno para mejorar la circulación del líquido.

Al no haber circulación forzada, los coeficientes de transmisión son bajos, máxime cuando se trata de líquidos viscosos. No se suele emplear con disoluciones que forman espumas, pues no se dispone de ningún artificio para romperlas, ni cuando se producen incrustaciones, difíciles de separar a la superficie externa de los tubos.

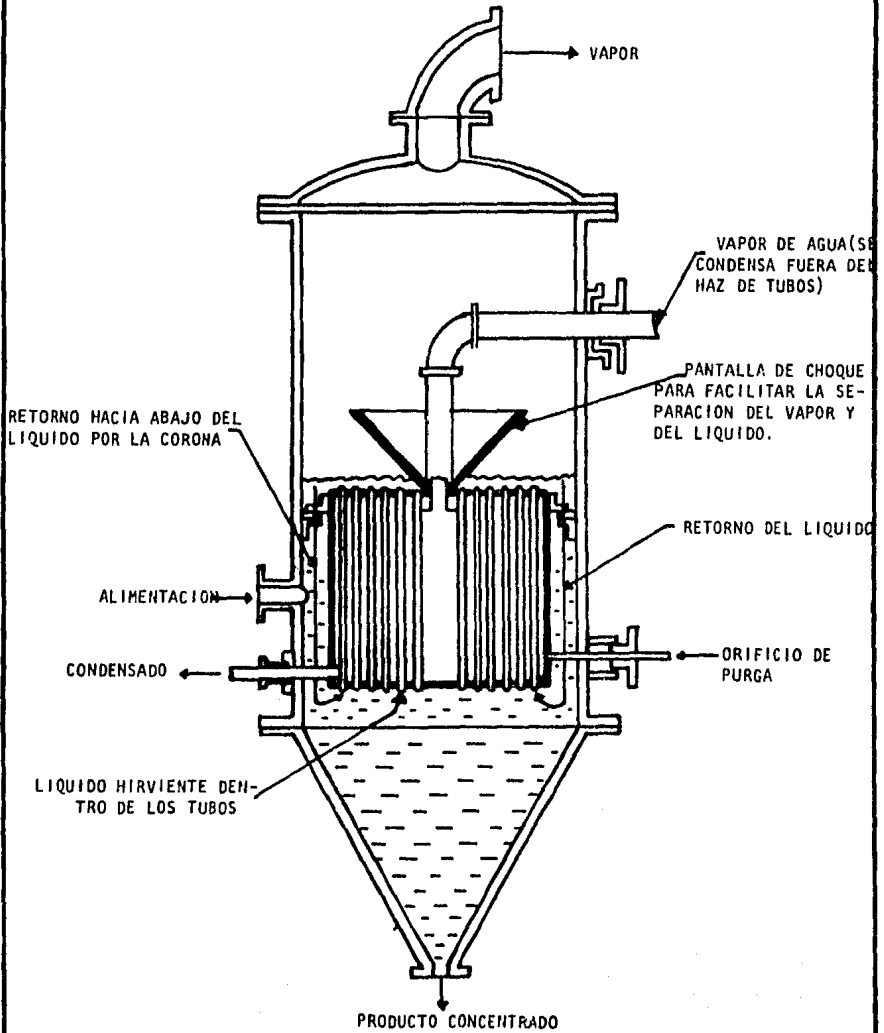
Entre las ventajas que presenta este evaporador, son las principales su bajo costo y fácil instalación, en especial los modelos pequeños. Su empleo está indicado cuando se manejan líquidos poco viscosos, que no formen espumas ni incrustaciones.

2.2.2. b) EVAPORADOR DE TUBOS VERTICALES.

El evaporador vertical (standard) y el de cesta tienen muchas características tan parecidas que pueden considerarse conjuntamente. El evaporador de tubos verticales tiene por lo general, un cuerpo cilíndrico, y en el fondo una caja de vapor sumergida en el líquido. Los tubos que atraviesan la caja constituyen la superficie de calefacción, circulando el líquido por la parte inferior.

El líquido es impulsado hacia arriba por el vapor producido dentro de los tubos, y por convección natural cuando existe una elevada carga hidrostática, que impide la ebullición. Para volver a entrar en los tubos el líquido desciende, o bien por un conducto central, o bien por una corona circular entre la cámara de vapor y el cuerpo del evaporador. Cuando la caja o cámara de vapor es cerrada y el líquido desciende por una corona circular, el evaporador se denomina de tipo cesta Fig. 2.3. y cuando la cámara de vapor

FIG. 2.3. SECCION LONGITUDINAL DE UN EVAPORADOR DEL TIPO DE CESTA



es anular y central el conducto descendente del líquido, se llama evaporador vertical standard Fig. 2.4.

En el evaporador de tubos verticales se logra un excelente equilibrio entre la superficie de calefacción necesaria y el costo de la instalación. Sus aplicaciones son muy variadas, dando buenos resultados con disoluciones poco viscosas que producen separaciones de sales. Para remover las incrustaciones fácilmente, la longitud de los tubos debe ser inferior a la altura a que un obrero medio puede levantar la broca limpa-tubos. En general, por encima del haz de tubos se suelen situar pantallas de choque para separar el líquido y el vapor que salen proyectados de los tubos.

En régimen contínuo, el caudal que pasa por los tubos es mucho mayor que el de alimentación; es decir, al entrar en los tubos el líquido tiene esencialmente igual concentración que la solución concentrada que sale del evaporador, y su temperatura es casi la de ebullición correspondiente a la presión que existe sobre el nivel del líquido. La velocidad de entrada del líquido en los tubos es de 0.30 a 1,0 M/seg. y a medida que asciende por ellos, el aumento de entalpía es suficiente para alcanzar la temperatura de ebullición, produciéndose vapor al llegar hacia el extremo superior de los tubos. Corrientemente el gradiente de temperaturas es algo inferior al que existe entre la temperatura de condensación del vapor fresco y la temperatura de ebullición a la presión sobre el nivel del líquido.

2.2,3 c) EVAPORADOR DE TUBOS LARGOS VERTICALES.

Este evaporador, conocido también con el nombre de evaporador Kestner, se representa en la Fig. 2.5. El líquido se mueve en los tubos por convección natural y, como en los anteriores, tiene una pantalla de choque para facilitar la separación del vapor y del líquido. Los tubos son de 3.5 a 6,0 m. de longitud. Por lo general, el evaporador de tubos largos no se emplea con líquidos que formen costras, separación de sales o sean muy viscosos; en cambio, está muy indicado con líquidos espumosos, debido a que la espuma se rompe contra la pantalla al salir de los tubos a gran velocidad.

El líquido evaporado en cada paso por los tubos es mayor en el evaporador Kestner que en uno de circulación forzada. La operación puede ser con recirculación o de un sólo paso; en este caso, el líquido concentrado se separa por la cabeza o cúspide del evaporador. Los coeficientes de transmisión de calor son inferiores, pero en cambio se elimina el costo de instalación

FIG. 2.4. SECCION LONGITUDINAL DE UN EVAPORADOR STANDARD DE TUBOS VERTICALES CON CIRCULACION NATURAL.

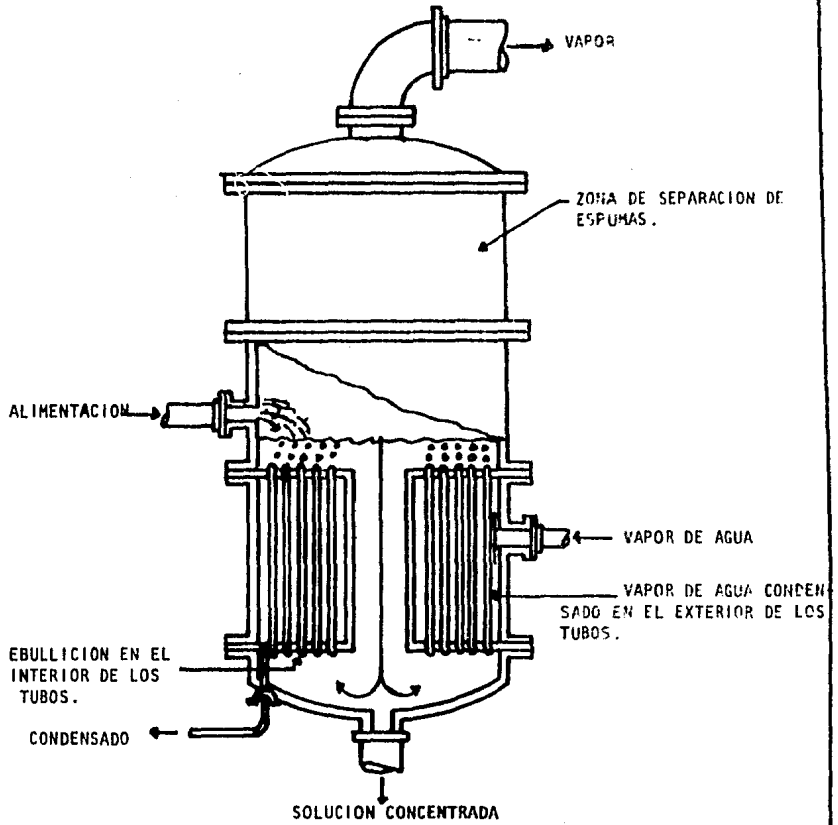
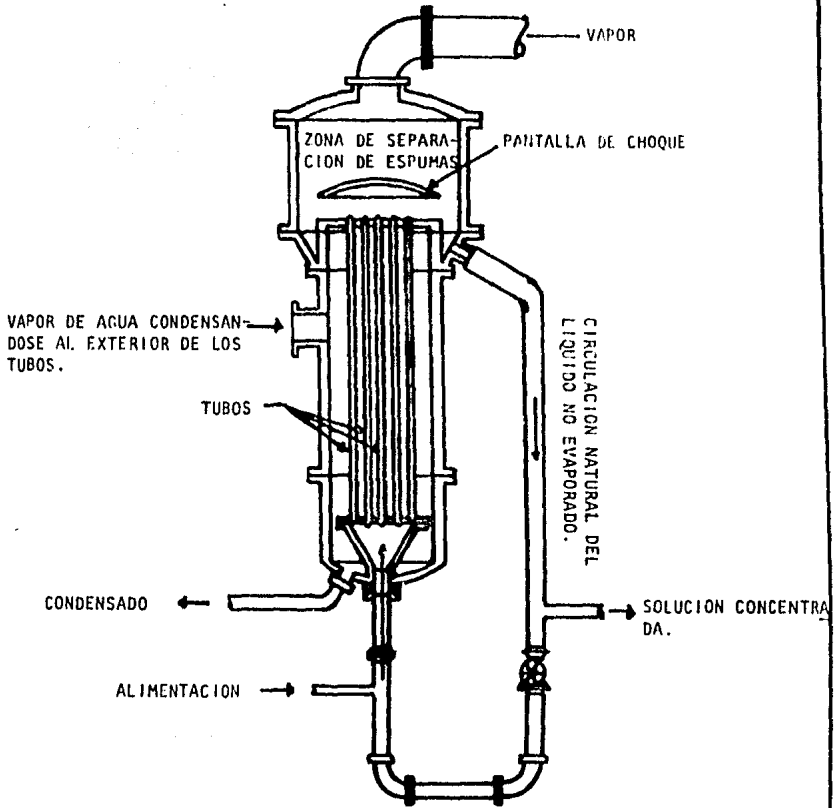


FIG. 2. 5. SECCION VERTICAL DE UN EVAPORADOR DE TUBOS LARGOS VERTICALES.



y funcionamiento de la bomba.

En otros evaporadores especiales la superficie de calefacción es una espiral o tubos muy largos.

2.3. PELICULA ASCENDENTE TUBULAR.

El primero de los tipos modernos de evaporadores es el de película ascendente aunque es usado por la industria desde los años 1900s. El principio de película ascendente fue desarrollado comercialmente por Paul Kestner usando un tubo vertical con vapor condensado en la superficie externa (Fig 2.6) El líquido sobre el interior del tubo es llevado a ebullición y el vapor generado forma un núcleo en el centro del tubo.

Como el fluido se mueve hacia arriba del tubo, se forma más vapor resultando en un núcleo central a alta velocidad, que obliga al resto del líquido a pegarse a la pared del tubo.

Las velocidades altas del vapor resultan en un más rápido movimiento de la película líquida y menor espesor; esto provee un coeficiente de transferencia de calor alto y más corto tiempo de residencia. El desarrollo de este principio fue un paso gigantesco hacia adelante en el campo de la evaporación, particularmente desde el punto de vista de la calidad del producto, la obtención de un alto coeficiente de transferencia de calor, lleva a un descenso de la inversión inicial.

2.4. EVAPORADOR DE PELICULA DESCENDENTE.

Un desarrollo posterior del principio del evaporador de película ascendente dió origen casi 50 años después a la técnica de película descendente en evaporación Fig. 2.7. El primer problema en el diseño fué un sistema adecuado para la distribución del líquido a cada uno de los tubos. La distribución se realiza manteniendo siempre llena la parte superior de la calandria permitiendo así un flujo uniforme a cada tubo.

Mientras cada fabricante tiene su propia tecnología, generalmente la distribución a la película está basada en la colocación de un plato perforado en la parte superior del espejo de los tubos de la calandria

La distribución del líquido en cada tubo a menudo es acompañada por generación instantánea de vapor en este punto. El evaporador de película descendente había tenido la ventaja de que la película baja por gravedad en lugar

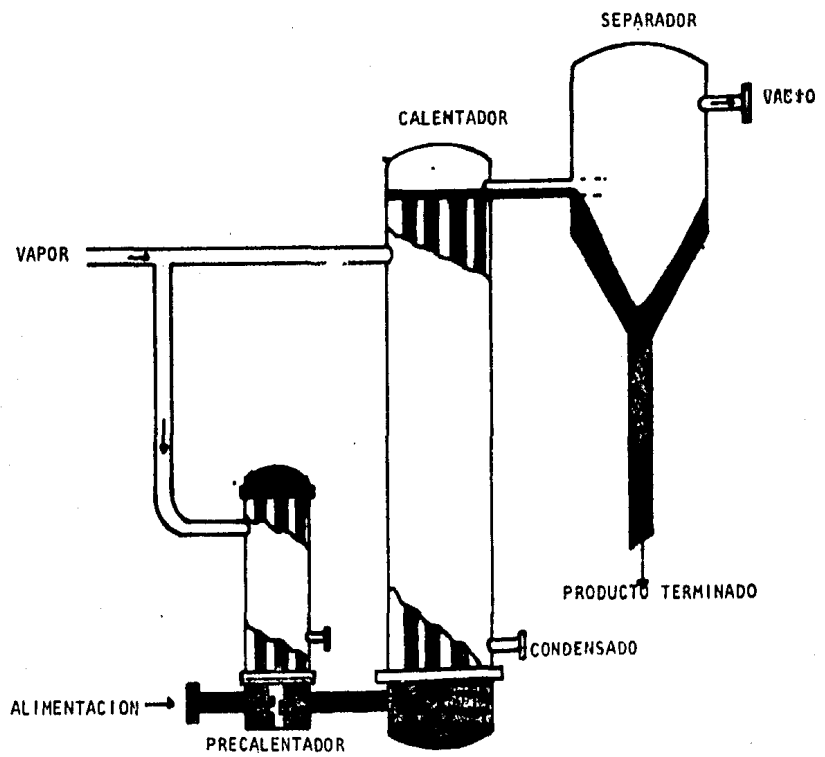


FIG. 2.5. EVAPORADOR DE PELICULA TUBULAR ASCENDENTE.

de contra ella, resultando en una película delgada, y rápida que produce un mejoramiento en el tiempo de contacto y un nuevo mejoramiento en el valor del coeficiente de transferencia de calor.

La unidad de película ascendente normal necesita una fuerza impulsora o diferencia de temperaturas a través de la superficie de calentamiento de un mínimo de 25° F para establecer una película bien desarrollada, mientras el evaporador de película descendente no tiene esa limitación. Esto permite usar un mayor número de efectos de los evaporadores dentro de los mismos límites de funcionamiento i.e., si se dispone de vapor a 2.5. PSIG, correspondiendo a 220° F la temperatura de ebullición del último efecto es de 120° F, la diferencia total de temperaturas útil es igual a 100° F, esto limitaría un evaporador de película ascendente a cuatro efectos, cada uno con la diferencia de temperaturas de 25° F. Lo supuesto - hace factible, mientras tanto, tener diez o más efectos usando la técnica de película descendente.

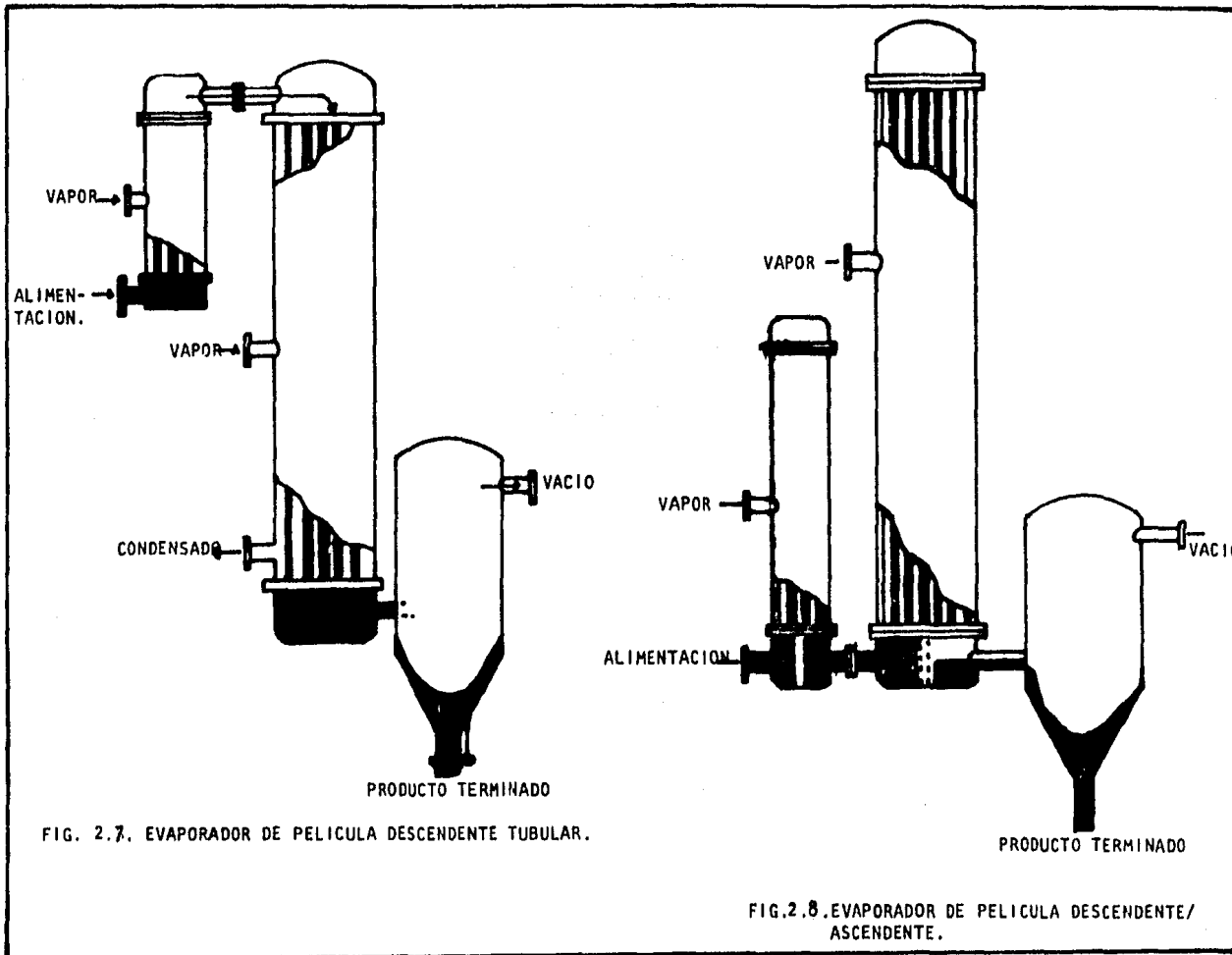
2.5. EVAPORADOR DE PELICULA ASCENDENTE/DESCENDENTE.

Como se ilustra en la Fig. 2.8 el evaporador de película ascendente/descendente tubular tiene la ventaja de facilitar la distribución del líquido en la unidad acoplada de película ascendente disminuyendo requerimientos de altura libre del cuarto.

El banco de tubos es aproximadamente de la mitad de la altura de un evaporador de película ascendente al descendente y el separador vapor-líquido se coloca en la base de la calandria.

2.6. EVAPORADOR DE CIRCULACION FORZADA.

El evaporador de circulación forzada, fué desarrollado para licores de proceso que son susceptibles, de un depósito o de una cristalización. Es é líquido circula en grandes cantidades por el intercambiador, previniendo dentro de la unidad la existencia de ebullición por virtud de una presión hidrostática sobre la superficie de los tubos. Como el líquido entra en el separador donde la presión absoluta es ligeramente menor que en el banco de tubos, el líquido instantáneamente forma un vapor. Este evaporador utiliza una bomba para impulsar el líquido a gran velocidad a



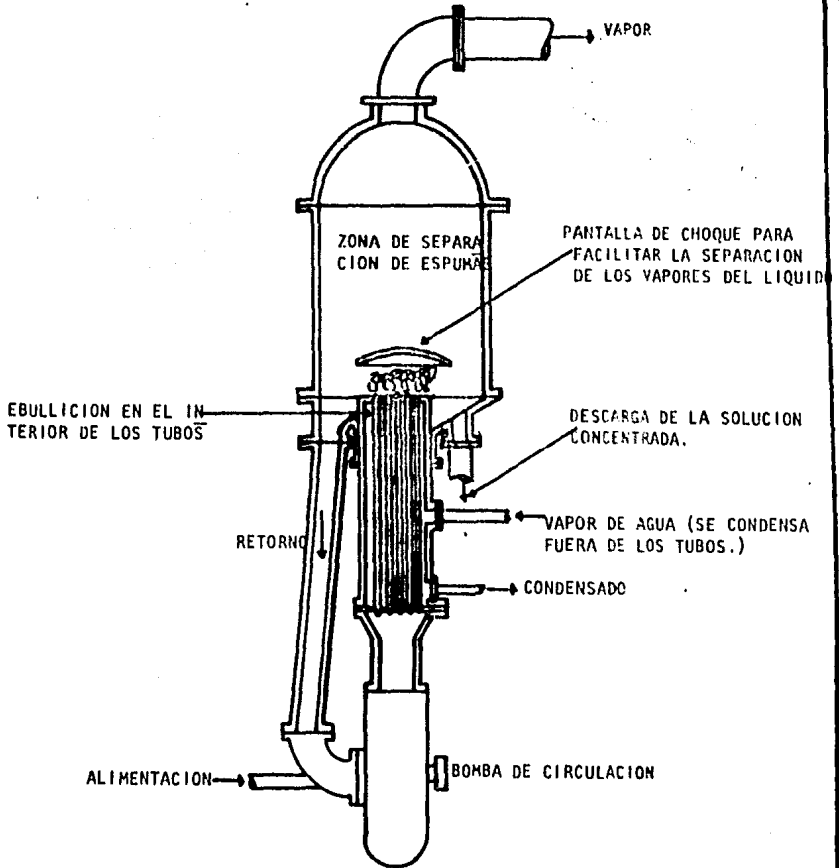
través de los tubos, produciéndose relativamente poco vapor en cada paso. La mezcla vapor-líquido choca al salir de los tubos contra una pantalla que tiene una forma especial para provocar la coalescencia de las gotas pequeñas. De la forma de la pantalla depende el arrastre de gotas líquidas en el vapor. El residuo líquido se recircula según se indica en la Fig. 2.9. En la práctica corriente, los elementos de calefacción (tubos) más que formar un todo vertical dentro del aparato Fig. 2.9 se tiende a que estén separados de él, Fig. 2.10 de esta manera, si bien el tendido de tuberías es más complicado, resulta más fácil limpiar y sustituir los tubos, sobre todo cuando son horizontales. El coeficiente global medio de transmisión en cada ciclo es elevado, pues además los tubos de calefacción se pueden instalar muy por debajo del nivel del líquido para evitar que hierva en la superficie de calefacción, la separación de sólidos se elimina por completo.

El empleo de un evaporador de circulación forzada en una determinada instalación depende, en último término, de un estudio económico del costo de la energía para impulsar el líquido, en comparación con el coeficiente de transmisión óptimo que es posible lograr a la máxima velocidad de paso. En la práctica fabril es corriente emplear una turbina de vapor para accionar la bomba, aprovechándose el vapor de escape de la turbina para calentar el evaporador. En instalaciones pequeñas resulta mejor y menos complicado accionar la bomba con un motor eléctrico.

La bomba suele ser de tipo centrífugo, aunque con líquidos muy viscosos es de desplazamiento positivo; cuando se trata de coloides que podrían estropearse con una agitación rápida, se emplean bombas de movimientos más lentos.

Las principales aplicaciones para un evaporador de circulación forzada son la concentración de materiales inversamente solubles, cristalización, o en la concentración de materiales degradables térmicamente que resultan en el depósito de sólidos. En todos los casos el incremento de temperatura a través del banco de tubos se mantiene tan bajo como sea posible, generalmente en la región de 3° a 5° esto resulta en una relación de recirculación tal como 200 a 300 libras de licor por libra de agua evaporada. Estas grandes recirculaciones resultan a su vez en grandes velocidades del líquido en los tubos que ayudan a minimizar la existencia de depósitos de --

FIG. 2. 9 SECCION VERTICAL DE UN EVAPORADOR DE TUBOS VERTICALES, CON CIRCULACION FORZADA.



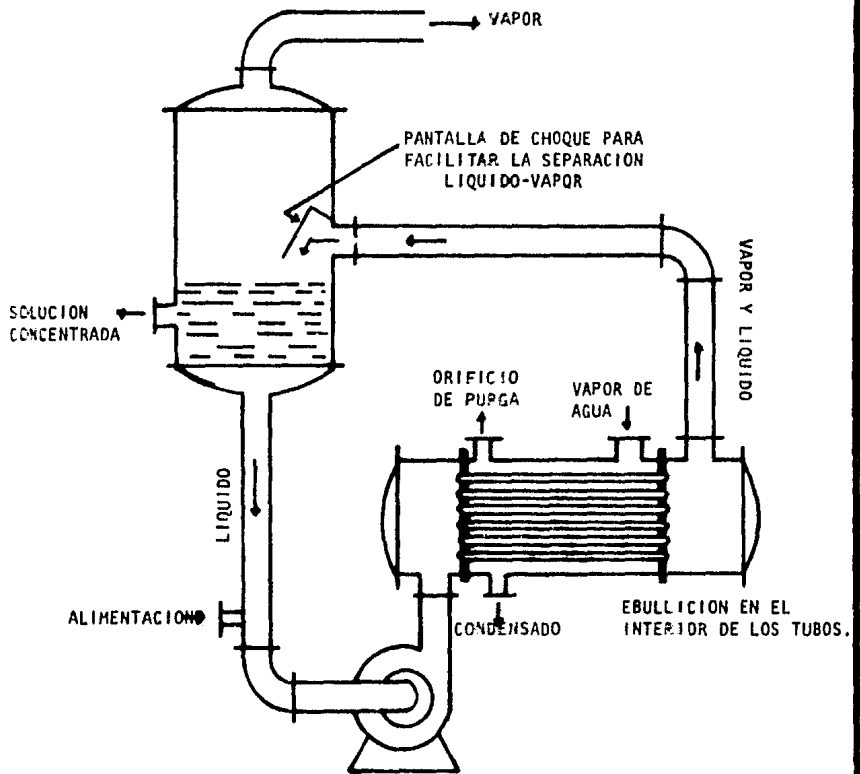


FIG. 2.10. SECCION LONGITUDINAL DE UN EVAPORADOR DE CIRCULACION FORZADA CON UN CALENTADOR HORIZONTAL EXTERNO.

cristales sobre la superficie de calentamiento. Los evaporadores de circlación forzada normalmente son más costosos que los evaporadores de pelcu la por la necesidad de grandes diámetros en las tuberías de trabajo y grandes bombas de recirculación generalmente del tipo de flujo axial. Los costos de operación unitarios son también considerablemente mayores.

2.7. EVAPORADOR DE PELÍCULA AGITADA

El evaporador de película agitada, representado en la Fig.2.11 tiene aplicaciones limitadas y confinado principalmente a la concentración de muchos -
materiales viscosos y el agotamiento de solventes a concentraciones bajas. La alimentación es introducida en el tope del evaporador y es distribuida en la superficie vertical cilíndrica en el interior de la unidad. La evaporación del solvente tiene lugar cuando la película delgada se mueve hacia abajo de la pared del evaporador. El medio de calentamiento normalmente -
es vapor de alta presión o combustóleo y generalmente es necesaria una alta temperatura del medio de calentamiento para obtener una cantidad razonable de evaporación. La superficie útil de transferencia de calor es relativamente pequeña como resultado directo de la configuración cilíndrica.

El evaporador de película agitada es muy satisfactorio para sus aplicaciones limitadas de cualquier modo, en adición a éstas pequeñas superficies de transferencia tiene la desventaja de requerir de partes móviles tales -
como el contacto deslizante de hojas que, con los rodamientos de la flecha, necesitan mantenimiento periódico. La inversión fija en razón de costos -
por libra de solvente evaporado es muy alta.

Es sin embargo una de las pocas alternativas en el movimiento de fluídos -
con viscosidades excesivas de 50000 cp. y en fluídos sensibles al calor.

2.8. EVAPORADOR DE PLACAS.

El equivalente en placas del evaporador tubular, está disponible en cuatro configuraciones; de película ascendente/descendente, de película descendente, PARAVAP y PARAFLASH. Todos han sido desarrollados por A.P.V.* para manejar la concentración de productos con características variables.

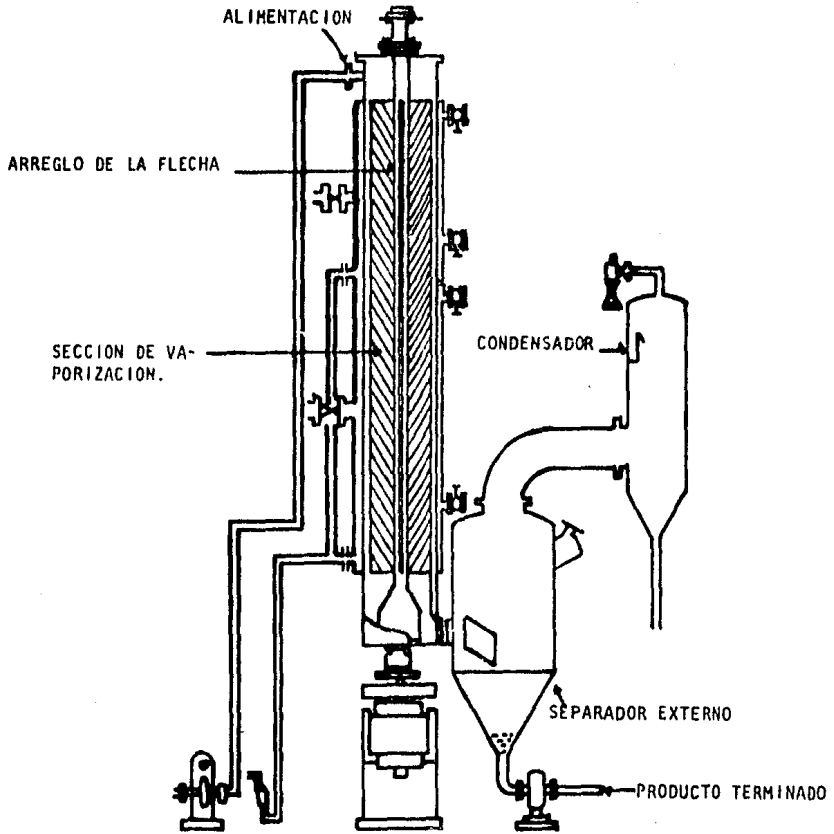


FIG. 2.11 EVAPORADOR DE PELICULA AGITADA.

2.8.1. a). EVAPORADOR DE PELICULA ASCENDENTE/DESCENDENTE

El principio de operación del evaporador de película ascendente/descendente se muestra en la Fig. 2.12. El área de contacto comprendida en cuatro diferentes tipos de placas constituyen una unidad de placas; el vapor y el producto pasan en medio de placas alternadas, la primera película es ascendente y la segunda es descendente.

Un evaporador de placas tiene una serie de ventajas sobre su homólogo tubular. Es más compacto y ocupa menos espacio, en muchos casos podrá ser ajustado en el interior a una construcción con alturas mejores de 12 ó 13 ft. También tiene la capacidad de ser fácilmente expandido solo por la -- adición de más unidades de placas; no necesita soportes ya que todos sus - componentes descansan directamente en el piso. En caso necesario, es muy fácil abrir la unidad e inspeccionar la superficie de transferencia de calor antes o después del ciclo de limpieza.

2.8.2. b). EVAPORADOR DE PELICULA DESCENDENTE

El evaporador de placas de película descendente ha estado en operación comercial por un período de solo diez ó doce años. Una de las desventajas - del evaporador de placas de película ascendente/descendente ha sido la li- mitación de la capacidad en la región de 30,000 a 35,000 libras por hora - de agua removida. El nuevo evaporador de placas A.P.V. de película descendente extiende las capacidades de evaporación a el rango de 55,000 a --- 60,000 libras por hora.

Este tiene todas las ventajas de sus predecesores junto con cortos tiempos de contacto del producto que resulta en mejor calidad del mismo. Una de - sus características únicas de diseño es que cada lado de la placa puede -- ser usado independientemente del otro, así puede habilitarse una operación en dos pasos dentro la misma placa. Esto es particularmente ventajoso cuando la recirculación del producto no es deseable.

2.8.3. c). EVAPORADOR PARAVAP*

Diseñado para manejar el mismo tipo de aplicaciones que un evaporador de - película agitada, el A.P.V. PARAVAP logra concentrar jarabe de maíz y ja-- bón a más de 97%-98% de sólidos totales o agota hexano y otros solventes -

*Marca registrada

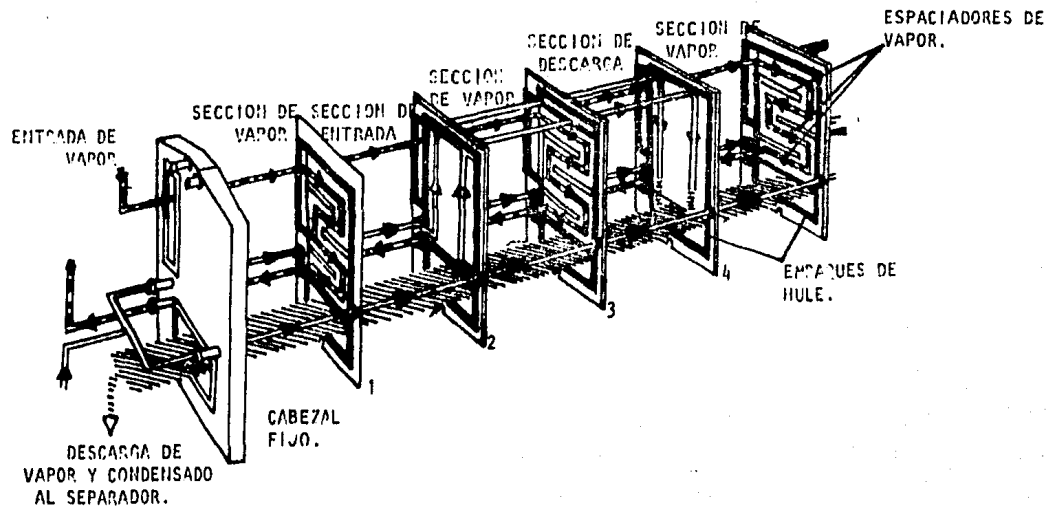


FIG. 2.12 DIAGRAMA DE UN ARREGLO PARA UN EVAPORADOR DE PLACAS DE UN PASO.

de aceites vegetales y productos similares. En la Fig. 2.13 se muestra este tipo de unidad en un esquema simple.

Notar que un elemento clave en el sistema es un intercambiador de placas, aunque específicamente diseñado para aplicaciones para líquido/líquido ha sido fundado en que: si a un fluido se le permite la vaporización dentro del paquete de placas, el pequeño claro de la placa y el corrugado, crean altas velocidades de vapor Fig. 2.14 esto causa atomización en el líquido junto con las velocidades del vapor, resultando en una gran área superficial del líquido para transferencia de masa y produciendo bajas concentraciones residuales de solvente aunque el producto final puede ser extremadamente viscoso después de la separación del vapor; la viscosidad aparente dentro del paquete de placas es muy baja ya que solo algunas gotitas son transportadas en el vapor.

2.8.4. d). EVAPORADOR PARAFLASH*

Similar a su contra parte tubular el A.P.V. PARAFLASH es un evaporador de circulación forzada con ebullición suprimida, usado principalmente para concentración de productos sujetos a la formación de incrustaciones excesivas para un evaporador de película. Este sistema utiliza un intercambiador de placas semejante al PARAVAP. La vaporización, no obstante, no se permite que ocurra de el intercambiador. La ebullición se suprime mediante la columna estática de un líquido sobre el intercambiador o por el uso de un orificio en la línea de descarga. (Fig. 2.15, 2.16) desde un punto de vista de transferencia de calor el PARAVAP* de circulación forzada es más eficiente que una unidad tubular, pero sufre de un menor diámetro equivalente cuando los tamaños del cristal son muy grandes.

2.9. EVAPORADORES DE FLUJO LIBRE.

Cuando se requieren grandes capacidades de evaporación se aplica el evaporador de flujo libre mostrado en la Fig. 2.16 puede ser arreglado en una configuración de múltiple efecto, pero sus ventajas son mayores, cuando se emplea con un mecanismo de recompresión de vapor.

La transferencia de calor en la superficie del evaporador de flujo libre, toma la forma de elementos de grupos de placas, el líquido que se concentra se distribuye en la parte superior de cada elemento y el vapor --

*Marca registrada

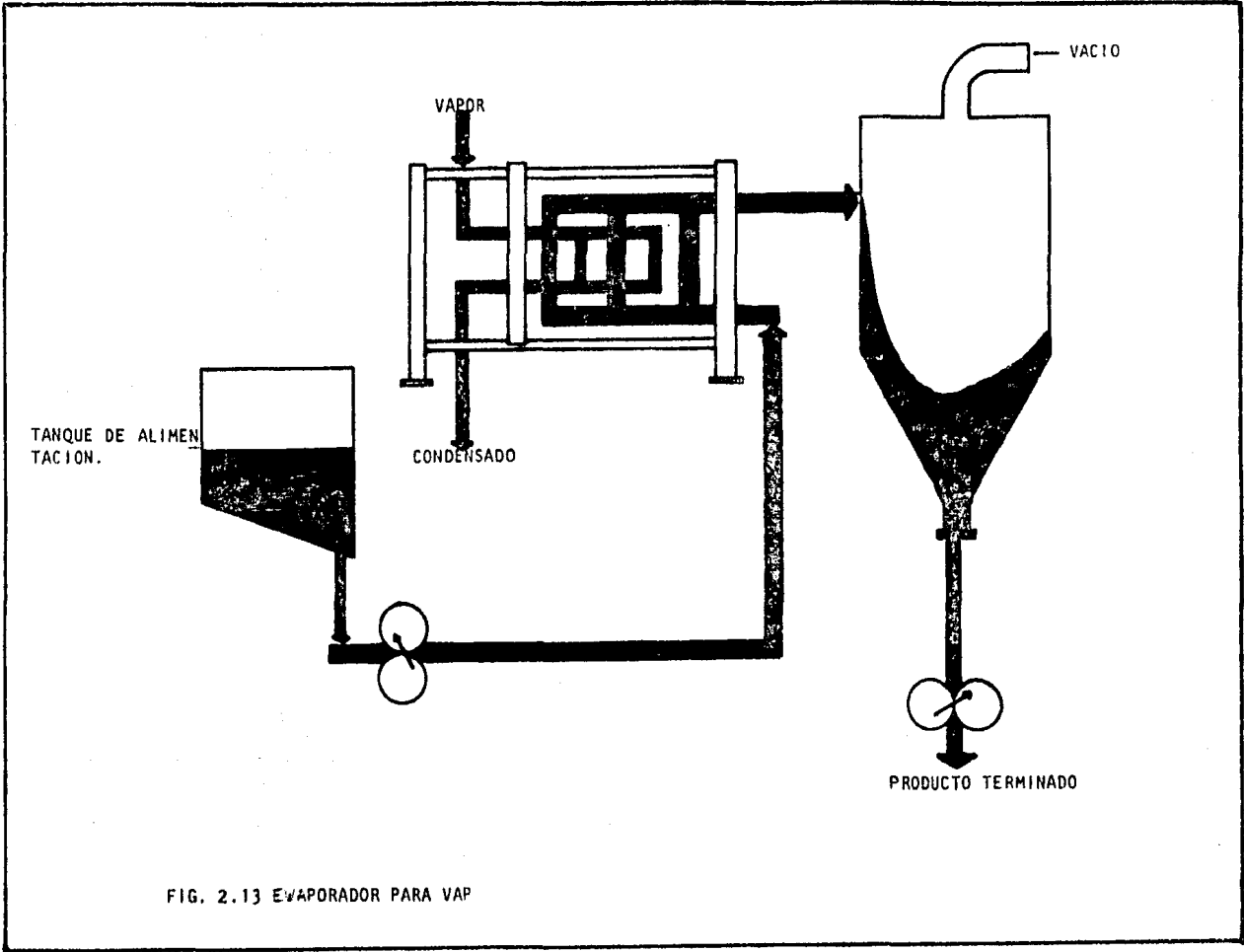


FIG. 2.13 EVAPORADOR PARA VAP

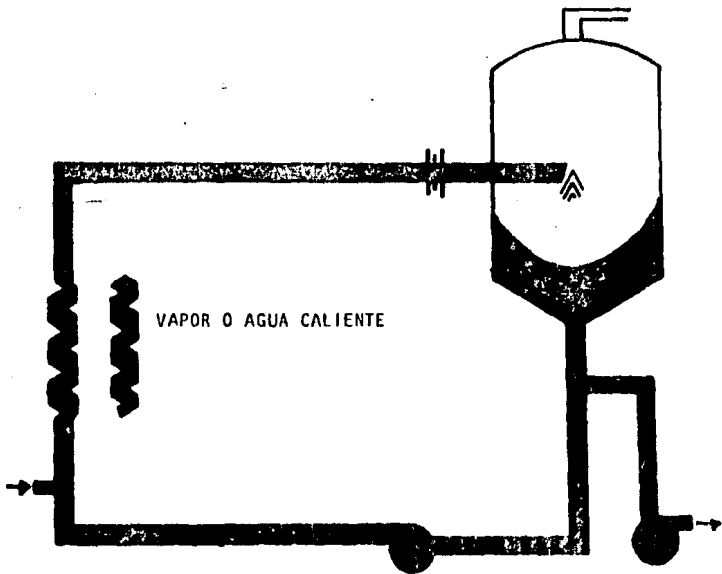
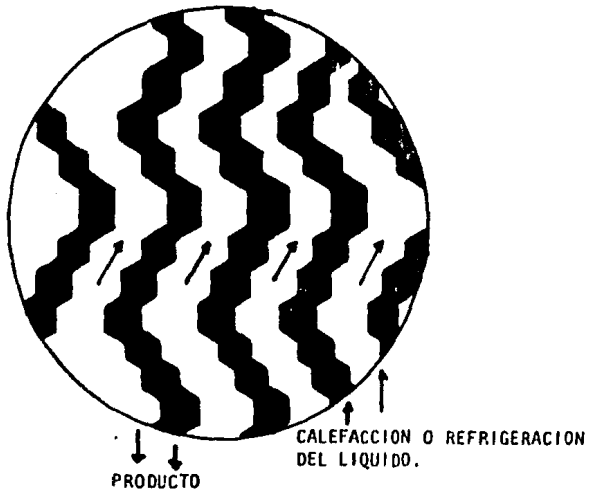


FIG. 2.15 EVAPORADOR PARAFLASH

FIG. 2.14 VISTA DEL CORRUGADO DE UNA PLACA



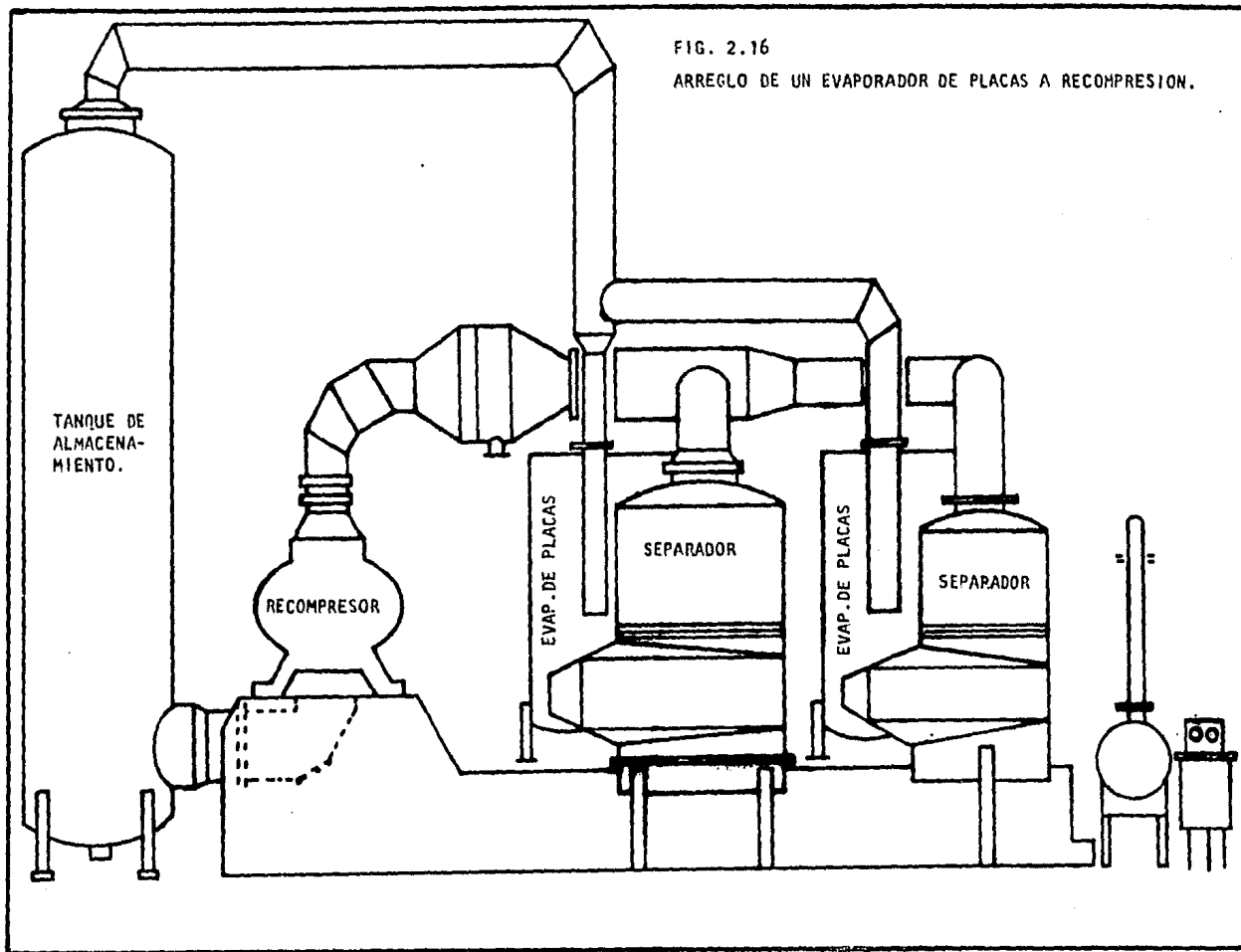


FIG. 2.16
ARREGLO DE UN EVAPORADOR DE PLACAS A RECOMPRESION.

condensado dentro de cada elemento. La vaporización tiene lugar mientras el líquido fluye hacia abajo de las placas. Mientras en un tubo el vapor se desplaza la longitud completa antes de separarse del líquido, el vapor, en este sistema de placas puede dejar la superficie caliente. Casi tan pronto como es generado, la velocidad del vapor por consiguiente se mantiene baja y las caídas de presión y la entrada del líquido en un mínimo absoluto.

Como se muestra en la Fig. 2.17 en el corte del equipo el banco de placas está contenido dentro de un módulo vertical cilíndrico. El vapor deja un módulo a través de eliminadores de arrastre al efecto siguiente a un condensador. Alternativamente en el caso de una unidad M.V.R.* a un compresor mecánico. El vapor entonces se comprime y se usa como medio de calentamiento dentro de los elementos. Este tipo de evaporador ha gozado de un alto grado de éxito en la industria de pulpa y papel, en desalación de agua de mar y además en el tratamiento de corrientes de deshecho de destilerías y plantas de fermentación.

En el tratamiento de grandes cantidades de efluentes diluidos se usa este tipo de evaporador cada vez más, con la única desventaja que cuando se usa una unidad M.V.R.* el costo de capital es muy alto por el precio del compresor. Para grandes capacidades, sin embargo, los ahorros en los gastos de operación, son mayores que los costos del compresor. Además los costos del compresor son compensados en parte por la eliminación de la necesidad de una gran caldera.

*Recompresión Mecánica de Vapor.

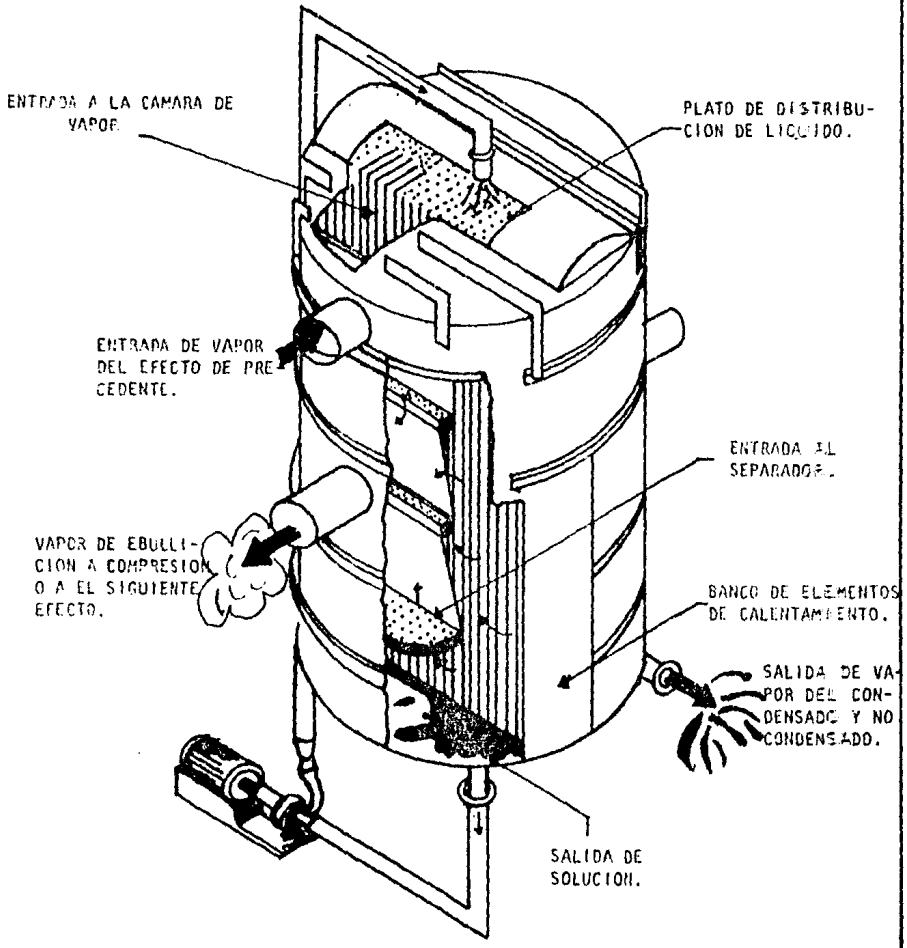


FIG. 2.17 EVAPORADOR DE FLUJO LIBRE.

CAPITULO III

BALANCE DE MASA Y TERMICO

BALANCE DE MASA

En el balance de masa se manejan las siguientes variables:

W_f .- Cantidad de solución o suspensión alimentada.

X_f .- Concentración de alimentación en peso.

W_R .- Cantidad de solución o suspensión concentrada.

X_R .- Concentración de la solución o suspensión de salida en peso.

W_g .- Cantidad de vapor de proceso producida.

W_v .- Cantidad de vapor de servicio alimentada.

λ_v .- Calor latente de ebullición.

T_f .- Temperatura de entrada de la solución.

T_R .- Temperatura de salida de la solución.

En el balance de masa, la cantidad tanto de solvente como de sólidos en el sistema, se debe conservar, no se acumula ni se pierde nada en ninguna parte del equipo. Si tomamos la mezcla como base:

Entradas W_f

Salidas $W_R + W_G$

Por lo tanto entradas = salidas

$$\text{Balance global: } W_f = W_R + W_G \quad (3.01)$$

El sólido también conserva su cantidad. Si se efectúa un balance tomando exclusivamente el sólido en cuenta:

Entradas: $W_f X_f$

Salidas: $W_R X_R$ si $X_G = 0$

$$W_f X_f = W_R X_R \quad (3.02)$$

En un problema común, se tiene W_f , X_f , X_R como datos; entonces se puede calcular W_R :

$$W_R = \frac{W_f X_f}{X_R} \quad (3.03)$$

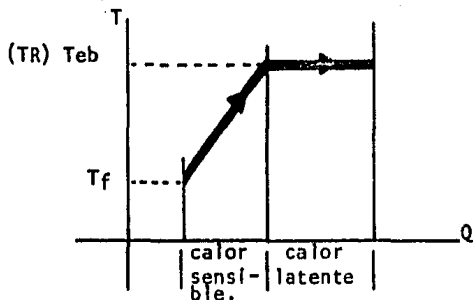
Cuando W_R puede calcularse del balance anterior

$$W_g \text{ por lo tanto} \\ W_g = W_f - W_R \quad (3.04)$$

Con esto queda completo el balance de masa para un evaporador simple.

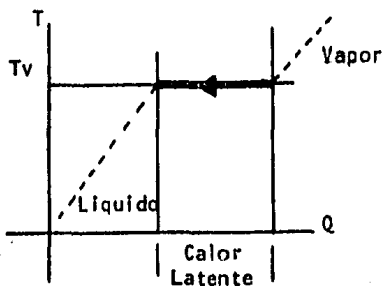
Balance de energía ó balance de calor. Nos proporciona la cantidad de calor que es necesario adicionar al sistema para efectuar la evaporación deseada.

Fig. 3.1.- Diagrama de temperaturas para solución ó suspensión.



En este diagrama se observa una zona donde la solución alcanza la temperatura de ebullición y una zona a temperatura constante donde se efectúa un cambio de estado.

Fig. 3.2.- Diagrama de temperatura para el vapor de servicio.



En el caso de la solución, se consume el siguiente calor:

- 1).- El calor necesario para alcanzar la temperatura de ebullición (calor sensible).

$$W_f C_{pf} \Delta t_f = W_f C_{pf} (T_{eb} - T_f) \quad (3.05)$$

- 2).- Calor necesario para evaporar el solvente (calor latente)

$$W_g \lambda_g$$

λ_g = A la presión de la cámara (calor latente de vaporización).

En el caso del vapor de servicio, este proporciona el siguiente calor - - (calor latente).

$$W_v \lambda_v$$

λ_v = A la presión del vapor de servicio o a la temperatura del mismo (calor latente de vaporización).

El balance consiste en la igualación de estos dos calores: - el absorbido por la solución para evaporarse y el cedido - por el vapor de servicio.

$$W_v \lambda_v = W_f C_{pf} (T_{eb} - T_f) + W_g \lambda_g \quad (3.06)$$

$W_v \lambda_v$.- Calor cedido por el vapor de servicio

$W_f C_{pf} (T_{eb} - T_f)$.- Calor absorbido por la solución para alcanzar la temperatura de ebullición.

$W_g \lambda_g$.- Calor absorbido para evaporar el solvente.

En esta ecuación se expresa el calor que proporciona el vapor de servicio y su uso: Para llevar la alimentación a la temperatura de ebullición y - para evaporar la cantidad adecuada de solvente.

DETERMINACION DE LA TEMPERATURA MEDIA DE EBULLICION.

(T_{eb}).

La temperatura de ebullición varía con la concentración y con la presión, que a su vez es función de la presión hidrostática.

El vapor producido entonces se encuentra naturalmente a mayor temperatura que la de saturación del solvente puro. El aumento se lleva a cabo por dos motivos:

- 1) Concentración
- 2) Presión

Una temperatura media de ebullición puede calcularse como:

$$T_{eb} = \frac{W_g T_g + W_f T_f}{W_g + W_f} \quad (3.07)$$

Esto supone únicamente calores específicos iguales para la alimentación y el residuo, lo cual es aproximadamente cierto.

EVAPORADOR DE MULTIPLE EFECTO.

Del diagrama de un evaporador de simple efecto, puede notarse que existe una corriente de vapor de proceso cuyo calor puede recuperarse ó reutilizarse siempre que su temperatura sea suficiente. Puede aprovecharse como vapor de servicio en otro cuerpo de evaporación que se encuentra a menor presión (menor temperatura). Esta reutilización origina varios sistemas de múltiple efecto.

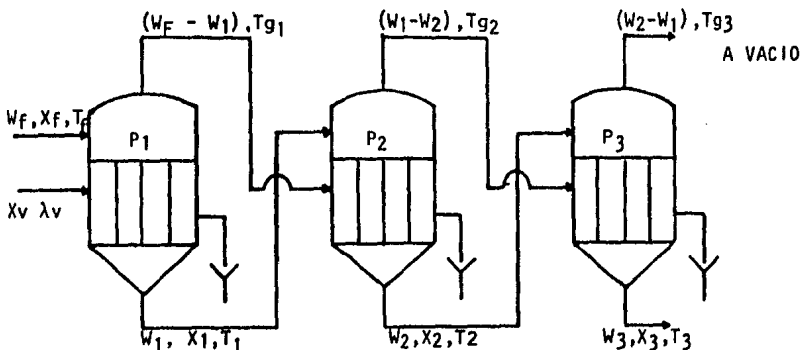


FIG. 3.3 Sistema de Evaporación de Múltiple efecto arreglo paralelo.

Para que esto funcione, la temperatura del vapor que se reutiliza (T_{g1}) debe ser mayor que la ebullición en el efecto en que se condensa ($T_{g2}-T_2$). Esto se logra con las presiones en el siguiente orden:

$$P_1 > P_2 > P_3.$$

En el sentido del flujo ilustrado (En paralelo):

Hay un equilibrio de los dos efectos sobre la temperatura de ebullición: La presión y la concentración.

La temperatura de ebullición aumenta de izquierda a derecha por efecto de la concentración.

La temperatura de ebullición disminuye de izquierda a derecha por efecto de la presión.

Este balance, hace que este sistema de flujos, sea el mas eficiente y el que requiere menos gradiente de temperatura.

Balance de masa:

Balance por componentes.

$$W_f X_f = W_1 X_1 = W_2 X_2 = W_3 X_3 = \dots = W_n X_n \dots \quad (3.08)$$

Balance de energía.

En el caso de la energía, se puede adoptar el balance simplificado para cada efecto.

$$Q_1 = W_v \lambda_v = W_f C_{Pf} (T_f - T_f) + (W_f - W_1) \lambda_1 \quad (3.09)$$

$$Q_2 = (W_f - W_1) \lambda_1 = W_1 C_{P1} (T_2 - T_1) + (W_1 - W_2) \lambda_2 \quad (3.10)$$

$$Q_3 = (W_1 - W_2) \lambda_2 = W_2 C_{P2} (T_3 - T_2) + (W_3 - W_2) \lambda_3 \quad (3.11)$$

Igualmente cada uno de los efectos se encuentra sujeto en el diseño a la ecuación correspondiente:

$$Q_1 = U_1 A_1 \Delta T_1 \quad (3.12)$$

$$Q_2 = U_2 A_2 \Delta T_2 \quad (3.13)$$

$$Q_3 = U_3 A_3 \Delta T_3 \quad (3.14)$$

Diseño.- En evaporadores de banco de tubos, lo más conveniente es tener los efectos iguales, con lo que:

$$A_1 = A_2 = A_3$$

Se puede iniciar de esta forma el diseño, distribuyendo la cantidad evaporada en el número de efectos. Con esto se tienen concentraciones, temperaturas y presiones. Se resuelven las 3 ecuaciones de balance de energía obteniendo W_1 , W_2 , W_3 con lo cual se comprueba la cantidad evaporada en cada efecto.

En otros casos, es necesario tomar en cuenta otras cosas, por ejemplo la viscosidad. Para viscosidades altas se requieren equipos de placas, de película agitada ó equipos especiales; por lo que se distribuye la cantidad evaporada de diferente manera.

Descripción del proceso de evaporación de A.P.V. (10000 lb/hr de agua evaporada).

Este proceso se puede clasificar como un evaporador de película ascendente--descendente con unidades de placas.

Todo el proceso gira en torno a la unidad básica de evaporación que está --constituida por un calentador de placas y un separador.

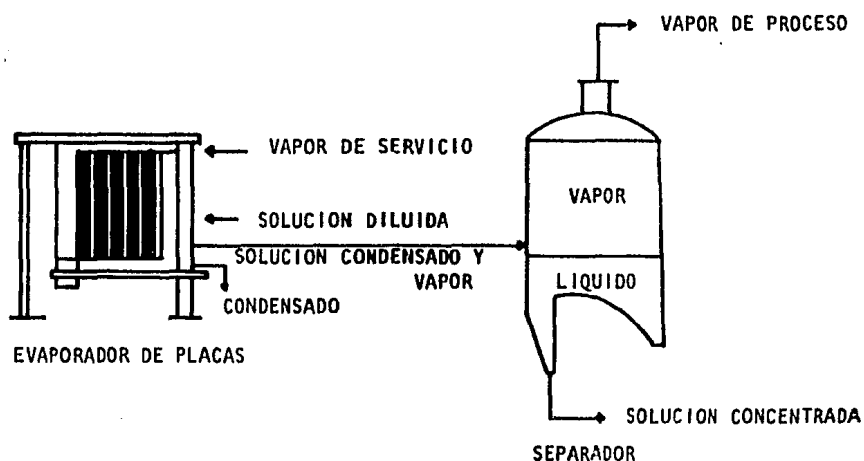


FIG. 3.4 UNIDAD BASICA DE EVAPORACION A.P.V.

Este arreglo tiene las características de sistema de evaporación con calentador y cámara de evaporación separadas. Además de tener en el calentador-evaporador, el sistema de película.

Proceso A.P.V.- La solución diluida se alimenta mediante una bomba al precalentador tipo HX-4, el cual es un equipo de placas, que trabaja con jugo fresco - frío por un lado y condensado (agua caliente y vapor por el otro).

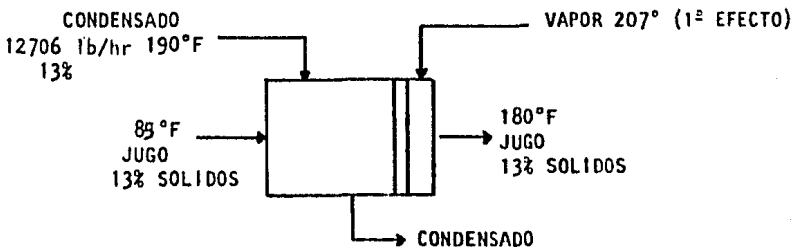


FIG. 3.5 CUADRO DE CORRIENTES DEL PRECALENTADOR

Estas son las corrientes que alimentan y dejan el precalentador. Su aspecto se puede observar en la Fig. 3.5.

Las placas se acomodan entre un cabezal fijo y un cabezal deslizante y después se ajustan con barras corridas para evitar las fugas. Del Precalentador, el jugo pasa al 1er. conjunto evaporador-separador que trabaja a las siguientes condiciones.

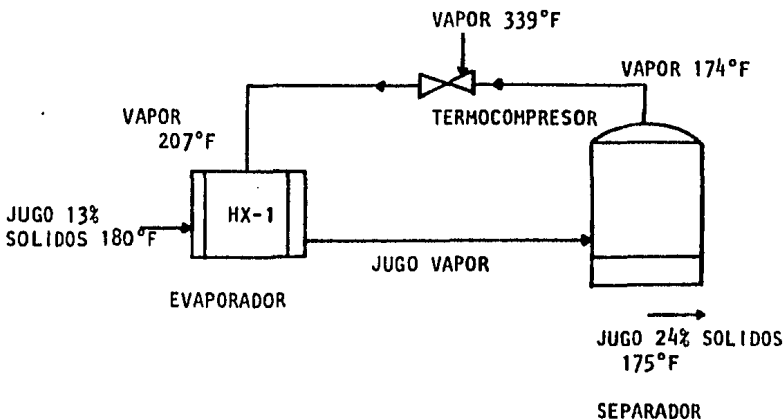


FIG. 3.6 1er. EFECTO DE EVAPORACION

El evaporador tiene 21 juegos de 4 placas diferentes cada uno (84 placas) de aproximadamente 24 in x 36 in de area efectiva (6 FT²) cada una. El resto de las placas son entradas y salidas. El sentido de las corrientes en cada una de las placas puede observarse en la Fig.3.10, cada dos placas entra vapor por la parte superior y desciende hasta salir como condensado. (A y C) y cada dos placas entra jugo; en la placa B por abajo y asciende, pasando por la parte superior a la placa "D" donde desciende para salir finalmente mezclado con el vapor producido, hacia el separador.

La conformación completa del evaporador, se puede observar en la Fig.3.10 donde aparecen las partes principales del equipo.

El separador es un tanque de acero inoxidable con la entrada de mezcla dispuesta en forma lateral para producir un movimiento ciclónico provocando que el líquido quede adherido a las paredes y el vapor se separa por el centro y asciende para ser eliminado. Tiene una entrada de hombre al frente para su limpieza y conservación y una escalera marina para el ascenso tanto a esta entrada como a instrumentos y accesorios de su parte superior.

Del separador del 1er. efecto se envía el jugo al evaporador del 2º efecto para repetir el ciclo:

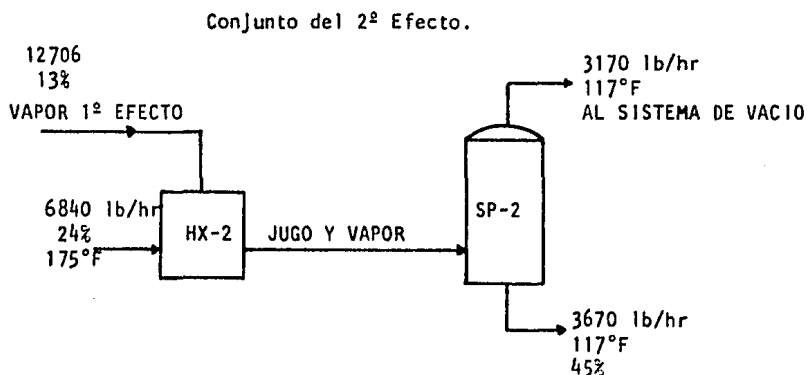


FIG. 3.7 2do. EFECTO DE EVAPORACION

Tanto el evaporador (HX-2) como el separador (SP-2) tienen las mismas características y funcionamiento que en el efecto número 1 excepto que el evaporador cuenta con 48 placas (12 juegos de 4 placas cada uno) solamente.

En seguida el jugo pasa al sistema de evaporación de la 3ª etapa que es un evaporador-terminador, En este equipo se ajusta la concentración final del jugo para cumplir con las especificaciones del producto.

El calentador en este caso, es de otro tipo (PARAVAP) y el separador es más pequeño.

Las condiciones de la 3er. etapa de evaporación son:

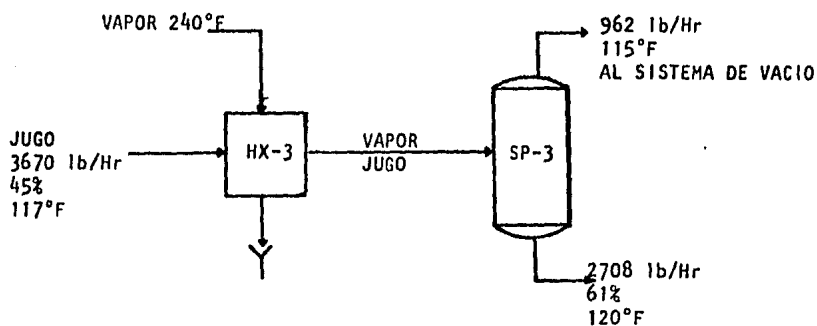


Fig. 3.8 3er. EFECTO DE EVAPORACION

Las partes del evaporador número 3 se observan en la Fig. 3.6, el cual es más robusto que los anteriores pues trabaja a presión del lado del vapor y a vacío del lado del jugo como ya se mencionó antes, el separador 3 es semejante al 1 y al 2 solamente varía en tamaño porque la cantidad de mezcla que trata es más pequeña.

A la salida del 3er. separador el proceso puede sufrir adaptaciones según el tipo de envase y temperatura requerida.

Puede realizarse un calentamiento para enlatado, o bien un enfriamiento en el caso de envase en bidones y posterior congelación. Se ejemplificará en --segundo caso.

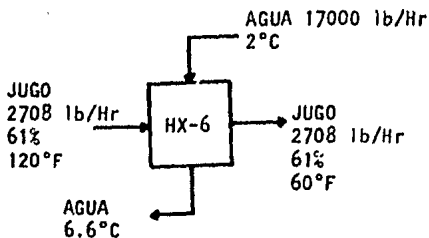


FIG. 3.9 POSTENFRIADOR DE JUGO CONCENTRADO

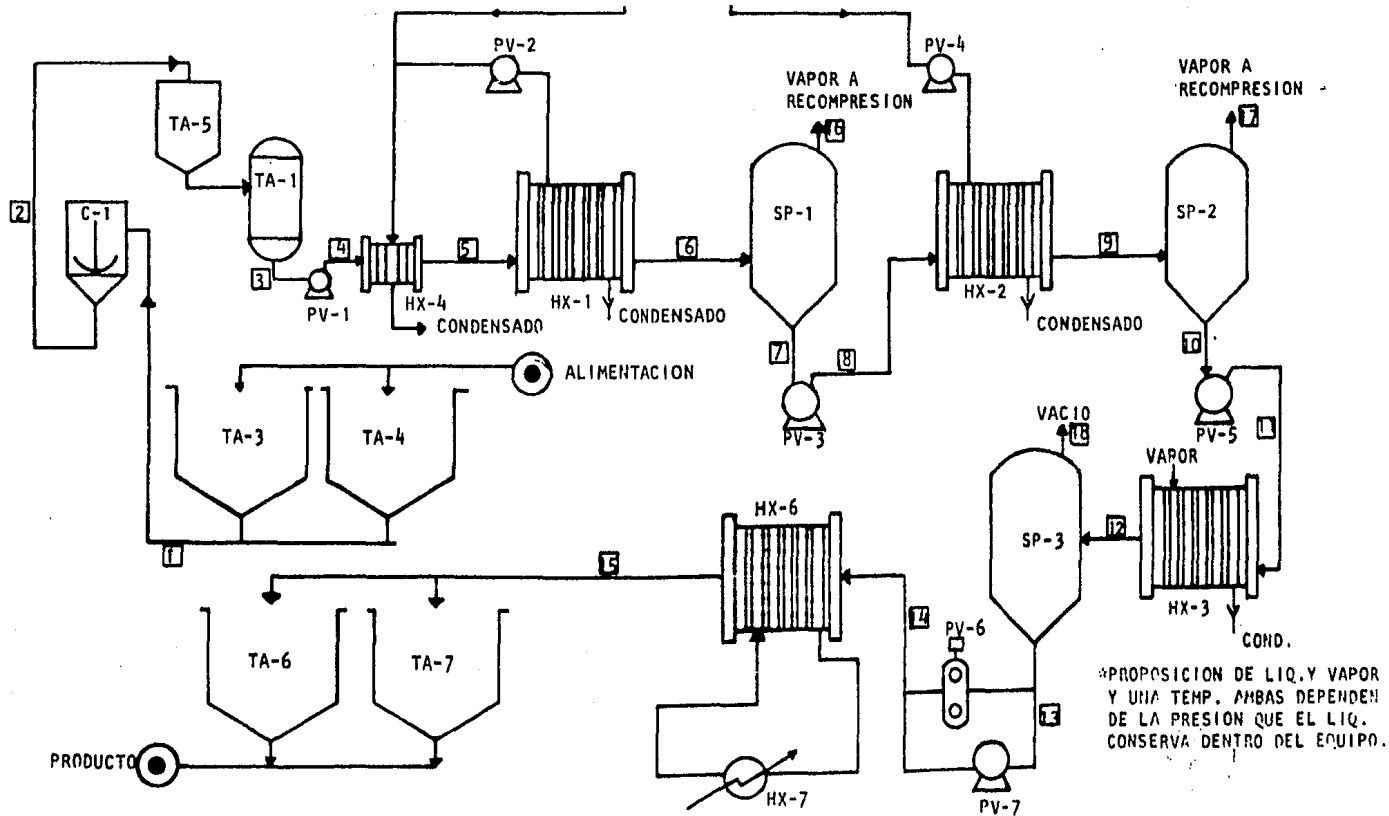


FIG. 3.10 BALANCE DE MASA Y CONDENSADO DE OPERACION EN LAS LINEAS

	1	2	3	4	5	6*	7	8	9*	10	11	12*	13	14	15	16	17	18	
FLUJO lb/ hr	12706	12706	12706	12706	12706	12706	6840	6840	6840	3679	3679	3679	2706	2706	2706	5866	3120	962	
% DE SOLUTO	13	13	13	13	13	13	24.13	24	24	45	45	45	61	61	61	0	0	0	
TEMPERATURA °F	85	85	85	85	180	180	175	175	175	117	117	117	120	120	120	60	175	117	120
PRESION lb/IN ²	-	-	-	40	20	8.69	-5.6	20	-13	-10	20	-13	-10	20	20	-1.69	-13	-13	

T-A-3-, TA-2	Tanques de almacenamiento de materias primas
C-1	Clarificador de jugo Centrífuga vertical para 12500 lb/hr liq.
TA-5	Tanque de alm. de jugo clarificado cilíndrico vertical 65 m ³ fondo plano y tapa cónica.
TA-1	Tanque de balance cilíndrico vertical c/control de nivel -- 150 lts.
PV-1	Bomba alimentación jugo al 1er. efecto. 256 GPM y 40 lb/in ² de presión diferencial.
HX-4	Pre calentador de 2 zonas de placas al 1er. efecto.
HX-1	Calentador evaporador de placas al 1er. efecto 21 juegos de 4 placas = 84 placas de 6 ft ²
SP-1	Separador-evaporador centrífugo
PV-2, PV-4	Recompresores de vapor
PV-3	Bomba de alimentación al 2do. efecto 126 GPM y 25 lb/in ²
HX-2	Calentador-evaporador de placas al 2do. efecto 21 juegos de 4 placas = 48 placas de 6 ft ²
SP-2	Separador-evaporador centrífugo
PV-5	Bomba de alimentación de vapor al 3er. efecto 86 GPM y 30 lb/in ²
HX-3	Calentador evaporador de placas al 2do. efecto
SP-3	Separador-evaporador de 3a. etapa
PV-7, PV-6	Bombas y transporte de producto 66 GPM 30 lb/in ²
HX-6	Enfriador de placas de 3a. etapa
HX-7	Unidad de refrigeración de 3a. etapa
TA-6, TA-7	Tanques de almacenamiento del producto terminado

IV. DISEÑO DE SISTEMAS DE EVAPORACION.

Existen varios caminos, pero desde el punto de vista de diseño, se puede seguir un camino semejante al aplicado en el caso de los intercambiadores de tubos y coraza.

Esta secuencia abarca los siguientes puntos principales:

- 4.1.- Suposición del Coeficiente Global de Diseño
- 4.2.- Diferencia Media de Temperatura
- 4.3.- Cálculo del Area de Transferencia
- 4.4.- Determinación y Ajuste del Arreglo
- 4.5.- Cálculo de los Coeficientes de Transferencia.

A continuación trataremos cada uno de los puntos mencionados:

- 4.1.- Suposición del coeficiente global de diseño.

En general los intercambiadores de placas observan coeficientes de transferencia mayores que los equipos convencionales, esto se debe al ya expuesto efecto de circulación en un canal corrugado con cambios de dirección. Por supuesto esta turbulencia ocurre a costa de un aumento en el costo de energía, resultando en una caída de presión mayor.

De las recomendaciones de los fabricantes puede desprenderse una lista de posibles coeficientes de diseño iniciales (Tabla 4.A)

En otros casos es posible utilizar como base los coeficientes para equipos convencionales adoptando aproximadamente valores mayores en un 100%.

Sin embargo, la elección final de la rapidez de transferencia con la cual trabajará el equipo es producto de un equilibrio con el factor de caída de presión:

TABLA 4.A

SERVICIO	COEFICIENTE	VALOR PROMEDIO
Agua - Agua*	400 - 1200	520
Agua* - Soluciones Acu- sas viscosas (+6C _{gr.})	100 - 300	135
Agua - Solución Azúcar 15°BRIX	450 - 600	525
Agua - Solución Azúcar 20°BRIX	400 - 550	475
Agua - Solución Azúcar 30°BRIX	250 - 350	285
Agua - Solución Azúcar 45°BRIX	150 - 250	185
Agua - Solución Azúcar 60°BRIX	100 - 175	125

*.- El coeficiente usando vapor de agua puede suponerse el mismo.

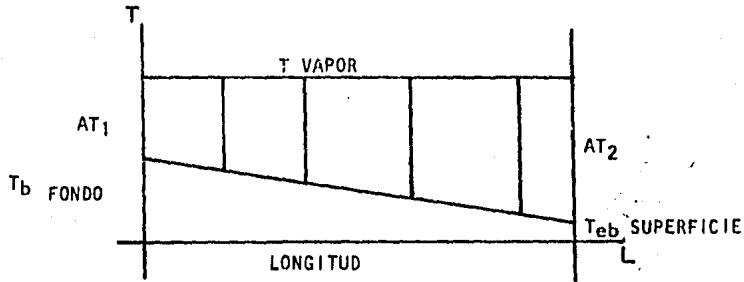
f.- Este coeficiente es el calculado a una velocidad para el caso de flúidos semejantes al agua, entre 1-3 ft/seg.

En general los coeficientes de transferencia son mayores que en intercambiadores de tubos y coraza. Aproximadamente entre 60% y 100% manejados a las velocidades recomendables en cada caso. Esto se comprende, si se toma en cuenta que el régimen turbulento, se logra en sistemas de placas a número de Reynolds entre 100 y 400, mientras en los tubos hay que llegar -- hasta 2300 para evitar el régimen laminar.

4.2.- DIFERENCIA MEDIA DE TEMPERATURA.

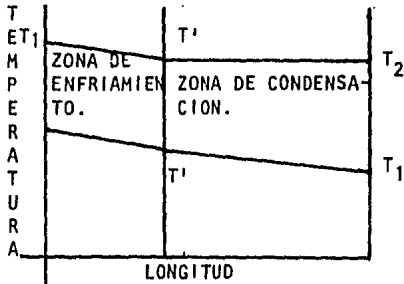
Dependiendo del tipo de evaporador utilizado, la diferencia de temperaturas efectivas, se puede obtener de diferente manera.

En equipos con tubos internos (horizontales ó verticales), donde la alimentación se mezcla espontáneamente con la masa en ebullición, el gradiente puede calcularse atendiendo al perfil de temperaturas:



$$LMTD = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\frac{\ln \Delta T_1}{\Delta T_2}} \quad (4.01)$$

El gradiente de temperatura también ocurre en dos partes.



$$(LMTD)_s = \frac{(T_1 - T_2) - (T' - t_1)}{\ln \frac{(T_2 - t_1)(T_1 - T')}{(T' - t_1)}} \quad (4.02)$$

$$(LMTD)_c = \frac{(T' - t_1) - (T_2 - t_1)}{\ln \frac{(T' - t_1)(T_2 - t_1)}{T_2 - t_1}} \quad (4.03)$$

$$(LMTD) = \frac{Q t}{\frac{Q_s}{(LMTD)_s} + \frac{Q_c}{(LMTD)_c}} \quad (4.04)$$

FIG. 4.2, DIAGRAMA DE LONG. CONTRA TEMPERATURA EN UN SIST. DE CONDENSACION Y ENFRIAMIENTO.

Con estas simplificaciones la ecuación de diseño del sistema de condensación enfriamiento será:

$$Q = UD A_o (LMTD) \quad (4.05)$$

$$U_D = \frac{1}{\frac{1}{h H_2O} + \frac{1}{hc} + R_d \text{ TOTAL}} \quad (4.06)$$

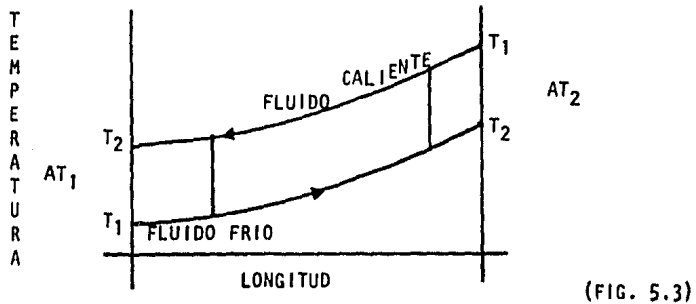
CALCULO DE DIFERENCIA DE TEMPERATURAS.

Originalmente (cuando aún no se tiene el arreglo definitivo) se supone un sistema de un paso por fluido y a contra corriente puro. Posteriormente se hace si es necesario, la corrección correspondiente.

En estas condiciones la diferencia de temperaturas representativa para el sistema sera:

$$LMTD = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln \frac{\Delta T_1}{\Delta T_2}} \quad (4.07)$$

El significado de cada uno de los gradientes extremos que aparecen en la ecuación, se ilustra en la figura siguiente: (FIG. 4.3)



Perfil de temperaturas en sistema a contra corriente.

4.3. CALCULO DEL AREA DE TRANSFERENCIA -

Fijando los datos anteriores se hace posible calcular el área inicial de contacto que sirve como base para seleccionar el marco y número de placas propuestos inicialmente.

$$A = \frac{q}{U (LMTD^*)} \quad (4.08)$$

* Corregido (en los cálculos siguientes)

Con el área de transferencia se elige el tamaño de placas y se debe permitir cierta elasticidad en el diseño por lo que esta área podría representar entre 40% y el 60% del área máxima para un equipo dado.

- 4.4. Cálculo de la velocidad y ajuste del arreglo. Una medida directa del número de canales que pueden utilizarse a la vez, para hacer circular un fluido, es su velocidad. Como se vió antes, se recomienda manejar agua de 1 a 3 ft/seg., fluidos más viscosos se manejarían más lentos y viceversa.

El cálculo de velocidad se puede hacer en base a su definición original:

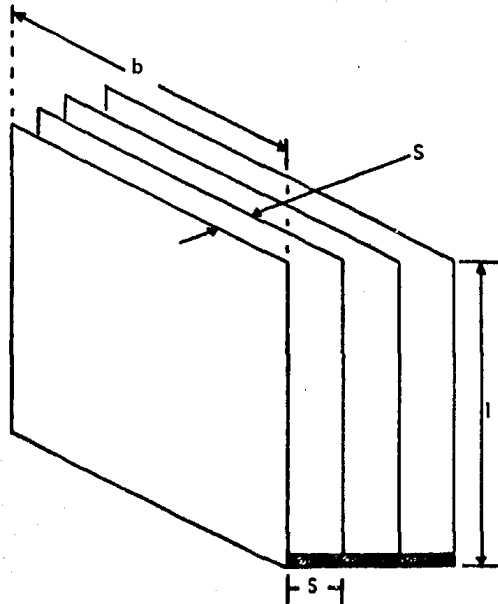
$$v = \frac{V}{AF} \quad (4.09)$$

$$AF = (b \times S) \times nc \quad (4.10)$$

V = Flujo volumétrico (ft³/SEG.)

AF = Area de Flujo

nc = Número de canales



(FIG. 4.4)
GEOMETRIA DE UN
ARREGLO DE PLACAS.

su vez el flujo volumétrico es el flujo másico entre la densidad por lo que la velocidad será:

$$\bar{v} = \frac{W}{A \rho} \quad (4.11)$$

Calculada la velocidad, se fijará el número de canales para obtener la rapidez adecuada, esto puede dar origen a una corrección del área de -- flujo, propuesta.

4.5 Cálculo de los coeficientes de transferencia.

Definición.- Ebullición es la formación de un vapor a partir de un líquido saturado, en contacto con una superficie caliente.

Tipos de Ebullición.- El fenómeno de la ebullición y la condensación -- son de considerable importancia, porque ellos involucran grandes flujos de calor acompañados de diferencia de temperaturas bastante pequeñas.

Aunque la ebullición y la condensación no son procesos puramente convectivos el coeficiente de transferencia de calor "h" es usado para describir el flujo de calor como una función de la diferencia de temperatura -- entre la superficie sólida y el fluido adyacente, entre las fases líquidas.

Transferencia de Calor con Ebullición.- En el fenómeno de la ebullición la adición de energía térmica a un líquido saturado resulta en un cambio de líquido a vapor a la misma temperatura las cantidades pueden transferirse grandes cantidades de calor cuando ocurre la ebullición, así en -- ciertas circunstancias esto puede ser un mecanismo muy importante de -- transferencia de calor. En otras situaciones la formación de vapor de -- un líquido, puede ser el resultado deseado de un proceso de intercambio de calor; la necesidad de conocer las velocidades de transferencia de calor y los mecanismos controlantes es vital para un buen diseño de proceso.

Cuando ocurre la ebullición en una superficie de calentamiento sumergido dentro del líquido en reposo, aparece la ebullición en reposo, en el caso contrario aparece la ebullición con flujo que implica movimiento. -- Una descripción más aproximada para el entendimiento del mecanismo de -- transferencia de calor con ebullición es la curva de ebullición mostrada en la figura 4.5. Se grafica calor suministrado contra diferencia de -- temperaturas.

La superficie de ebullición puede ser una resistencia eléctrica, así el flujo de calor es fácilmente controlado por el descenso de voltaje a través de la resistencia fija del alambre. La curva del flujo de calor puede separarse en seis regímenes para propósitos de discusión. El valor de $(T_o - T_{sat})$ corresponde a agua saturada a la presión atmosférica. Para otros fluidos el comportamiento será el mismo aunque la diferencia de temperatura puede ser otra.

REGIMEN I.- Para una temperatura superficial unos pocos grados arriba de la del líquido adyacente saturado, el intercambio de energía se realiza por el mecanismo de convección natural. La transferencia de calor ocurre vía corrientes de convección natural con transporte de líquido sobre calentado de la superficie caliente a la superficie líquida fría donde la evaporación tiene lugar.

REGIMEN II.- Cuando la temperatura del alambre se incrementa, se forman burbujas de vapor de agua, sobre su superficie. Cuando las burbujas alcanzan un tamaño suficiente, la fuerza de flotación es mayor que la tensión superficial y la burbuja se eleva atravesando el líquido frío y yendo hacia la superficie. Las burbujas de vapor se empiezan a formar en localizaciones favorables sobre la superficie del alambre. Estas localizaciones son denominadas sitios activos o sitios nucleados.

REGIMEN III.- Cuando la potencia impuesta sobre el alambre aumenta la diferencia de temperatura se incrementa y las burbujas formadas rompen rápidamente y alcanzan la superficie del líquido produciendo vapor. En este régimen la superficie del alambre nunca está completamente cubierta con las burbujas y estas se forman en sitios preferentes, ocurriendo el tipo de ebullición denominada nucleada.

Para ebullición nucleada se tienen densidades en el flujo de calor del orden de 10^5 BTU Hr⁻¹ft², son solo posibles para una diferencia de temperatura de aproximadamente 100°F. El valor equivalente de "h" es de 1000 BTU Hr⁻¹ft²°F. Este posible gran valor de "h" con una diferencia de temperatura relativamente pequeña hace que el régimen de ebullición nucleada tenga una importancia particular.

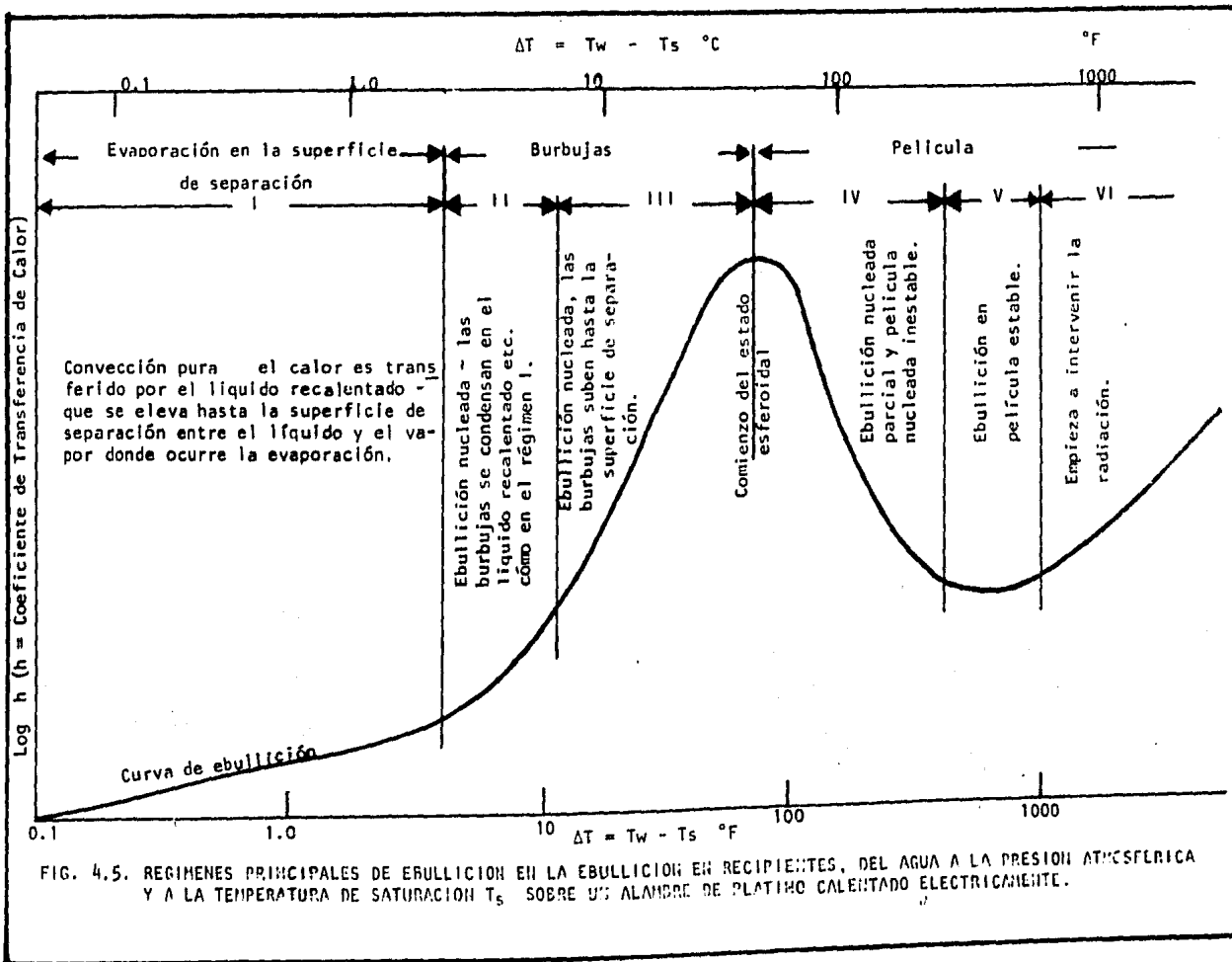


FIG. 4.5. REGIMENES PRINCIPALES DE EBULLICIÓN EN LA EBULLICIÓN EN RECIPIENTES, DEL AGUA A LA PRESIÓN ATMOSFÉRICA Y A LA TEMPERATURA DE SATURACIÓN T_s SOBRE UN ALAMBRE DE PLATINO CALENTADO ELÉCTRICAMENTE.

El punto de máximo flujo de calor, que aparece en la figura 4.5 el punto "n" es denominado punto Burnout. El punto Burnout representa el extremo superior en el régimen III. En agua, a presión atmosférica, el punto burnout ocurre a diferencia de temperatura sobre 100°F y un flujo de calor por el orden de 5×10^5 BTU/Hr-ft².

REGIMEN IV.- A diferentes temperaturas después del punto Burnout un mayor porcentaje de la superficie principal llegar a ser cubierta por la película de vapor a medida que aumenta la diferencia de temperatura. La transferencia se efectúa primero por conducción a través de la película la cual se desplaza hacia la superficie atravesando y agitando el líquido, sin embargo, los lugares ocupados por la película se tornan inútiles, lo cual explica que al aumento de la diferencia de temperatura disminuye el coeficiente, al aumentar la superficie cubierta por el vapor el coeficiente no deja de disminuir hasta que la película se ha vuelto continua y ha cubierto totalmente la superficie.

Cuando la superficie está cubierta por vapor el fenómeno es denominado ebullición de película.

REGIMEN V.- Este régimen es denominado ebullición de película estable y se caracteriza por un mínimo en la curva de ebullición mostrada en la figura 4.5. en agua, a presión atmosférica, la ebullición de película estable se alcanza a valores de diferencia de temperaturas cerca de 500°F.

REGIMEN VI.- Este régimen se caracteriza por muy grandes diferencias de temperaturas entre la superficie y el líquido saturado. La ebullición se desarrolla como en el tipo de película; como la diferencia de temperaturas son grandes, la transferencia de calor radiante llega a ser significativa en realidad, controlante y la curva de flujo de calor asciende una vez más los aumentos de la diferencia de temperatura.

Modelos para determinación de coeficientes de transferencia.

ROSENOW ha desarrollado la siguiente expresión empírica sobre el punto la ebullición nucleada estable, basada en los datos obtenidos por Addoms y mostrados en la fig. 4.6.

$$\frac{CpL (T_o - T_{sat})}{h_{fg}} = C_{sf} \left[\frac{q/A}{\mu L h_{fg}} \sqrt{\frac{\sigma}{g(\rho_L - \rho_V)}} \right]^{1/3} Pr_L^{1.7} \quad (4.12)$$

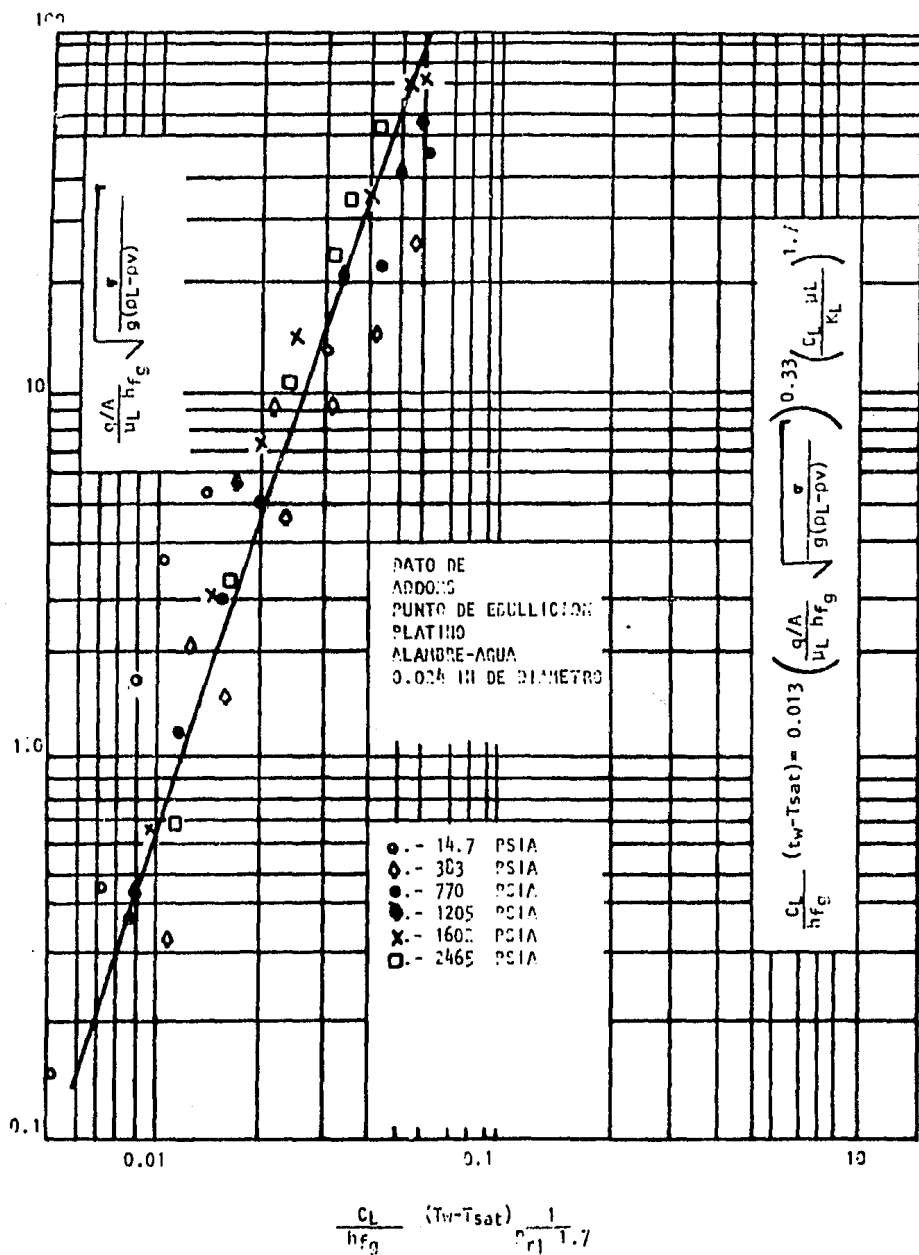


FIG. 4.6 DATOS PARA EBULLICION NUCLEADA ESTABLE.

En la ecuación (4.12) las variables tienen su significado usual; los subíndices L y V se refieren a el líquido saturado y vapor saturado respectivamente, el término C_{sf} es una constante empírica cuyo valor depende de la combinación particular del fluido y la superficie de calentamiento. La línea en la figura 4.6, es válida para un valor de C_{sf} igual a 0.013. La tabla 4.B, proporciona valores C_{sf} para varias combinaciones de fluidos y superficies.

- EBULLICION DE PELICULA ESTABLE -

Tal como se muestra en la figura 4.5. cuando se alcanza el pico de flujo de calor, termina la región nucleada y empieza la región de ebullición de película inestable. No existe ningún análisis que permita calcular el flujo de calor en función de la diferencia de temperatura ($T_o - T_{sat}$) en la región inestable. Hasta que se alcanza el punto mínimo en la curva de ebullición en donde comienza la región de ebullición estable. En las regiones V y VI de ebullición en película estable la superficie de calefacción esta separada del líquido por una capa de vapor a través de la cual se debe transferir calor. En esta región la transferencia de calor necesita grandes diferencias de temperatura puesto que la conductividad térmica del vapor es baja; por lo tanto generalmente se evita la transferencia de calor en esta región cuando intervienen temperaturas altas por otro lado, la ebullición en película estable tiene numerosas aplicaciones en la ebullición de fluidos criogénicos. Bromley desarrolló una teoría para determinar el coeficiente de transferencia de calor de ebullición en película estable sobre la superficie exterior de un cilindro horizontal. El enfoque básico del análisis es similar a la teoría de Nusselt sobre la condensación tipo película sobre un tubo horizontal. El coeficiente promedio de transferencia de calor "h" para la ebullición en película estable sobre la superficie exterior de un cilindro horizontal en ausencia de radiación esta dado por la ecuación.

$$h = 0.62 \left[\frac{k_v^3 \rho_v (\rho_l - \rho_v) g hfg}{\mu_v D_o \Delta T} \left(\frac{1 + 0.4 C_{pv} \Delta T}{hfg} \right) \right]^{1/3} \quad \text{EC. (4.13)}$$

En donde:

h = Coeficiente promedio de transferencia de calor para la ebullición en ausencia de radiación, BTU/hr. ft².°F.; (W/m².°C).

C_{pv} = Calor específico del vapor saturado, BTU/lb °F. (W.S/kg°C).

D_o = Diámetro exterior del tubo, ft; (m).

h_{fg} = Calor latente de vaporización, BTU/lb; (W.S/Kg.).

K_v = Conductividad térmica del vapor saturado, BTU/hr. ft °F; (W/m°C).

ΔT = (To-Tsat), Diferencia entre las temperaturas de la pared y de saturación, °F; (°C).

Se recomienda que se determinen las propiedades físicas del vapor a la temperatura media aritmética entre la temperatura de la pared y la de saturación, pero ρ_L y h_{fg} se deben determinar a la temperatura de saturación.

Para una superficie plana horizontal, Berenson sugirió una modificación para la ecuación 4.13, con el diámetro del tubo D_o , reemplazado por $\left[\frac{\sigma}{g} (\rho_L - \rho_v) \right]^{1/2}$

La expresión resultantes es:

$$h = 0.425 \left[\frac{K_v^3 \nu_f \rho_v (\rho_L - \rho_v) g (h_{fg} + 0.4 c_{pv} \Delta T)}{\mu_f (T_o - T_{sat}) \sqrt{\sigma/g (\rho_L - \rho_v)}} \right]^{1/4}$$

donde: K_v , ρ_v y μ_f podrán ser evaluados a la temperatura de la película.

Para tubos verticales, HSU y WESTWATER correlacionaron datos experimentales resultando la ecuación:

$$h = 0.0020 \text{ Re}^{0.6} \left[\frac{\mu_v^{1/3}}{g \rho_v (\rho_L - \rho_v) K_v^{1/3}} \right]^{-1/3} \quad (4.15)$$

donde:

$$\text{Re} = \frac{4w}{\pi D_o \mu_v} \quad (4.16)$$

Donde:

w .- Es el flujo de vapor en lbm / hr.

Al extremo superior del tubo. Para condiciones semejantes HSU establece que las velocidades de transferencia de calor son más altas para ebullición de película con tubos verticales que con tubos horizontales.

En la ecuación (4.12) las variables tienen su significado usual; los subíndices L y V se refieren a el líquido saturado y vapor saturado respectivamente, el término C_{sf} es una constante empírica cuyo valor depende de la combinación particular del fluido y la superficie de calentamiento. La línea en la figura 4.6, es válida para un valor de C_{sf} igual a 0.013. La tabla 4.8, proporciona valores C_{sf} para varias combinaciones de fluidos y superficies.

- EBULLICION DE PELICULA ESTABLE -

Tal como se muestra en la figura 4.5, cuando se alcanza el pico de flujo de calor, termina la región nucleada y empieza la región de ebullición de película inestable. No existe ningún análisis que permita calcular el flujo de calor en función de la diferencia de temperatura ($T_o - T_{sat}$) en la región inestable. Hasta que se alcanza el punto mínimo en la curva de ebullición en donde comienza la región de ebullición estable. En las regiones V y VI de ebullición en película estable la superficie de calefacción esta separada del líquido por una capa de vapor a través de la cual se debe transferir calor. En esta región la transferencia de calor necesita grandes diferencias de temperatura puesto que la conductividad térmica del vapor es baja; por lo tanto generalmente se evita la transferencia de calor en esta región cuando intervienen temperaturas altas por otro lado, la ebullición en película estable tiene numerosas aplicaciones en la ebullición de fluidos criogénicos, Bromley desarrolló una teoría para determinar el coeficiente de transferencia de calor de ebullición en película estable sobre la superficie exterior de un cilindro horizontal. El enfoque básico del análisis es similar a la teoría de Nusselt sobre la condensación tipo película sobre un tubo horizontal. El coeficiente promedio de transferencia de calor "h" para la ebullición en película estable sobre la superficie exterior de un cilindro horizontal en ausencia de radiación esta dado por la ecuación.

$$h = 0.62 \left[\frac{k_v^3 \rho_v (\rho_L - \rho_v) g hfg}{\mu_v D_o \Delta T} \left(\frac{1 + 0.4 C_{Pv} \Delta T}{hfg} \right) \right]^{1/3} \quad \text{EC. (4.13)}$$

En donde:

h = Coeficiente promedio de transferencia de calor para la ebullición en ausencia de radiación, BTU/hr. ft².°F.; (W/m².°C).

C_{pv} = Calor específico del vapor saturado, BTU/lb °F. (W.S/kg°C).

D_o = Diámetro exterior del tubo, ft; (m).

h_{fg} = Calor latente de vaporización, BTU/lb; (W.S/Kg.).

K_v = Conductividad térmica del vapor saturado, BTU/hr. ft °F; (W/m°C).

ΔT = ($T_o - T_{sat}$), Diferencia entre las temperaturas de la pared y de saturación, °F; (°C).

Se recomienda que se determinen las propiedades físicas del vapor a la temperatura media aritmética entre la temperatura de la pared y la de saturación, pero ρ_L y H_{fg} se deben determinar a la temperatura de saturación.

Para una superficie plana horizontal, Berenson sugirió una modificación para la ecuación 4.13, con el diámetro del tubo D_o , reemplazado por $\left[\frac{g}{g} (\rho_L - \rho_v) \right]^{1/2}$

La expresión resultantes es:

$$h = 0.425 \left[\frac{K_v^3 \nu_f \rho_v (\rho_L - \rho_v) g (h_{fg} + 0.4 c_{pv} \Delta T)}{\mu_v f (T_o - T_{sat}) \sqrt{g/g} (\rho_L - \rho_v)} \right]^{1/4}$$

donde: K_v , ν_f y $\mu_v f$ podrán ser evaluados a la temperatura de la película.

Para tubos verticales, HSU y WESTWATER correlacionaron datos experimentales resultando la ecuación:

$$h = 0.0020 \text{ Re}^{0.6} \left[\frac{\mu_v^2}{g \rho_v (\rho_L - \rho_v) K_v^3} \right]^{-1/3} \quad (4.15)$$

donde:

$$\text{Re} = \frac{4w}{\pi D_o \mu_v} \quad (4.16)$$

Donde:

w .- Es el flujo de vapor en lbm / hr.

Al extremo superior del tubo. Para condiciones semejantes HSU establece que las velocidades de transferencia de calor son más altas para ebullición de película con tubos verticales que con tubos horizontales.

Ebullición de líquidos en flujo forzado dentro de tubos.

En las secciones anteriores consideramos la ebullición sobre una superficie caliente sumergida dentro de una masa líquida en reposo. Si la ebullición ocurre sobre la superficie interior de un tubo caliente a través del cual el líquido fluye, se dice entonces que el proceso es de ebullición en convección forzada. La ebullición del líquido en el flujo forzado dentro de tubos tiene numerosas aplicaciones en el diseño de generadores de vapor, en plantas de fuerza nuclear, plantas de fuerza espaciales y varios sistemas avanzados de generación de potencia. Todavía no existe una teoría fundamental que permita calcular el coeficiente de transferencia de calor para la ebullición por convección forzada.

En la práctica es importante calcular el coeficiente de transferencia de calor en la convección forzada para la ebullición de líquidos. Por medio de estas relaciones se pueden determinar los coeficientes de transferencia de calor para el líquido hasta que empieza la ebullición y para el vapor recalentado. Pero no existe todavía una correlación general que permita determinar el coeficiente de transferencia de calor de todos los regímenes de ebullición que tienen lugar -- dentro del tubo.

Davis y David propusieron la siguiente relación empírica del coeficiente promedio de transferencia de calor h_m para el flujo de mezclas de vapor y líquido dentro de tubos, en tanto que el líquido humedezca la superficie interior del tubo:

$$\frac{h_m D}{k_l} = 0.06 \left(\frac{\rho_l}{\rho_v} \right)^{0.28} \left(\frac{DG X}{\mu} \right)^{0.87} Pr_l^{0.4} \quad (4.17)$$

Donde:

G.- Tasa de flujo másico, lb/h · ft² ; (Kg/S.m²).

D.- Diámetro interior del tubo, ft.; (m).

k.- Conductividad térmica, BTU/h · ft °F; (w/m. °C.)

μ.- Viscosidad, lb/h ft; (Kg/m.S).

X.- Calidad ó fracción en peso del vapor en la mezcla.

ρ.- Densidad, lb/ft³ ; (Kg./m³).

Los subíndices L y V se refieren respectivamente al líquido y al vapor.

TRANSFERENCIA DESDE EL MEDIO DE CALENTAMIENTO.

Pueden utilizarse cuando menos dos tipos de agentes de calentamiento: un líquido que transmita un calor sensible (convección forzada) ó un vapor saturado que al condensar ceda su calor latente.

Además los coeficientes dependerán del tipo de equipo utilizado.

CONVECCION FORZADA.

Equipo de placas. Se encuentran disponibles en la literatura varios métodos para la determinación de los coeficientes de transferencia:

Alfa laval proporciona una serie de curvas para algunos modelos de placas para diferentes ángulos chevron en corrugado cruzado.

En el apéndice se incluye esta gráfica de Reynolds contra $NuPr^{-1/3}$. Debe observarse que los valores incluidos del número de Reynolds van de 1 hasta 40,000 notándose sobre todo en la gráfica de fricción que la zona turbulenta se inicia ligeramente adelante de un $Re=100$.

Una relación del cálculo hasta el coeficiente se da enseguida:

$$A_f = (bxs) nc \quad (4.18)$$

$$G = \frac{w}{af} \quad (4.19)$$

$$\text{No. de Re} = \frac{DeG}{\mu} \quad \text{ó} \quad \text{No. de Re} = \frac{2w}{b\mu nc} \quad (4.20)$$

$$(De = 25)$$

Después, es posible usar el método gráfico mencionado (corrugado cruzado) ó un método proporcionado por APV. Para equipos normales:

$$\frac{hDe}{k} = 0.2536 \left(\frac{De v \rho}{\mu} \right)^{0.65} \left(\frac{Cp \mu}{k} \right)^{0.4} \quad (4.21)$$

La gráfica de Alfa laval proporciona evidentemente el factor:

$$A Re^B \quad (4.22)$$

Aunque debe notarse que el número de Prandtl se encuentra elevado a una potencia de 0.33. La ecuación de Alfa laval se convierte entonces en:

$$\frac{h De}{k} = A Re^B \left(\frac{Cp \mu}{k} \right)^{0.33} \quad (4.23)$$

Donde el conjunto de la ecuación AR^B se obtiene gráficamente.

CONVECCION FORZADA EN TUBOS.

En la convección forzada se distinguen dos grandes casos; la convección a régimen laminar y la convección a régimen turbulento.

Régimen Laminar.- Se distingue por el desplazamiento ordenado del fluido en láminas sucesivas entre las cuales hay gradiente en las propiedades de transporte. En transporte de Momentum, habrá diferencia de velocidades.

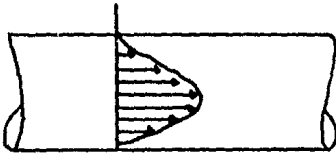


FIG. 4.7 PERFIL DE VELOCIDADES A REGIMEN LAMINAR.

Al igual que en el transporte de momentum a régimen laminar, si se transporta ma sa ó energía, hay un gradiente (de concentración o de temperatura) hasta el centro del tubo. La resistencia que ofrece la capa de fluido esta relacionada con su régimen de flujo que determina el perfil; con su conductividad y con su calor específico que afectaría su cambio de entalpia.

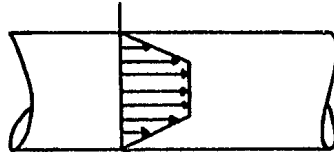
Todas estas variables están incluidas en una ecuación empírica que ha sido ampli mente probada a estas condiciones:

$$\frac{hD}{k} = 1.86 \left(\frac{Dv\rho}{\mu} \right)^{1/3} \left(\frac{Cp\mu}{k} \right)^{1/3} \left(\frac{D}{L} \right)^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0.14} \quad (4.24)$$

Una ligera variante de esta ecuación la proporcionan los propios Sieder y Tate:

$$\frac{hD}{k} = 1.75 \left(\frac{W Cp}{kL} \right)^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0.14} \quad (4.25)$$

Régimen Turbulento.- Las características de una corriente a velocidades altas, - cambian sobre todo en una zona que circunda el centro de la propia corriente.



Zona Turbulenta

$$v = cTe$$

FIG. 4.8 PERFIL DE VELOCIDADES A REGIMEN TURBULENTO.

En la zona turbulenta, habrá una homogeneización de la propiedad que se este -- transmitiendo, provocada por la mezcla al azar del fluido en esta zona. Dicho de esta manera, el fluido es capaz de adoptar direcciones distintas a las del patrón de flujo.

Entre las correlaciones empíricas más aceptadas para calcular la resistencia de la película laminar que subsiste, se encuentran las siguientes.

Diftus y Boelter para flujo turbulento completamente desarrollado, recomiendan el uso de la ecuación:

$$\frac{hD}{k} = 0.023 \left(\frac{Dv \rho}{\mu} \right)^{0.8} \left(\frac{c_p \mu}{k} \right)^n \quad (4.26)$$

$n = 0.4$ para calentamiento

$n = 0.3$ para enfriamiento

Las propiedades deben evaluarse a la temperatura promedio aritmético.

El fluido de viscosidad alta la ecuación anterior de resultados (inexactos por lo que se recomienda el uso de la ecuación de SIEDER Y TATE:

$$\frac{hD}{k} = 0.027 \left(\frac{Dv \rho}{\mu} \right)^{0.8} \left(\frac{c_p \mu}{k} \right)^{0.33} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0.14} \quad (4.27)$$

COEFICIENTE DE TRANSFERENCIA EN CONDENSACION,

- El coeficiente medio de transferencia en condensación de vapores (puros), puede calcularse como:

$$\bar{h}_c = 0.945 \left(\frac{Kf^3 \rho f^2 g}{\mu f G} \right)^{1/3} \quad (4.28)$$

Obviamente las propiedades pertenecen a una película líquida cuya temperatura -- promedio es:

$$t_f = \frac{t_c + t_w}{2} \quad (4.29)$$

t_c = Temperatura de condensación

t_w = Temperatura de pared.

La carga de condensado se calcula como la relación entre la masa total condensada y el perímetro del lugar donde condensa ó donde se forma la película; esto depende de la forma del condensador y de su posición.

En tubos verticales el perímetro de cada tubo es πD_{nt} . la carga de condensado sera:

$$G = \frac{W_v}{\pi D_{nt}} \quad (4.30)$$

Usando el diámetro interior ó el exterior según la condensación sea dentro ó fuera de los tubos.

La posición vertical es poco usada, principalmente por la desventaja en costo que representa un equipo vertical desde el punto de vista de la cimentación.

Para tubos horizontales en una sola línea, donde no hay acumulación de condensado de tubos superiores:

La longitud de un tubo es L_t y la del banco de tubos es $L_t n_t$.

La carga de condensado será calculada como:

$$G = \frac{W_v}{n_t L_t} \quad (4.31)$$

En banco de tubos donde hay acumulación de una línea a otra, la carga real condensado es una variable y en promedio es mayor que la calculada.

$$G = \frac{W_v}{L_t n_t}^{2/3} \quad (4.32)$$

Este es el caso más frecuente de condensación en el exterior de bancos de tubos en intercambiadores comunes.

El último caso, es aquel en el que el condensado se deposita en el interior de los tubos estando estos en posición horizontal.

El condensado, sin importar la posición relativa de los tubos, se acumula en el fondo de cada uno de ellos y tiene que ser drenado a uno de los extremos del intercambiador. Esta acumulación, provoca un área inútil debido al gran espesor de la película y a su pequeña velocidad, en la que el calor prácticamente no se transmite. La longitud de cada tubo es L_t . La longitud total $L_t n_t$ y la carga de condensado.

$$G = \frac{Wv}{0.5 L_t n_t} \quad (4.33)$$

Se asocia una eficiencia en el uso del área de 0.5.

En equipo de placas, es necesario calcular la longitud total en la que condensa el fluido. La longitud en una placa es "a" (El ancho efectivo de las placas) y la longitud total "a n_p".

La carga de condensado es entonces:

$$G = \frac{Wv}{a n_p} \quad (4.34)$$

Cuando la carga del condensado es muy grande y no se puede drenar fácilmente, se inunda la parte inferior de las placas, obstruyendo parte del área de transferencia.

En ocasiones, la condensación viene acompañada de un enfriamiento del gas (vapor sobrecalentado) ó de un enfriamiento del líquido (líquido subenfriado). Esto origina su operación en dos pasos,

$$Q \text{ total} = Q \text{ Condensado} + Q \text{ Saturación} \quad (4.35)$$

El coeficiente del lado del fluido condensado:

$$\bar{h} = \frac{Q \text{ Total}}{\frac{Q_s}{h_s} + \frac{Q_c}{h_c}} \quad (4.36)$$

Tabla 4.B.- Valores del coeficiente C_{sf} de la Ec. (4.12) para varias combinaciones de líquido-superficie.

Combinación líquido-superficie.	C_{sf}
Agua-Latón	0.0060
Agua-Níquel	0.0060
Agua-Platino	0.0130
Agua-Bronce	0.0060
Agua-Cobre	0.0130
Agua-Cobre Rayado	0.0068
Agua-Cobre Esmerilado y Pulido	0.0128
Agua-Cobre Esmerilado y Pulido con Parafina	0.0147
Agua-Acero Inoxidable	0.0133
Agua-Acero inoxidable pulido mecánicamente	0.0132
Agua-Acero inoxidable esmerilado y pulido	0.0080
Agua-Acero inoxidable picado, relleno con teflón	0.0058
Benceno-Cromo	0.0100
Alcohol Etílico-cromo	0.0027
Alcohol n-BUTYL-Cobre	0.0030
35% Hidróxido de potasio-cobre	0.0054
50% hidróxido de Potasio-cobre	0.0027
Tetracloruro de Carbono-cobre	0.0130
Tetracloruro de Carbono-cobre esmerilado y pulido	0.0070
n-Pentano-cromo	0.0150
n-Pentano-cobre esmerilado y pulido	0.0150
n-Pentano-Níquel esmerilado y pulido	0.0127
n-Pentano-Cobre esmerilado y frotado	0.0074
n-Pentano-Cobre laminado	0.0049

-COMBINACION DEL COEFICIENTE TOTAL DE TRANSFERENCIA-

Calculados los coeficientes industriales para cada fluido, se combinan para determinar el coeficiente total este, incluyendo la resistencia de la placa serfa:

$$\frac{1}{U_c} = \frac{1}{hA} + \frac{X}{k_m} + \frac{1}{h_b} \quad (4.37)$$

Generalmente el término de conducción es pequeño aunque no siempre resulta despreciable.

El coeficiente es conveniente corregirlo, con objeto de tomar en cuenta la resistencia de los depósitos originados por el fluido.

La siguiente tabla da una idea de la magnitud de los factores de incrustación para estos equipos, esta tabla fué propuesta por Marriot de la firma Alfa Laval.

Tabla # 4.C

Agua Desmineralizada ó Destilada	0.00005
Agua Suavizada	0.00010
Agua Dura	0.00025
Agua de Enfriamiento	0.00020
Agua de Mar ó Estuario	0.00025
Agua de Mar (Oceano)	0.00015
Agua de Río y Canal	0.00025
Agua Enfriamiento de Máquina	0.00030
Aceites Lubrificantes	0.0001-0.00025
Aceites Vegetales	0.0001-0.00030
Solventes Orgánicos	0.00005-0.00015
Vapor	0.00005
Fluidos de Proceso General	0.00005-0.0003

El periodo de mantenimiento regular de un equipo (Paraflow APV), es recomendado de un mes, aunque se continúa experimentando para emitir datos comparativos de factores de obstrucción con diferentes fluidos.

El factor de obstrucción total es:

$$R_D \text{ Total} = R_{DA} + R_{DB} \quad (4.15)$$

El coeficiente corregido por incrustación se calcula como:

$$U_D = \frac{1}{\frac{1}{U_c} + R_D} \quad (4.16)$$

CAPITULO V

APENDICE

Propiedades Físicas de algunos Productos:

Calor Específico (C_p)Conductividad Térmica (k)Viscosidad (μ)Densidad (ρ)

TABLA V-1 CALORES ESPECIFICOS DE ALGUNOS PRODUCTOS (c_p)

PRODUCTO	CALOR ESPECIFICO		TEMPERATURA		PORCENTAJE DE AGUA
	(BTU/lb °F)	(Kcal/Kg°C)	°F	°C	
Sopa Caldosa	0.74				
Sopa de Col	0.90				
Sopa de Guisantes	0.98				
Sopa de Papa	0.94				88
Mantequilla	0.49-0.51		14-15.5	-10+9.44	14 - 15.5
Margarina	0.42-0.50				9 - 15
Aceite Vegetal	0.35-0.45				
Aceite de Oliva		0.48	68	20	
Aceite de S.de colza			68	20	
Aceite de Sem.Soja			86	30	
Glicerina		0.58	68	20	
Sebo			150	65	
Leche		0.93	68	20	
Leche (Descremada)			77	25	
Leche Azuc.de vaca	0.92				87.5
Nata de leche de "	0.95-0.96				91
Crema: 20%			37	3	
30%			37	3	
45%	0.73				57
60%	0.78				73
Crema de Manzana	0.96		91	32.6	
Jugo de Naranja	1.10		0	-32	
Puré de Platano	0.87		76	22.2	
Agua		1.00	32	0	
Cloruro Sódico		0.80	35	2	
Acido Acético		0.52	68	20	
Alcohol Etilico		0.55	68	20	

TABLA V-1.1 CALORES ESPECIFICOS DE ALGUNOS PRODUCTOS

PRODUCTO	% DE CONTENIDO DE AGUA	TEMPERATURA (°C)	CALOR ESPECIFICO (C _p) (K cal/Kg °C)	
			ARRIBA DEL PUNTO DE CONGELACION.	ABAJO DEL PUNTO DE CONGELACION.
Jugo de Manzana			0.891	
Crema de Manzana			0.910	
Aceite de Castor		20	0.435	
Jugo de Cereza			0.920	
Aceite de Acitrón		5.6	0.437	
Crema Azucarada	75		0.850	0.499
15% de Grasas			0.920	
30% de Grasas			0.929	
40% de Grasas	73		0.850	0.401
60% de Grasas			0.991	
40-60% de grasas	57-75	0-100	0.731	
			0.781	
Crema Agría	57-73		0.700	0.301
Helado de Crema	58-66		0.781	0.45
Jugo de Uva		4.4-32.2	0.910	
Leche	87.5		0.929	0.490
Leche Azucarada	87.5	0-100	0.920	
Nata de Leche	91	0-100	0.951	
			0.960	
	91		0.951	
Oleomargarina	15.5		0.320	0.251
Jugo de Naranja		4.4-32.2	0.929	
Jugo de Fresas		4.4-32.2	0.951	
Cerveza	92	-2	1.0	0.48
Huevos		-3	0.76	0.40

TABLA V-2 VISCOSIDADES DE ALGUNOS PRODUCTOS.

P R O D U C T O	VISCOSIDAD (EN CENTIPOISES)	TEMPERATURA	
		° F	° C
Agua	1.79	32	0
Sacarosa solución 20%	1.29	70	21
60%	60.20	70	21
Cloruro Sodico 22%	2.70	35	2
Acido Acetico	1.22	68	20
Alcohol Etilico	1.20	68	20
Glicerina	830.00	68	20
Aceite de Oliva	84.00	68	20
Aceite de Semilla de Colza	118.00	68	20
Aceite de Semilla de Soya	40.00	86	30
Sebo	17.60	150	65
Leche	2.12	68	20
Leche Descremada	1.40	77	25
Crema 20% de grasa	6.20	37	3
Crema 30% de grasa	13.80	37	3
Aceite Castor	98.60	68	20
Aceite de Cacahuete	2.41	68	20
Catsup	8.00	86	30
Miel	110.00	86	30
Oleomargarina	72.00	86	30

TABLA V-3 DENSIDADES DE ALGUNOS PRODUCTOS.

P R O D U C T O	DENSIDAD (gr/cm ³)	T E M P E R A T U R A	
		°F	°C
Agua	1.000	32	0
Sacarosa Solución 20%	1.070	70	21
Sacarosa Solución 60%	1.290	70	21
Cloruro Sódico	1.240	35	2
Acido Eftílico	1.050	68	20
Alcohol Eftílico	0.790	68	20
Glicerina	1.250	68	20
Glucosa	1.420		
Grasa	0.900		
Natas de Leche	1.035		
Leche Condensada	1.160		
Leche Evaporada	1.066		
Leche (Descremada)	1.040	77	25
Crema 20% de grasa	1.010	37	3
Crema 30% de grasa	1.000	37	3
Sebo	0.900	150	65
Leche	1.030	68	20
Vino	1.000		
Escencia de Tremetina	0.870	32	0
Alcohol Metílico	0.810	32	0
Huevo Entero	0.500		
Jarabes de Azúcar 60 Bx	1.290		
Jarabes de Azúcar 68 Bx	1.340		
Jarabes de Azúcar 76 Bx	1.390		
Jarabes de Maíz 41 Bx	1.300		
Jarabes de Maíz 45 Bx	1.420		
Jugo de Ciruela	1.000		
Jugo de Naranja Concentrado	1.100		
Miel	1.500		
Miel Cocida	1.200		
Sal Solución 22%	1.240		
Catsup	1.110		
Cerveza	1.000		
Clara de Huevo Batido con azúcar	1.000		
Emulsión de carne	1.000		
Aceite de Linza crudo	0.942	50	10
Aceite de Castor	0.969	50	10
Aceite de Semillas de soya	0.910	68	20
Aceite de Semilla de colza	0.900	68	20
Aceite de Oliva	0.910	68	20
Aceite de Ajonjolí	0.921		
Aceite de Almendra	0.914		
Aceite de Bacalao	0.922		
Aceite de Cacahuete	0.917		
Aceite de Cerdo	0.915		
Aceite de Coco	0.926		

P R O D U C T O	DENSIDAD (gr/cm ²)	T E M P E R A T U R A	
		°F	°C
Aceite de Lardo	0.960		
Aceite de Linaza	0.930		
Aceite de Maiz	0.921		
Aceite de Mostaza Blanca	0.912		
Aceite de Palma	0.921		
Aceite de Sabalo	0.923		
Aceite de Semilla de Algodón	0.920		
Aceite de Semilla de Amapola	0.924		
Aceite de Semilla de Girasol	0.924		
Aceite de Semilla de The	0.911		
Aceite Vegetal	0.920		

TABLA: V-4 CONDUCTIVIDADES TERMICAS DE ALGUNOS PRODUCTOS

(k)

P R O D U C T O	CONDUCTIVIDAD TERMICA	TEMPERATURA	
	(BTU/ft ² hr °F)	°F	°C
Sacarosa Solución 20%	0.292	32	0
Sacarosa Solución 60%	0.221	32	0
Agua	0.343	32	0
Cloruro Sódico 22%	0.310	35	2
Acido Acético	0.099	68	20
Alcohol Etilico	0.105	68	20
Glicerina	0.160	68	20
Nata de leche	0.311	34.7	1.5
Leche	0.320	34.7	1.5
Leche Desnatada	0.332	96.5	35.6
Crema 20% de grasa	0.178	99.5	37.5
Crema 30% de grasa	0.181	99.8	37.5
Leche condensada	0.310	80.	26.4
Leche Evaporada	0.281	34.7	1.5
Margarina	0.135	44	6.6
Miel	0.290	36	2.2
Crema de Manzana	0.400	72.5	22.5
Jugo de Manzana	0.323	68	20
Aceite de Oliva	0.097	68	20
Aceite de Cacahuete	0.097	39	5.
Aceite de Castor	0.164	68	20
Aceite de Bacalao	0.096	93.1	35
Aceite de Amapola	0.097	39.2	5
Aceite de Ajonjolí	0.101	39.2	5
Aceite de Almendra	0.102	39.2	5

TABLA V-5 DE PRESION (VAPOR SATURADO SECO)

Presión absoluta, lb/plg. ² p	Temperatura, °F t	Vol. específico		Entalpía			Entropía			Energía interna		Presión absoluta, lb/plg. ² p
		Líquido saturado v _f	Vapor saturado v _g	Líquido saturado h _f	Evaporación h _{fg}	Vapor saturado h _g	Líquido saturado s _f	Evaporación s _{fg}	Vapor saturado s _g	Líquido saturado u _f	Vapor saturado u _g	
1.0	101.74	0.01814	333.6	69.70	1036.3	1106.0	0.1328	1.8456	1.9782	69.70	1644.3	1.0
2.0	126.08	0.01623	173.73	93.99	1022.2	1116.2	0.1749	1.7451	1.9200	93.98	1631.9	2.0
3.0	141.48	0.01630	118.71	109.37	1013.2	1122.6	0.2008	1.6855	1.8861	109.36	1626.7	3.0
4.0	152.87	0.01636	90.63	120.86	1006.4	1127.3	0.2198	1.6427	1.8625	120.85	1622.2	4.0
5.0	162.24	0.01640	73.52	130.13	1001.0	1131.1	0.2347	1.6094	1.8441	130.12	1618.1	5.0
6.0	170.06	0.01645	61.98	137.96	996.2	1134.2	0.2472	1.5820	1.8202	137.94	1614.3	6.0
7.0	176.85	0.01649	53.64	144.76	992.1	1136.9	0.2581	1.5566	1.8107	144.74	1610.7	7.0
8.0	182.56	0.01653	47.34	150.79	988.5	1139.3	0.2674	1.5353	1.8057	150.77	1607.2	8.0
9.0	188.28	0.01656	42.40	156.22	985.2	1141.4	0.2759	1.5203	1.7983	156.19	1603.8	9.0
10	193.21	0.01659	38.42	161.17	982.1	1143.3	0.2835	1.5041	1.7876	161.14	1600.2	10
14.696	212.00	0.01672	26.80	180.07	970.3	1150.4	0.3120	1.4446	1.7566	180.02	1677.5	14.696
15	213.03	0.01672	26.29	181.11	969.7	1150.8	0.3135	1.4415	1.7549	181.06	1677.8	15
20	227.96	0.01653	20.089	198.16	960.1	1156.3	0.3356	1.3662	1.7319	198.10	1681.9	20
25	240.07	0.01632	16.303	203.42	952.1	1160.6	0.3533	1.3606	1.7139	203.34	1688.1	25
30	250.33	0.01701	13.746	218.82	945.3	1164.1	0.3650	1.3313	1.6993	218.73	1695.8	30
35	259.23	0.01708	11.898	227.91	939.2	1167.1	0.3807	1.3063	1.6870	227.80	1698.1	35
40	267.25	0.01715	10.499	236.03	933.7	1169.7	0.3919	1.2844	1.6763	235.90	1699.0	40
45	274.44	0.01721	9.401	243.36	928.6	1172.0	0.4019	1.2650	1.6669	243.22	1698.7	45
50	281.01	0.01727	8.515	250.09	924.0	1174.1	0.4110	1.2474	1.6583	249.93	1698.3	50
55	287.07	0.01732	7.787	256.30	919.6	1175.9	0.4193	1.2316	1.6509	256.12	1697.7	55
60	292.71	0.01738	7.175	262.09	915.5	1177.0	0.4270	1.2168	1.6438	261.90	1697.9	60
65	297.97	0.01743	6.655	267.50	911.6	1179.1	0.4342	1.2032	1.6374	267.29	1697.9	65
70	302.92	0.01748	6.206	272.61	907.9	1180.6	0.4409	1.1906	1.6315	272.38	1697.2	70
75	307.60	0.01753	5.816	277.43	904.5	1181.9	0.4472	1.1787	1.6259	277.19	1696.2	75
80	312.03	0.01757	5.472	282.02	901.1	1183.1	0.4531	1.1670	1.6207	281.76	1695.1	80
85	316.25	0.01761	5.168	286.39	897.8	1184.2	0.4587	1.1571	1.6153	286.11	1694.9	85
90	320.27	0.01766	4.896	290.56	894.7	1185.3	0.4641	1.1471	1.6112	290.27	1694.7	90
95	324.12	0.01770	4.652	294.56	891.7	1186.2	0.4692	1.1376	1.6068	294.25	1694.5	95
100	327.81	0.01774	4.432	299.40	888.8	1187.2	0.4740	1.1280	1.6026	299.08	1694.2	100
110	334.77	0.01782	4.049	303.60	883.2	1188.9	0.4832	1.1117	1.5948	303.30	1693.5	110
120	341.25	0.01789	3.728	312.44	877.9	1190.4	0.4916	1.0962	1.5878	312.05	1692.8	120
130	347.32	0.01796	3.455	318.81	873.0	1191.7	0.4995	1.0817	1.5812	318.38	1692.6	130
140	353.02	0.01802	3.220	324.82	868.2	1193.0	0.5069	1.0682	1.5751	324.35	1692.6	140
150	358.42	0.01809	3.015	330.51	863.6	1194.1	0.5138	1.0556	1.5694	330.01	1692.5	150
160	363.53	0.01815	2.834	335.93	859.2	1195.1	0.5204	1.0436	1.5640	335.39	1692.2	160
170	368.41	0.01822	2.675	341.09	854.9	1196.0	0.5266	1.0324	1.5590	340.52	1691.9	170
180	373.06	0.01827	2.532	346.03	850.8	1196.9	0.5325	1.0217	1.5542	345.42	1691.5	180
190	377.51	0.01833	2.404	350.79	846.8	1197.6	0.5381	1.0116	1.5497	350.15	1691.3	190
200	381.79	0.01839	2.288	355.36	843.0	1198.4	0.5435	1.0018	1.5453	354.68	1691.2	200
250	400.95	0.01865	1.8438	376.00	825.1	1201.1	0.5675	0.9588	1.5263	375.14	1691.5	250
300	417.33	0.01890	1.5433	393.84	809.0	1202.8	0.5879	0.9225	1.5104	392.79	1691.7	300
350	431.72	0.01913	1.3260	409.69	794.2	1203.9	0.6056	0.8910	1.4966	408.45	1691.6	350
400	441.59	0.0193	1.1615	424.0	780.5	1204.5	0.6214	0.8630	1.4844	422.6	1691.5	400
450	458.28	0.0195	1.0320	437.2	767.4	1204.8	0.6356	0.8378	1.4734	435.5	1691.7	450
500	467.01	0.0197	0.9278	449.4	755.0	1204.4	0.6487	0.8147	1.4634	447.6	1691.6	500
550	476.94	0.0199	0.8424	460.8	743.1	1203.9	0.6608	0.7934	1.4542	458.8	1691.2	550
600	486.21	0.0201	0.7698	471.6	731.6	1203.2	0.6720	0.7734	1.4454	469.4	1691.7	600
650	494.90	0.0203	0.7083	481.8	720.5	1202.3	0.6826	0.7548	1.4374	479.4	1691.7	650
700	503.10	0.0205	0.6554	491.5	709.7	1201.2	0.6925	0.7371	1.4296	488.8	1691.3	700
750	510.86	0.0207	0.6092	500.8	699.2	1200.0	0.7019	0.7204	1.4223	508.0	1691.5	750
800	518.23	0.0209	0.5687	509.7	688.9	1198.6	0.7108	0.7045	1.4153	506.6	1691.4	800
850	525.26	0.0210	0.5327	518.3	678.8	1197.1	0.7194	0.6891	1.4085	515.0	1691.3	850
900	531.96	0.0212	0.5008	526.6	668.8	1195.4	0.7273	0.6744	1.4020	523.1	1691.1	900
950	538.43	0.0214	0.4717	534.6	659.1	1193.7	0.7355	0.6602	1.3957	530.9	1691.0	950
1000	544.61	0.0216	0.4450	542.4	649.4	1191.8	0.7430	0.6467	1.3897	538.4	1690.9	1000
1100	556.31	0.0220	0.4001	557.4	630.4	1187.8	0.7573	0.6205	1.3780	552.9	1690.4	1100
1200	567.22	0.0223	0.3619	571.7	611.7	1183.4	0.7711	0.5926	1.3607	566.7	1690.0	1200
1300	577.46	0.0227	0.3293	585.4	593.2	1178.6	0.7840	0.5719	1.3550	580.0	1690.4	1300
1400	587.10	0.0231	0.3012	599.7	574.7	1173.4	0.7963	0.5491	1.3454	592.7	1690.5	1400
1500	596.23	0.0235	0.2765	611.6	556.3	1167.9	0.8082	0.5269	1.3351	605.1	1690.2	1500
2000	635.82	0.0257	0.1878	671.7	463.4	1135.5	0.8619	0.4230	1.2849	662.2	1685.6	2000
2500	668.13	0.0267	0.1307	730.6	360.5	1091.1	0.9126	0.3197	1.2323	717.3	1680.6	2500
3000	693.30	0.0276	0.0958	802.5	217.8	1020.3	0.9731	0.1885	1.1615	783.4	1672.7	3000
3206.2	705.40	0.0303	0.0503	902.7	0	902.7	1.0580	0	1.0580	872.9	872.9	3206.2

TABLA V-6 DE TEMPERATURA (VAPOR SATURADO SECO)

Temperatura, °F t	Presión absoluta, psi p	Volumen específico			Entalpía			Entropía		Temperatura, °F t	
		Líquido saturado v _f	Evaporación v _{fg}	Vapor saturado v _g	Líquido saturado h _f	Vaporación h _{fg}	Evaporación h _g	Líquido saturado s _f	Evaporación s _{fg}		Vapor saturado s _g
32	0.08854	0.01602	3308	3308	0.00	1075.8	1075.8	0.0000	2.1877	2.1877	32
36	0.09985	0.01602	2947	2947	3.02	1074.1	1077.1	0.0061	2.1709	2.1770	36
40	0.12170	0.01602	2444	2444	8.05	1071.3	1079.3	0.0162	2.1352	2.1597	40
46	0.14752	0.01602	2036.4	2036.4	13.06	1068.4	1081.5	0.0262	2.1167	2.1420	46
50	0.17811	0.01603	1703.2	1703.2	18.07	1065.6	1083.7	0.0361	2.0903	2.1264	50
60	0.2563	0.01604	1206.6	1206.7	28.06	1059.9	1088.0	0.0555	2.0393	2.0948	60
70	0.3631	0.01600	867.8	867.9	38.01	1054.3	1092.3	0.0745	1.9902	2.0647	70
80	0.5069	0.01608	633.1	633.1	48.02	1048.6	1096.6	0.0932	1.9428	2.0360	80
90	0.6982	0.01610	468.0	468.0	57.99	1042.9	1100.0	0.1115	1.8972	2.0057	90
100	0.9492	0.01613	350.3	350.4	67.97	1037.2	1105.2	0.1295	1.8531	1.9826	100
110	1.2748	0.01617	265.3	265.4	77.94	1031.0	1109.5	0.1471	1.8106	1.9577	110
120	1.6924	0.01620	203.25	203.27	87.92	1025.8	1113.7	0.1645	1.7694	1.9338	120
130	2.2225	0.01625	157.32	157.34	97.90	1020.0	1117.9	0.1816	1.7206	1.9112	130
140	2.8886	0.01629	122.99	123.01	107.89	1014.1	1122.0	0.1984	1.6710	1.8894	140
150	3.718	0.01634	98.08	97.07	117.89	1008.2	1126.1	0.2149	1.6537	1.8685	150
160	4.741	0.01639	77.27	77.29	127.89	1002.3	1130.2	0.2311	1.6174	1.8485	160
170	5.992	0.01645	62.04	62.06	137.90	996.3	1134.2	0.2472	1.5822	1.8293	170
180	7.510	0.01651	50.21	50.23	147.92	990.2	1138.1	0.2630	1.5480	1.8109	180
190	9.339	0.01657	40.94	40.96	157.95	984.1	1142.0	0.2785	1.5147	1.7932	190
200	11.526	0.01663	33.62	33.64	167.99	977.9	1145.9	0.2938	1.4824	1.7782	200
210	14.123	0.01670	27.80	27.82	178.05	971.6	1149.7	0.3090	1.4508	1.7598	210
220	17.186	0.01677	23.13	23.15	188.13	965.2	1153.4	0.3239	1.4201	1.7406	220
230	20.780	0.01684	19.305	19.32	198.23	958.8	1157.0	0.3387	1.3901	1.7288	230
240	24.969	0.01692	16.306	16.323	208.34	952.2	1160.5	0.3531	1.3609	1.7140	240
250	29.825	0.01700	13.804	13.821	216.48	945.5	1164.0	0.3675	1.3323	1.6998	250
260	35.429	0.01709	11.748	11.763	228.64	938.7	1167.3	0.3817	1.3043	1.6860	260
270	41.858	0.01717	10.044	10.061	238.84	931.8	1170.6	0.3958	1.2769	1.6727	270
280	49.203	0.01726	8.628	8.645	249.06	924.7	1173.8	0.4095	1.2501	1.6597	280
290	57.566	0.01735	7.444	7.461	259.31	917.5	1176.8	0.4234	1.2238	1.6472	290
300	67.013	0.01745	6.449	6.466	269.59	910.1	1179.7	0.4369	1.1980	1.6350	300
310	77.68	0.01755	5.609	5.626	279.92	902.6	1182.6	0.4504	1.1727	1.6231	310
320	89.66	0.01765	4.898	4.914	290.28	894.9	1185.2	0.4637	1.1478	1.6115	320
330	103.06	0.01776	4.289	4.307	300.68	887.0	1187.7	0.4769	1.1233	1.6002	330
340	118.01	0.01787	3.770	3.788	311.13	879.0	1190.1	0.4900	1.0992	1.5891	340
350	134.63	0.01799	3.324	3.342	321.63	870.7	1192.3	0.5029	1.0754	1.5783	350
360	153.04	0.01811	2.939	2.957	332.18	862.2	1194.4	0.5158	1.0519	1.5677	360
370	173.37	0.01823	2.606	2.625	342.79	853.5	1196.3	0.5286	1.0287	1.5573	370
380	195.77	0.01836	2.317	2.335	353.45	844.6	1198.1	0.5413	1.0059	1.5471	380
390	220.37	0.01850	2.0651	2.0836	364.17	835.4	1199.6	0.5539	0.9832	1.5371	390
400	247.31	0.01864	1.8147	1.8333	374.97	826.0	1201.0	0.5661	0.9608	1.5272	400
410	276.75	0.01878	1.6512	1.6700	385.83	816.3	1202.1	0.5785	0.9386	1.5174	410
420	308.83	0.01894	1.4811	1.5000	396.77	806.3	1203.1	0.5912	0.9166	1.5078	420
430	343.72	0.01910	1.3308	1.3499	407.79	796.0	1203.8	0.6035	0.8947	1.4982	430
440	381.69	0.01926	1.1979	1.2171	418.90	785.4	1204.3	0.6158	0.8730	1.4887	440
450	422.6	0.0194	1.0799	1.0993	430.1	774.5	1204.6	0.6280	0.8513	1.4793	450
460	466.9	0.0196	0.9745	0.9944	441.4	763.2	1204.6	0.6402	0.8298	1.4700	460
470	514.7	0.0198	0.8811	0.9009	452.8	751.5	1204.3	0.6523	0.8083	1.4606	470
480	566.1	0.0200	0.7972	0.8172	464.4	739.4	1203.7	0.6645	0.7868	1.4513	480
490	621.4	0.0202	0.7221	0.7423	476.0	726.8	1202.8	0.6766	0.7653	1.4419	490
500	680.8	0.0204	0.6545	0.6749	487.8	713.9	1201.7	0.6887	0.7438	1.4325	500
520	812.4	0.0209	0.5385	0.5594	511.9	686.4	1198.2	0.7130	0.7006	1.4136	520
540	902.5	0.0215	0.4434	0.4649	536.6	656.6	1193.2	0.7374	0.6568	1.3942	540
560	1133.1	0.0221	0.3647	0.3868	562.2	624.2	1188.4	0.7621	0.6121	1.3742	560
580	1325.8	0.0228	0.2989	0.3217	588.9	588.4	1177.3	0.7872	0.5659	1.3532	580
600	1542.9	0.0236	0.2432	0.2668	617.0	548.5	1165.5	0.8131	0.5176	1.3307	600
620	1786.8	0.0247	0.1955	0.2201	646.7	503.6	1150.3	0.8398	0.4604	1.3062	620
640	2059.7	0.0260	0.1538	0.1798	678.6	452.0	1130.5	0.8679	0.4110	1.2789	640
660	2365.4	0.0278	0.1165	0.1442	714.2	390.2	1104.4	0.8987	0.3485	1.2472	660
680	2708.1	0.0305	0.0810	0.1115	757.3	309.9	1067.2	0.9351	0.2719	1.2071	680
700	3093.7	0.0369	0.0392	0.0761	823.3	172.1	995.4	0.9905	0.1484	1.1389	700
705.4	3204.2	0.0503	0	0.0503	902.7	0	902.7	1.0580	0	1.0580	705.4

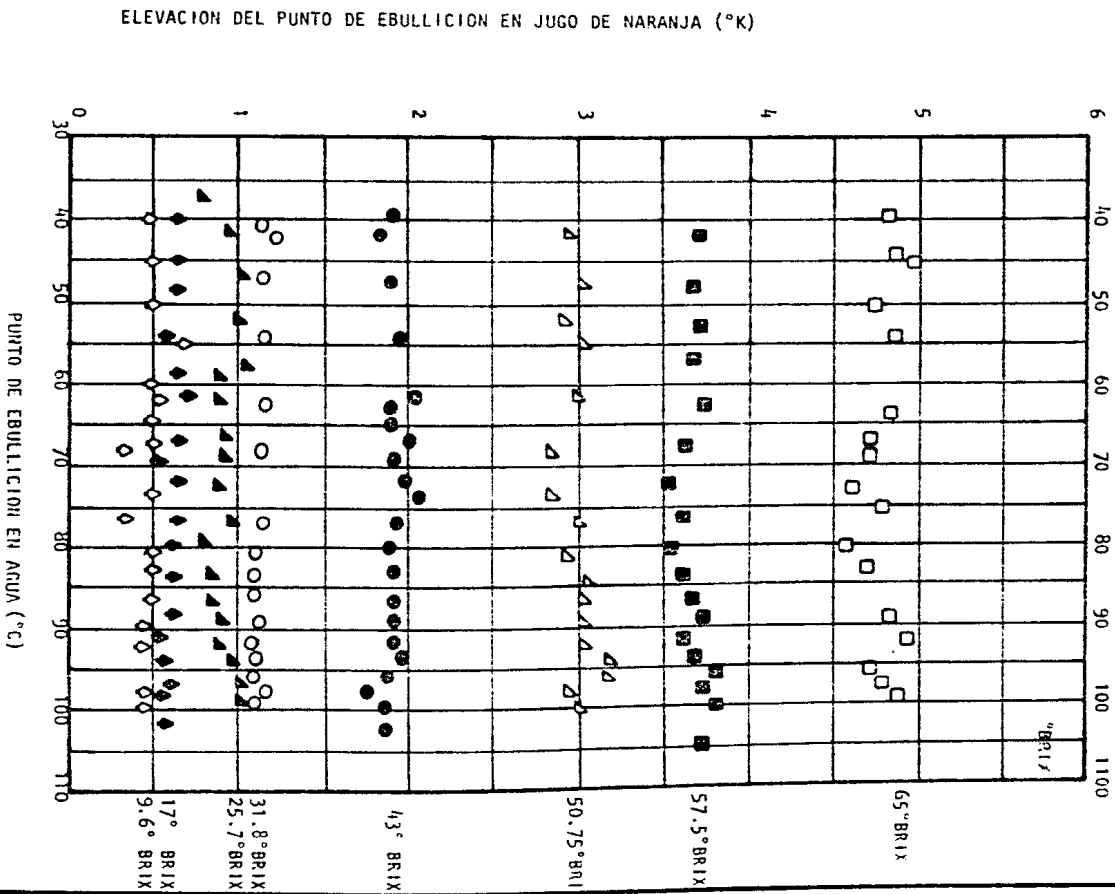


FIG. 5.1. RANGO DEL PUNTO DE EBULLICION, ATB, EN JUGO DE NARANJA CONTRA EL PUNTO DE EBULLICION EN AGUA TA.

ELEVACION DEL PUNTO DE EBULLICION EN JUGO DE NARANJA (°K)

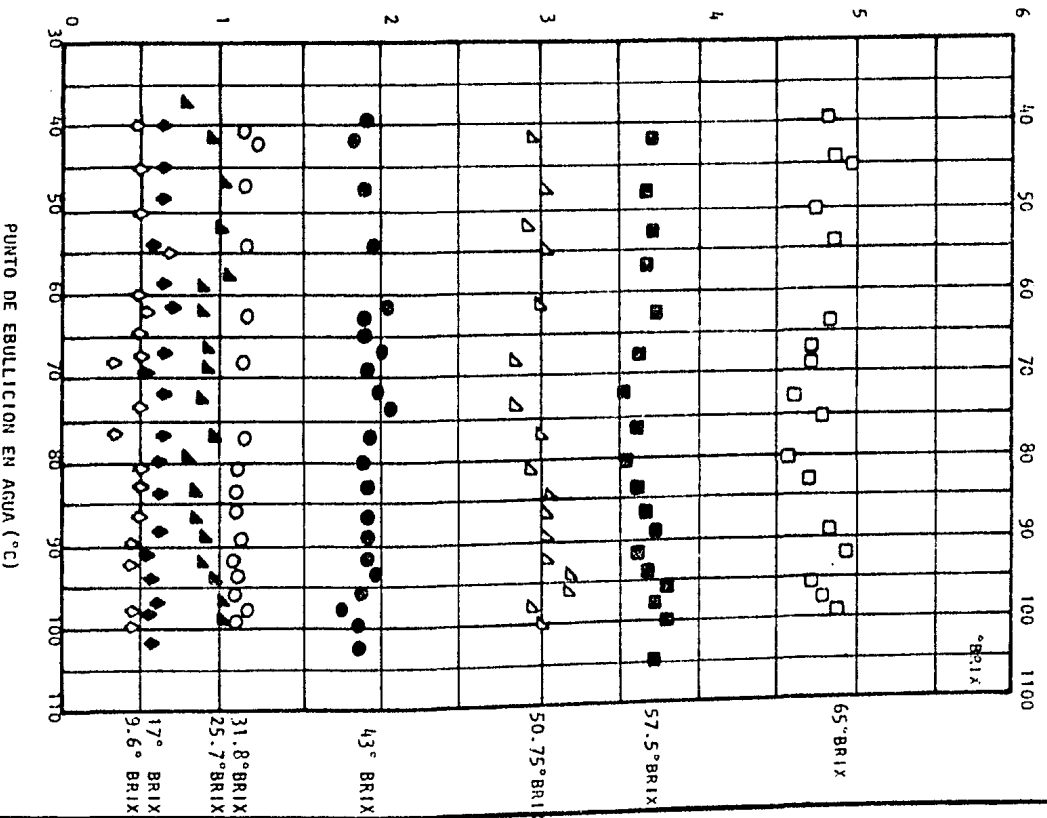


FIG. 5-1. RANGO DEL PUNTO DE EBULLICION, ΔT_B EN JUGO DE NARANJA CONTRA EL PUNTO DE EBULLICION EN AGUA T_A.

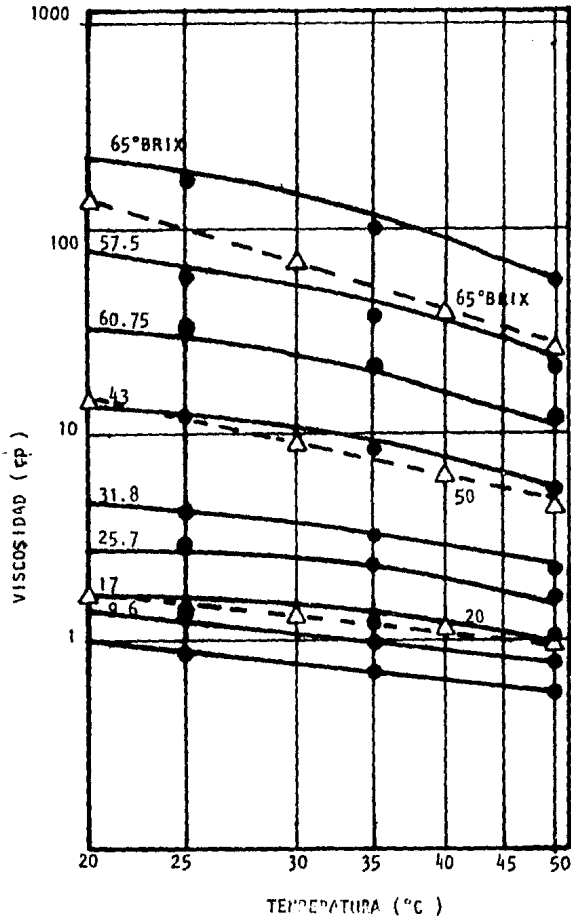


FIG.5.2. LA VARIACION DE LA VISCOSIDAD EN EL JUGO DE NARANJA, SOLUCION DE CARBOHIDRATOS Y AGUA CON TEMPERATURA ; ●.- JUGO DE NARANJA; Δ.- SOLUCION DE CARBOHIDRATOS.

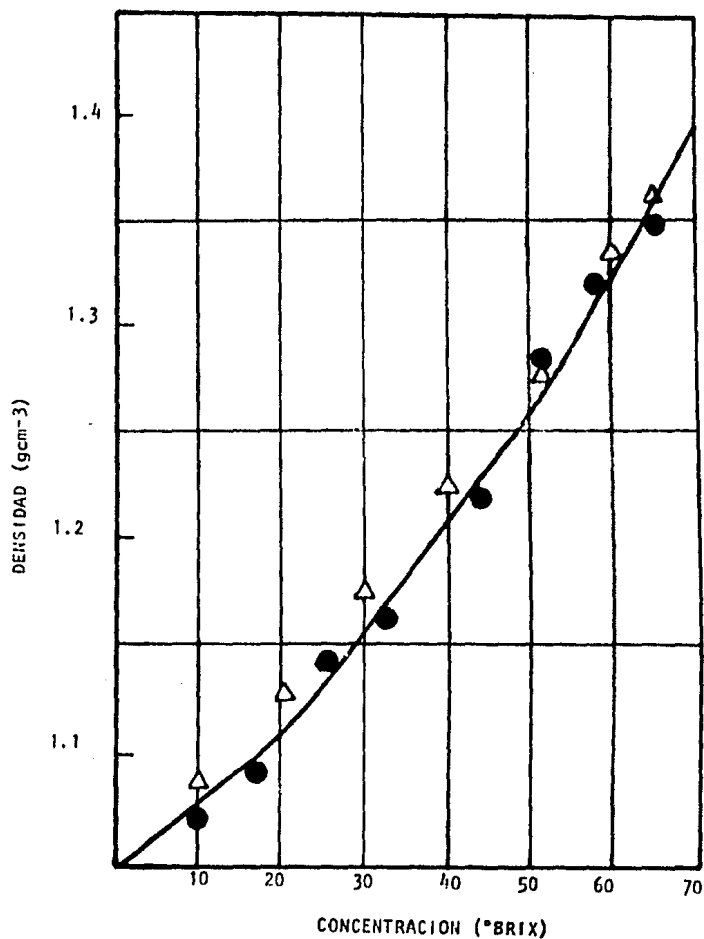


FIG. 5.3 LA DENSIDAD EN EL CONCENTRADO DE JUGO DE NARANJA SOLUCION DE CARBOHIDRATOS A 21°C COMO UNA FUNCION DE ESA CONCENTRACION ●.- JUGO DE NARANJA; △.- SOLUCIONES DE CARBOHIDRATO.

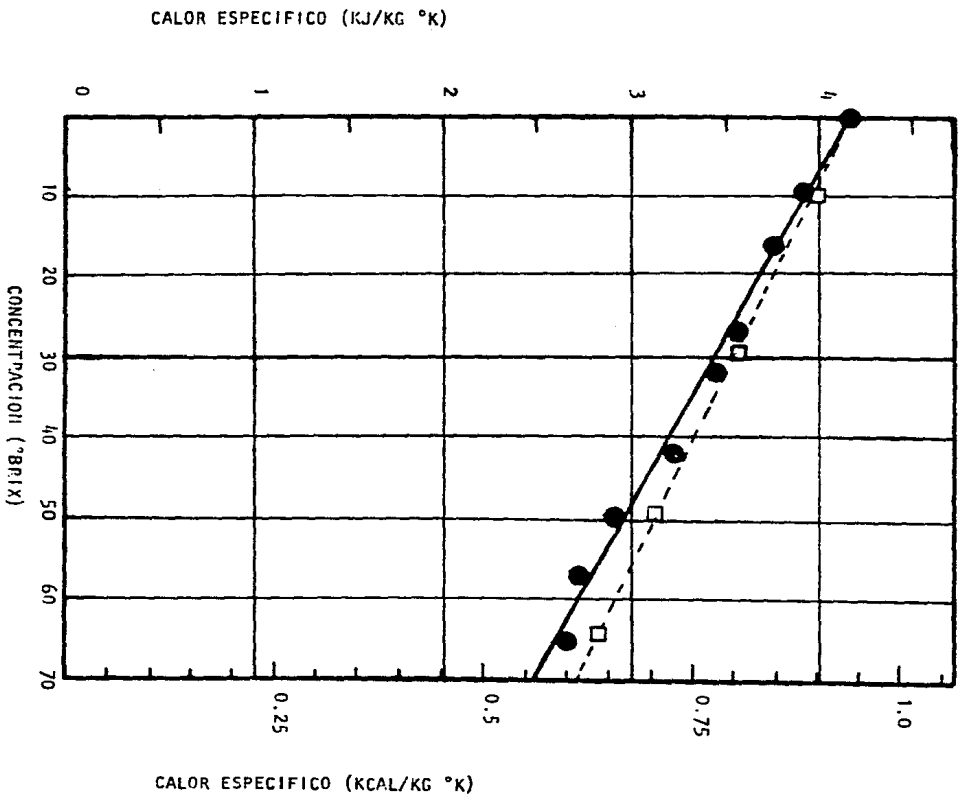


FIG. 5.4. CALOR ESPECIFICO EN EL JUGO DE NARANJA Y SOLUCIONES DE CARBOHIDRATOS A 25°C COMO UNA FUNCION DE LA CONCENTRACION. ●. JUGO DE NARANJA. □. SOLUCIONES DE CARBOHIDRATOS.

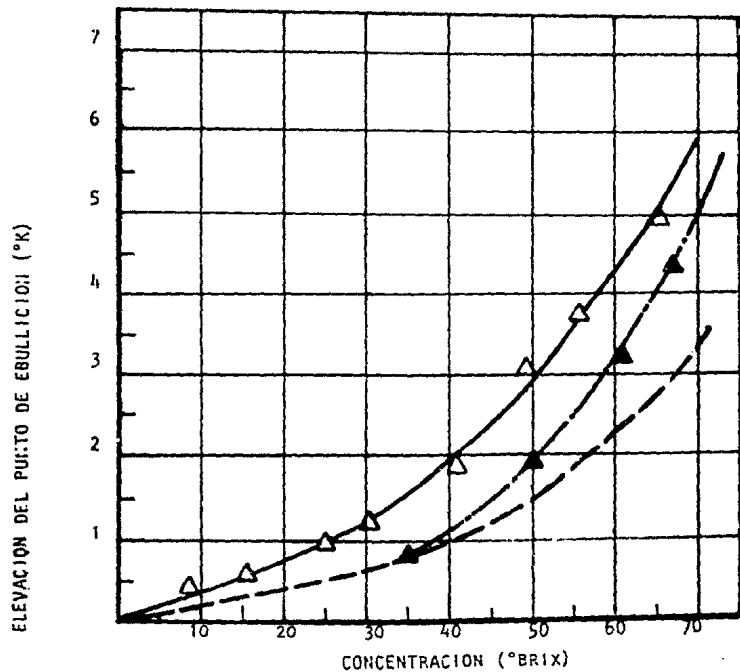


FIG. 5.5. LA VARIACION EN EL PUNTO DE EBULLICION EN EL JUGO DE NARANJA Y CON CONCENTRACION DE LA SOLUCION DE CARBOHIDRATOS △. JUGO DE NARANJA. ▲. SOLUCIONES DE --- CARBOHIDRATOS.

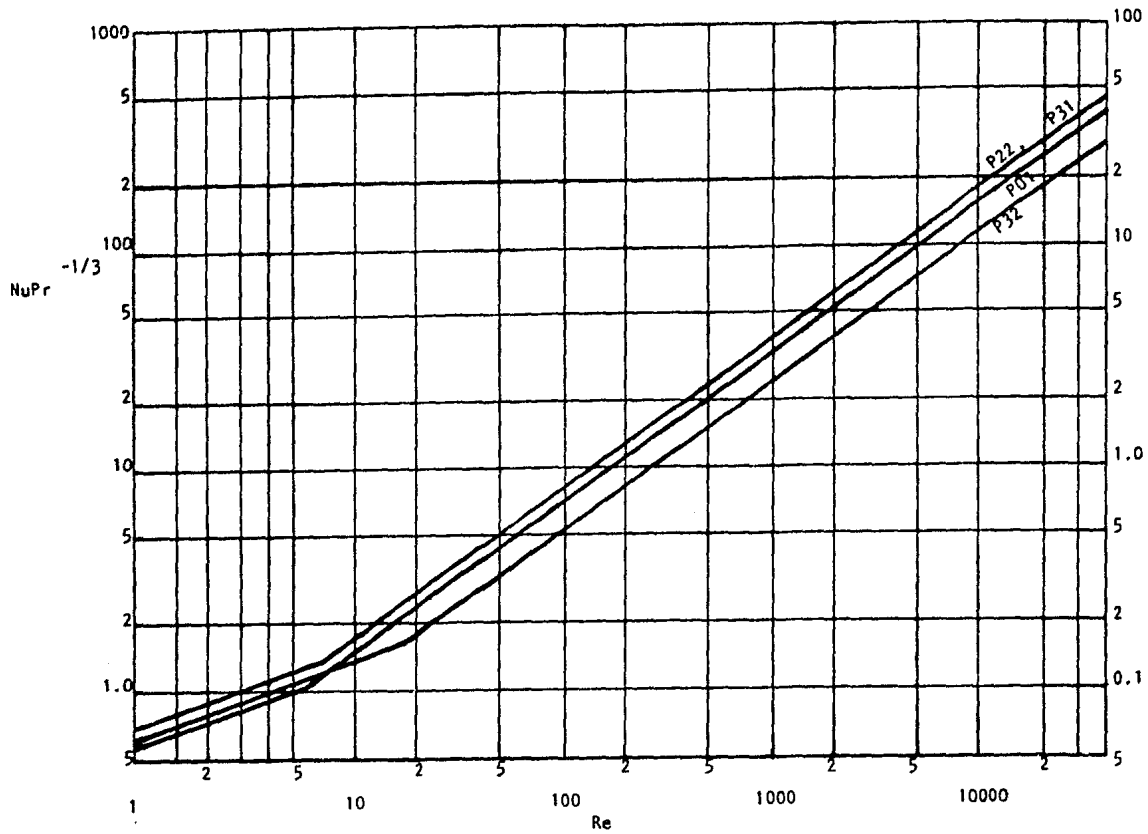


FIG. 5.6 GRAFICA DE COEFICIENTE DE TRANSFERENCIA PARA PLACAS

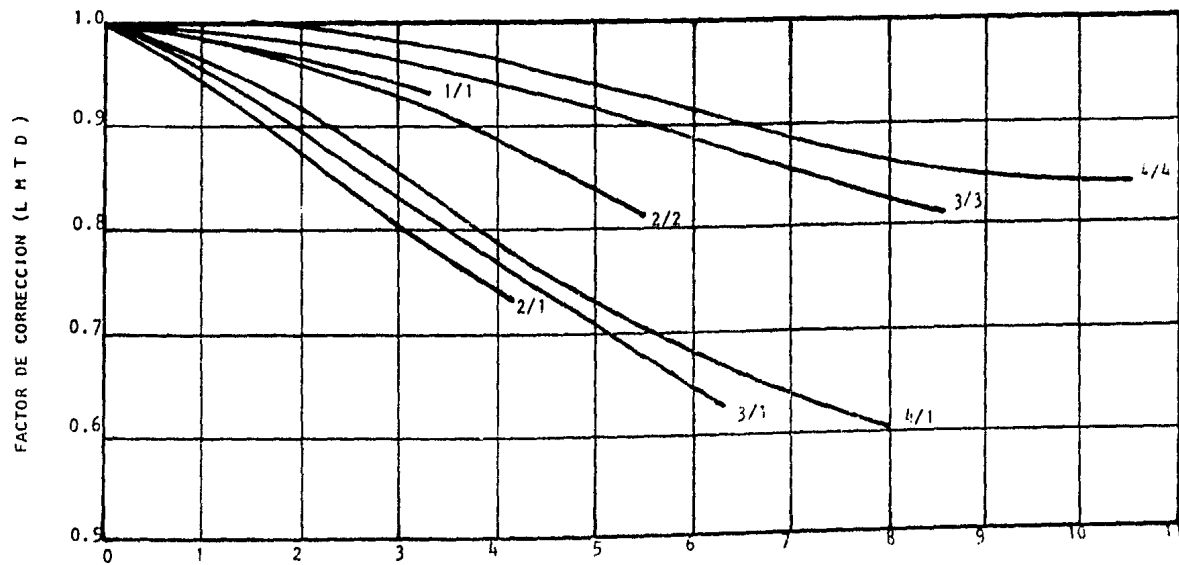


FIG. 5.7 NÚMERO DE UNIDADES DE TRANSFERENCIA

CONCLUSIONES:

- 1).- Hay una relación estrecha entre las disciplinas mecánica y química dentro de la Ingeniería, que resultan complementarias en el diseño, fabricación y operación de algunos equipos.
- 2).- La industria alimenticia presenta problemas específicos que condicionan la selección del equipo y material adecuados para la evaporación - como: sensibilidad térmica, viscosidad, ausencia de contaminación metálica, etc.
- 3).- Como toda planta industrial un factor último e indispensable de selección del proceso o del equipo, será necesariamente el factor económico.
- 4).- Existen varios tipos de evaporadores aplicables a la industria alimentaria, desde los evaporadores de tubos horizontales y verticales; hasta los evaporadores de película tubulares y de placa.
- 5).- La naturaleza y necesidades de procesamiento de los alimentos conducen a diseños específicos, que tanto el fabricante como el usuario del equipo deben conocer.
- 6).- Los datos de coeficientes de ebullición son abundantes aunque generalmente vienen aplicados para productos químicos y para superficies de metales que no se usan generalmente en la construcción de equipos.
- 7).- Debe continuar desde este punto de vista, la investigación específica del comportamiento de la ebullición en alimentos en los equipos especialmente diseñados para esta industria.
- 8).- El Ingeniero Mecánico influirá en la selección de equipo y materiales, en algunas fases del diseño en colaboración con el Ingeniero Químico - en la caracterización de la fabricación y montaje del equipo y en el mantenimiento preventivo y correctivo del propio equipo.
- 9).- Al conocer en general las propiedades de los productos manejados y el diseño físicoquímico del equipo, ayuda al Ingeniero Mecánico a orientar mejor las funciones mencionadas en el punto anterior.

LIBROS.

- 1.- BROWN G.G.,
OPERACIONES BASICAS DE LA INGENIERIA QUIMICA.
ED. MARTIN.
- 2.- FOUST A.S., CLUMPC.W. MAUS L., ANDERSON L.B.
PRINCIPIOS DE OPERACIONES UNITARIAS.
C.E.C.S.A., MEXICA 1980.
- 3.- CHARM S.E.
FUNDAMENTALS OF FOOD ENGINEERING
AVI PUBLISHING Co., WESTPORT, CONN., U.S.A. 1978.
- 4.- KERN Q.D.
PROCESOS DE TRANSFERENCIA DE CALOR.
C.E.C.S.A.
- 5.- Mc. ADAMS W.H.
TRANSMISION DE CALOR.
Mc. GRAW-HILL, ESPAÑA 1964.
- 6.- Mc. CABE W.L. AND SMITH J.C.
OPERACIONES BASICAS DE INGENIERIA QUIMICA.
REVERTE, S.A. ESPAÑA 1978.
- 7.- OZISIK N.H.
TRANSFERENCIA DE CALOR
Mc. GRAW-HILL
- 8.- PERRY R.H. AND CHILTON C.H.
CHIMICAL ENGINNERS' HANDBOOK,
Mc. GRAW-HILL, FIFTH ED., 1973.
- 9.- ROHSENOW M.W. AND CHOI H.
HEAT, MASS, AND MOMENTUM TRANSFER.
ENGLEWOOD CLIFFS, N.J.: PRENTICE-HALL, 1961.
- 10.- WELTY J.R.
ENGINEERING HEAT TRANSFER.
JOHN WILEY AND SONS.

FOLLETOS.

- 1.- THE A.P.V. COMPANY LTD. CRAWLEY, SUSSEX, ENGLAND.
THE A.P.V., PLATE EVAPORATOR.
IMPRIMIDO EN INGLATERRA, 11/70/30 SFA. PUB. AC335h.
- 2.- THE A.P.V. COMPANY LTD. CRAWLEY, SUSSEX, ENGLAND.
EVAPORATION HANDBOOK.
ED. EN INGLATERRA.

ARTICULOS.

- 1.- M. MORESI AND M. SPINOSI.
ENGINEERING FACTORS IN THE PRODUCTION OF CONCENTRATED FRUIT
JUICES, FLUID PHYSICAL PROPERTIES OF ORANGE JUICE.
PUB. J. Fd. FECHNOL 1980, 15,265-276.
- 2.- HOING.
PRINCIPLES OF SUGAR TECHNOLOGY
PUB. 1953, Vol. 1, ELSEVIER P. Co. AMSTERDAN.
- 3.- DESROSIER
THE TECHNOLOGY OF FOOD PRESERVATION.
PUB. N.W. 1970, 3er. P. 456 AVI. Co. CONNECTICUT.