

24-5

**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO**

---

FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES

**"CUAUTITLAN"**



**SISTEMAS DE EVAPORACION EN ALIMENTOS**

**T E S I S**  
QUE PARA OBTENER EL TITULO DE:  
INGENIERA EN ALIMENTOS  
P R E S E N T A

**FATIMA EDITH VAZQUEZ JARAMILLO**

DIRECTOR DE TESIS: DR. SANTIAGO FLORES Y DE HOYOS  
CUAUTITLAN IZCALLI, EDO DE MEXICO 1987



## **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.

## INDICE

	Página
JURADO	i
AGRADECIMIENTO	ii
DEDICATORIA	iii
INDICE	iv
OBJETIVO DE LA TESTS	1
INTRODUCCION	2
CAPITULO I            TRANSFERENCIA DE CALOR	3
1.1    Conceptos Básicos	3
1.2    Transferencia de Energía	4
1.3    Estados en que se presenta la materia	5
1.4    Formas de transmisión de la Energía	8
1.5    Transferencia de calor en ebullición	11
1.6    Ebullición Nucleada	15
1.7    Desarrollo de Burbuja	21
CAPITULO II        TEORIA GENERAL DE TRANSFERENCIA DE CALOR	
2.1    Introducción	25
2.2    Grupos Adimensionales	26
2.3    Teoría General de Transferencia de Calor	28

CAPITULO III CORRELACIONES PARA LA DETERMINACION DEL COE-  
FICIENTE DE TRANSFERENCIA DE CALOR PARA DIVER-  
SAS PELICULAS

3.1 Película Descendente	31
3.2 A través de Placas	41
3.3 Disco en rotación	41
3.4 Correlación para discos coaxiales rotatorios y estacionarios	42
3.5 Cilindro en Rotación	43
3.6 Serpentín Giratorio	44

CAPITULO IV EQUIPOS DE EVAPORACION USADOS EN LA INDUSTRIA  
DE ALIMENTOS.

4.1 Introducción	45
4.2 Tipos de Evaporación	50
4.2.1 Tipo de Calentamiento	50
4.2.2 Tipo de Superficie de Calentamiento	51
4.2.3 Tipo de Circulación	57
4.2.4 Tipo de película	58

FIRMAS INTERNACIONALES

SUECIA	69
FRANCIA	69
ITALIA	72
JAPON	75

CONCLUSIONES	77
RECOMENDACIONES	78
BIBLIOGRAFIA	79
NOTACION	85

## OBJETIVO DE LA TESIS

El principal objetivo es realizar un estudio sobre sistemas de evaporación en alimentos, con el fin de proporcionar información sobre el desarrollo básico de la operación de evaporación iniciada con ebullición. Así también, la presentación de modelos para la obtención de los coeficientes de transferencia de calor bajo diferentes condiciones de diseño, ya que el principal problema que se enfrenta la industria, es la no disposición de valores del coeficiente de transferencia de calor con respecto a la investigación en los alimentos.

El estudio comprende también de manera breve mostrar diversos equipos de evaporación, convencionales en la industria de alimentos, así como dar a conocer diversas firmas Internacionales productores de equipo de proceso térmico, concentradores y evaporadores indispensables en la industria de alimentos.

## INTRODUCCION

A través del tiempo el hombre ha tenido que idear métodos de conservación, para prolongar la vida útil de sus alimentos a fin de disponer de ellos en el momento que lo requiera.

Para este fin se ha desarrollado diversas operaciones llamadas Unitarias, entre las cuales se encuentra la evaporación como un proceso de transferencia de calor.

Siendo un sistema de tal importancia para el proceso de varios alimentos, en el cual intervienen mecanismos integrados, para que se lleve a cabo la transferencia de calor entre el medio de calentamiento (usualmente vapor) y la solución, la cual deberá alcanzar la ebullición. Para ello es necesario contar con la información de los coeficientes de transferencia de calor, los cuales son difícil de determinar, repercutiendo en la realización del diseño adecuado de los equipos, así como la selección de los mismos.

En primer término, se requiere del conocimiento de las diversas etapas por las cuales atraviesa la solución, para que se dé la evaporación, tal como la característica de la ebullición.

Este estudio se complementa con la presentación de equipos comunes a la industria de alimentos.

## CAPITULO I

### TRANSFERENCIA DE CALOR

#### 1.1 CONCEPTOS BASICOS

Al introducirnos en el estudio de la transferencia de calor, deben considerarse algunos conceptos termodinámicos básicos como:

- a) Sistema Se denomina a una porción definida en el espacio, limitada por una frontera que la separa del resto del universo.
- b) Sistema Abierto Se dice que un sistema es abierto cuando intercambia masa con el resto del universo a través de la frontera.
- c) Sistema Cerrado Cuando no existe intercambio de masa, con sus alrededores.
- d) Sistema Aislado Se considera cuando un sistema cerrado que no intercambia energía, ni calor ni como trabajo, es llamado sistema aislado.

Cuando un sistema es alterado por sus alrededores, se producen cambios en el mismo, cambios en las condiciones iniciales y finales específicas, éstas condiciones conllevan a establecer al sigtema como un proceso. La condición en que existe un sistema en un instante particular es llamada su estado. En el existe un conjunto de propiedades, tales como presión, temperatura y densidad, al haber una interacción con el ambiente se produce un cambio de por lo menos una de las propiedades, resultando el cambio de estado. Al considerar dos sistemas en contacto térmico, se observa que ambos sistemas (cuerpo caliente y cuerpo frío) después de un



tiempo presentan un cambio térmico, llegando al equilibrio, esto es una consecuencia de la Ley Cero de Termodinámica que establece que dos sistemas en equilibrio térmico con un tercero (termómetro) se encuentran en equilibrio térmico entre sí, cuando las condiciones de presión y temperatura se mantienen constantes.

## 1.2 TRANSFERENCIA DE ENERGÍA

Para que ocurra el cambio de estado en ambos sistemas, debe existir una transferencia de energía dada en dos formas: Calor y Trabajo.

Al predecir un intercambio de energía calorífica, es necesario contar con un instrumento que cuantifique la variación de la misma. Una propiedad observable en un cuerpo es la temperatura, que es una medida indirecta del contenido de calor en el sistema, se considera determinada por la energía cinética media de las moléculas ó bien una medida de la energía térmica del movimiento de las moléculas, en un sistema en equilibrio térmico. Al producirse un intercambio de calor en un sistema, éste es alterado, presentándose como consecuencia un cambio de fase. La intensidad del cambio de fase o estado depende del estado inicial y final del sistema. Considerando fase como un estado material completamente homogéneo y uniforme (válida sólo para una fase en equilibrio).

### 1.3 ESTADOS EN QUE SE PRESENTA LA MATERIA

- A) Sólida
- B) Líquida
- C) Gaseosa

1.3A En el estado sólido, las moléculas tienen una posición fija formando una red cristalina. Para realizar un cambio de estado sólido-líquido, es necesario adicionar energía, de tal manera, que se venzan las fuerzas que mantienen la unión de las moléculas.

El proceso que se presenta se le dá el nombre de fusión y el inverso a éste es la solidificación.

1.3B Estado líquido es aquel en el cual las moléculas se encuentran cercanas unas de otras y tienen más libertad de movimiento que en el estado sólido. Para un cambio de estado se debe adicionar energía para romper enlaces intermoleculares, presentándose así el proceso de evaporación. Para este proceso se utiliza una placa plana a temperatura menor que la temperatura del fluido o líquido, en la que se forma una capa de líquido que actúa como una resistencia a la transferencia de calor, donde es llamado a éste condensado.

1.3C En estado gaseoso, las moléculas se encuentran muy distantes unas de otras habiendo gran libertad de movimiento, chocando unas con otras continuamente, para romper estas fuerzas intermoleculares se necesita cierta cantidad de energía y mantener el proceso de evaporación. En las figuras I,II se observa el comportamiento de las variables que determinan los cambios de estado, temperatura, presión y volumen específico, los estados sólido, líquido y vapor con sus correspondientes cambios de vapor a líquido líquido-vapor; condensación, evaporación, etc.

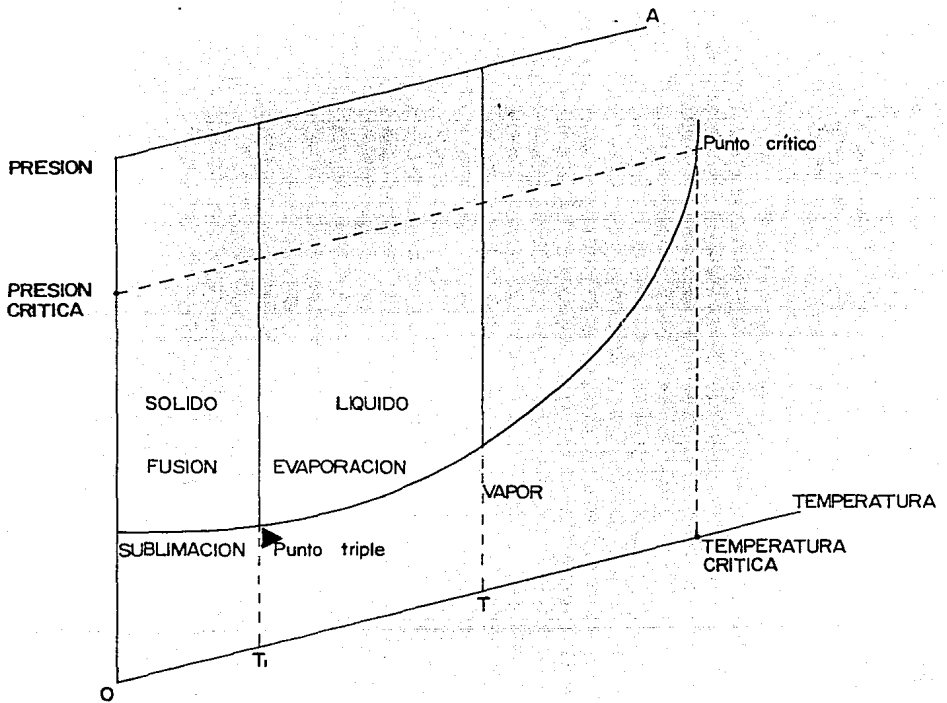


FIGURA I. DIAGRAMA DE FASES P-T DEL AGUA. Los tres estados coexisten bajo condiciones específicas de temperatura y -- presión. (Collier, 1972).

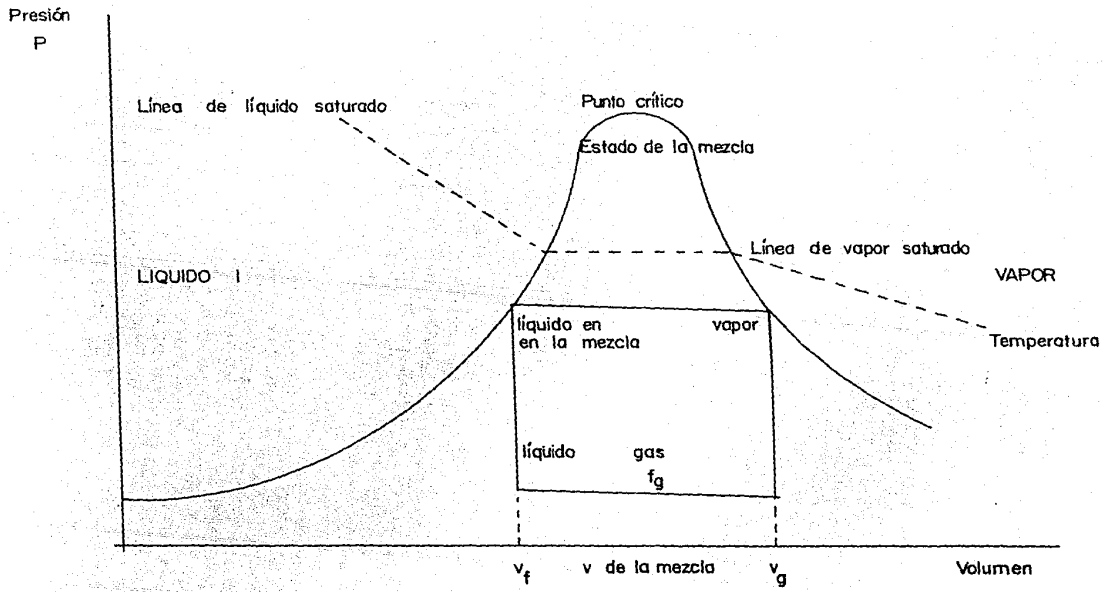


FIGURA 11. PRESION - VOLUMEN ESPECIFICO (Reynolds, 1976).

A través de estudios realizados en relación a transferencia de energía, se estableció lo que se conoce como "escala de temperatura" Tomando como referencia agua pura en un sistema a presión de 1 atmósfera.

En la actualidad existen dos tipos de escala llamadas: Relativa y Absoluta, en la primera se encuentran la escala Fahrenheit y la Celcius, mientras que en la segunda se sitúan las escalas Kelvin y Rankine. La equivalencia de las escalas es la siguiente:

$$T \text{ } ^\circ\text{F} = 1.8 \text{ } ^\circ\text{C} + 32 \text{ --- (1)}$$

$$T \text{ } ^\circ\text{K} = \text{ } ^\circ\text{C} + 273.15 \text{ --- (2)}$$

$$T \text{ } ^\circ\text{R} = \text{ } ^\circ\text{F} + 460 \text{ --- (3)}$$

Termodinámicamente el calor es conocido como el flujo total de energía presente en un sistema durante el intercambio de la misma a través de la frontera. El calor es transmitido de un cuerpo de mayor energía (caliente) a otro de menor energía (frío).

#### 1.4 FORMAS DE TRANSMISION DE ENERGIA:

- A) CONDUCCION
- B) CONVECCION
- C) RADIACION

1.4 A Conducción. Es un mecanismo en el cual la transferencia de calor está dada por la energía del movimiento de las partículas o moléculas, siendo la transmisión de energía de las de mayor a las de menor movilidad. Este mecanismo siempre está presente, en el caso de fluidos, adquieren las partículas movimientos que com piten con la conducción (aumentando la velocidad se provoca la turbulencia) que en ocasiones es despreciable.

La transmisión de calor en conducción es importante en sólidos porque imparte movilidad a los átomos de la red cristalina produciendo el transporte molecular de la energía. Para que se pueda transferir una propiedad como el calor, es necesario que exista una fuerza impulsora que contrarreste la resistencia. La ecuación básica de la transferencia de calor por conducción se expresa como la ley de Fourier en fluidos sólidos y líquidos.

El flujo de calor es proporcional a la diferencia de fuerza impulsora e inversamente proporcional a la resistencia del conductor.

$$q_x / A = K \delta T / d x \quad - \quad - \quad - \quad - \quad - \quad (4)$$

- Donde;
- K = constante de conductividad térmica.
  - A = área de transferencia de calor con la dirección en que se transmite.
  - T = temperatura de las capas.
  - x = distancia por la que se conduce el calor.

1.4 B Convección. "La transferencia de calor por convección implica el transporte de calor a través de una fase y el mezclado de elementos macroscópicos de porciones calientes y frías" (Geankoplis, 1978).

Debido al movimiento del fluido este mecanismo es común en líquidos y gases. Existen dos formas de convección:

- a) forzada
- b) natural

Convección forzada es aquella donde el movimiento del fluido en el sistema es provocado por un agente externo o dispositivo mecánico (agitador) dando lugar a la turbulencia.

Convección natural es el resultado de una diferencia de densidades por la circulación del fluido caliente con mayor energía con otro de menor ó bien, mediante una superficie sólida fría con un fluido caliente en contacto.

La ecuación que describe este mecanismo es:

$$q = h A \Delta T \text{ - - - - - (5)}$$

Donde: h = coeficiente de transferencia de calor local en la interfase fluido-sólido.

$\Delta T$  = diferencia de temperatura de la superficie y el fluido.

A = área de transferencia de calor.

1.4 C Radiación. Es producida mediante la energía radiante de la misma naturaleza que la luz visible ordinaria, es energía transferida en el espacio por medio de ondas electromagnéticas, por lo que aquí rigen las leyes de transferencia de luz.

Los sólidos y líquidos tienden a absorber la radiación en forma de calor transmitido por el vacío.

$$q = A \sigma T^4 \text{ - - - - - (6)}$$

Donde; emisividad =  $\sigma$  y q = flujo de calor, A = área del cuerpo.  $\sigma$  es la constante del cuerpo negro. Energía emitida por unidad de área a temperatura absoluta por unidad de tiempo.

$$\sigma = 0.1714 \times 10^{-8} \text{ BTU/ft}^2 \text{ hr } ^\circ\text{R}^4 \text{ - - - (7)}$$

## 1.5 TRANSFERENCIA DE CALOR EN EBULLICION

La transferencia de calor en un líquido en ebullición corresponde a la operación de evaporación. La ebullición es el mecanismo contrario a la condensación, se tiene que una sustancia tiene infinitas de temperaturas de ebullición, pero se ha establecido que el punto de ebullición normal es la temperatura en que se determina la ebullición a presión atmosférica y manteniendo la proporción de energía se logra que el líquido llegue a un equilibrio con el vapor, en el que las moléculas del líquido se cambien por moléculas de vapor, sosteniendo la presión de vapor igual a la presión total de la atmósfera logrando así la evaporación.

Algunas veces hay acumulación de líquido sobrecalentado sin dar tiempo a la formación de núcleos de burbujas, ocasionando explosiones bruscas de líquido.

El proceso térmico de los alimentos, es importante porque se evita la pérdida de componentes químicos y nutritivos al someterlos a temperaturas para evaporar y elevar el contenido de sólidos por ejemplo en la concentración de solutos de 20 % a 50 % sin exponer el producto a temperaturas superiores a la de ebullición.

La presencia de sólidos afecta considerablemente las propiedades del sistema excepto para el caso de sustancias puras, donde los valores de las capacidades caloríficas y el punto de ebullición son de las propiedades que se alteran en el sistema, debido a las altas concentraciones de solutos en la solución, por lo que la elevación del punto de ebullición no depende de la naturaleza del soluto sino del número total de moléculas presentes del soluto, esto implica que la elevación del punto de ebullición



sea una función de los constituyentes de la solución y de la concentración como lo plantea Feankoplis (op. cit.), é insensible a la presión para concentraciones fijas que se considera una función lineal del punto de ebullición, del solvente puro a la presión, Siendo la temperatura de ebullición mas alta la de una solución que la del solvente puro por lo que no es posible predecir la elevación del punto de ebullición, sin embargo es posible al usar la ley empírica conocida como regla de Mühring donde se obtiene una recta al graficar el punto de ebullición de la solución en función del punto de ebullición del agua pura a la misma presión para concentraciones fijas a diversas presiones, aunque para muchos sistemas alimenticios no existen datos.

Para tener conocimiento mas amplio de la ebullición es necesario considerar el estudio realizado por Mc Adams, sobre un alambre de platino calentado eléctricamente, sumergido en un flujo de líquido a temperatura de saturación para el agua pura, donde el comportamiento que se presenta en la figura III.

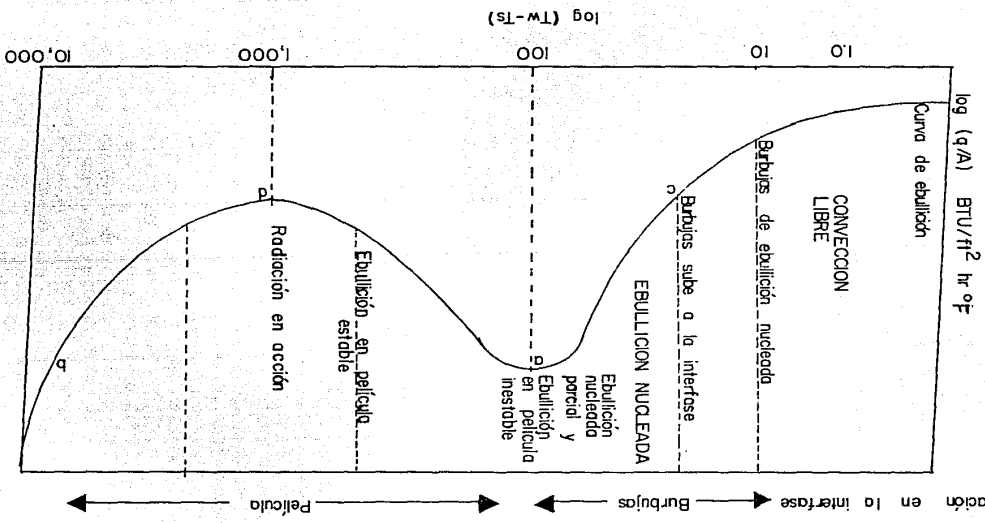


FIGURA III. REGIMEN DE TRANSFERENCIA DE CALOR EN EBULLICION (Holman, 1983).

En la zona de convección libre, hay movimientos del fluido cerca de la superficie por la proximidad que tienen, sobrecalentándose para realizar la evaporación al acercarse al alambre e inmediatamente se forman burbujas sobre la superficie, disipándose en el líquido, después de desprenderse de esta región, da comienzo la ebullición nucleada.

En la siguiente etapa un mayor número de burbujas son formadas y se elevan a la superficie, donde se espárcen, esto es conocido como ebullición nucleada. Mas allá del máximo de la curva, hay una transición ya que las burbujas se forman tan rápidamente que cubren la superficie calentada evitando que el flujo fresco de líquido las reemplace, en este punto las burbujas se juntan, formando una película de vapor que cubre la superficie, por lo que el calor debería atravesar esta película antes de que llegue el líquido y se lleve a cabo la ebullición.

Esta película actúa como una resistencia térmica reduciendo el flujo de calor, aquí da comienzo la ebullición en película que para mantenerla se requieren temperaturas altas, una vez lograda la ebullición, donde una porción significativa de calor es perdido por la superficie, esto provoca la radiación térmica después de estabilizarse la ebullición de película. En el punto "a" se llega a la inestabilidad, ya que al adicionar un poco más de calor, disminuye el flujo de calor por ebullición, recuperándose la estabilidad en el punto b, llegando a la temperatura de fusión del alambre.

Ebullición nucleada y de película pueden existir simultáneamente en diferentes proporciones del alambre correspondiendo al punto "c" y "a". Le ahí que la formación de núcleos de burbujas son importantes porque presentan sitios favorables, con gran actividad a mayor área de contacto y mayor transferencia de calor.

Teniendo como consecuencia burbujas que se desprenden provocando turbulencia que favorecen la transferencia de calor.

## 1.6 EBULLICION NUCLEADA

El proceso de evaporación da comienzo con la formación de vapor en una superficie de líquido continua: tal como la interfase, entre la película líquida y núcleos de vapor en un fluido a un lugar donde la formación de vapor ocurre cuando la temperatura del líquido está por encima de la temperatura de saturación, iniciando un cambio de estado en la forma de un núcleo de burbuja.

Esto es de interés en sistemas de alimentos en el proceso térmico en que no pueden ser tratados a diferencias de temperaturas muy grandes, para evitar un deterioro en el contenido de nutrientes durante el procesamiento, repercutiendo en el producto final.

Esta formación de vapor, es iniciada por núcleos de vapor que posteriormente, se desprenden en forma de burbujas, de manera que la transmisión de calor es asociada con la ebullición. De ahí que, la nucleación comienza cuando la temperatura está solamente unos grados arriba de la temperatura de saturación del fluido.

La nucleación en sistemas de ebullición, viene dado como la formación de burbujas, que emergen de pequeñas cavidades cónicas en la superficie caliente, en donde pre-existen vapor o gas que aumentan hasta cierto tamaño dependiendo de la tensión superficial en la interfase líquido-vapor, de la temperatura y la presión y de acuerdo a la temperatura las burbujas pueden romperse sobre la superficie expandiéndose para luego disiparse en el líquido.

Para una presión dada del líquido ó fluido, debe estar éste a temperatura alta, para así vaporizarse hacia el interior de la pequeña burbuja de vapor.

Asumiendo que, burbujas de vapor esféricas, se encuentran en equilibrio en un líquido a temperatura y presión constante, en la que las fuerzas de presión del líquido y del vapor están en equilibrio por fuerzas de tensión superficial en dicha interfase vapor-líquido. La fuerza de presión sobre un área de  $\pi r^2$  y la tensión superficial en la longitud de la interfase  $2\pi r$  manteniéndose en equilibrio dichas fuerzas, resultando:

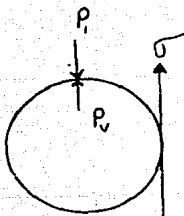


figura IV

fuerza de presión  $\pi r^2 (P_v - P_l)$

fuerza de tensión superficial  $2\pi r \sigma$

Para mantener un equilibrio de fuerzas, resulta:

$$\pi r^2 (P_v - P_l) = 2\pi r \sigma \quad \text{--- (8)}$$

$$P_v - P_l = 2\sigma / r \quad \text{--- (9)}$$

$$P_v - P_l = 2\sigma / r \quad \text{--- (10)}$$

Donde :

$P_v$  = presión de vapor en el interior del núcleo

$P_l$  = presión impuesta por el líquido correspondiente  
a la temperatura de saturación

$\sigma$  = tensión superficial

$r$  = radio de la burbuja

Como la presión  $P_l < P_v$  y la temperatura  $T_l = T_v$  la temperatura del líquido puede ser calentada con respecto a la presión del líquido. La ecuación de Clausius-Clapeyron con la aproximación de gas ideal relaciona temperatura y presión a lo largo de la línea de saturación.

$$dP/dT \pm h_{fg} P_v / T_v \quad \text{--- (11)}$$

$$dP/dT \pm h_{fg} P_v / RT^2 \quad \text{--- (12)}$$

Puesto que;

$$P_v - P_l \pm (T_v - T_{sat}) dP/dT \quad \text{--- (13)}$$

Combinando las ecuaciones:

$$T_v - T_{sat} \pm 2RT_{sat}^2 / h_{fg} P \quad \text{--- (14)}$$

Si  $T_v - T_{sat} > (T_v - T_{sat})$  calculada de la ecuación anterior de una burbuja de radio  $r$  a desarrollarse, habrá desarrollo.

Y si es pequeña la burbuja colapsa, Roshenow, 1973.

Si se adiciona al vapor a  $P_v$  un gas a presión parcial  $P_g$

presente una burbuja en equilibrio, las ecuaciones son modificadas;

$$P_v - P_l = 2 / r - P_g \quad - - - - - (15)$$

$$T_v - T_{sat} \pm R = T_{sat}^2 / h_{fg} P_l (2 / r - P_g) \quad - - - (16)$$

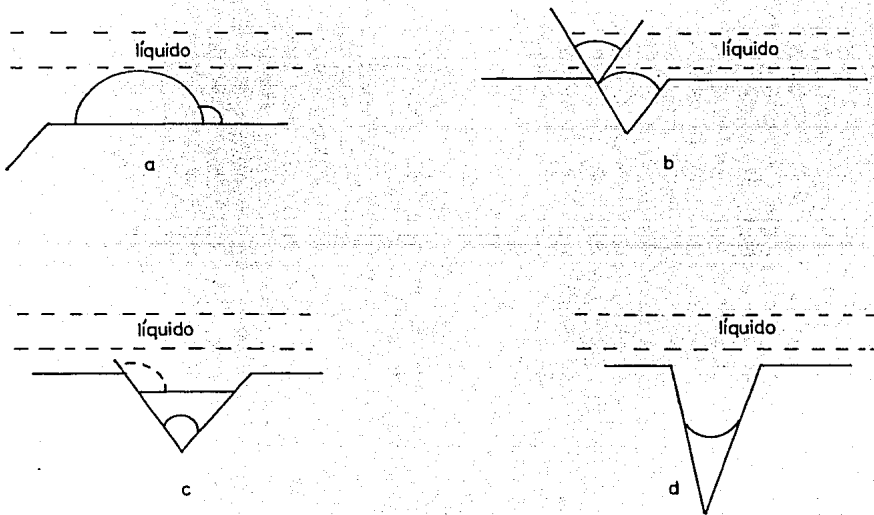
Indica que el líquido es requerido menos supercaliente, cuando esta presente en la burbuja, gas no condensable.

Una de las condiciones que influyen para que se presente la ebullición nucleada es, la condición de superficie, ya que es la más apta la formación de núcleos en una superficie rugosa que en una superficie lisa, esto es determinante, así como la distribución y tamaño de las cavidades presentes en la superficie caliente, figura V y VI.

FIGURA V. Las cavidades pueden ser inundadas por líquido, este puede humedecer ó tener una tensión superficial baja y favorecer la transferencia de calor.

Si se logra humedecer, el gas ó vapor presente en la cavidad proporciona una presión parcial mínima que cubre y se difunde fuera de la cavidad, extendiéndose el líquido por debajo de la burbuja de vapor, que tiende a desprenderse de la superficie caliente, siendo éste líquido atrapado que será la próxima fuente de burbujas.

Collier, 1972.





En un líquido cerca a la temperatura de saturación, el desarrollo de burbujas y el desprendimiento de vapor atrapado en las cavidades, es como se observa:

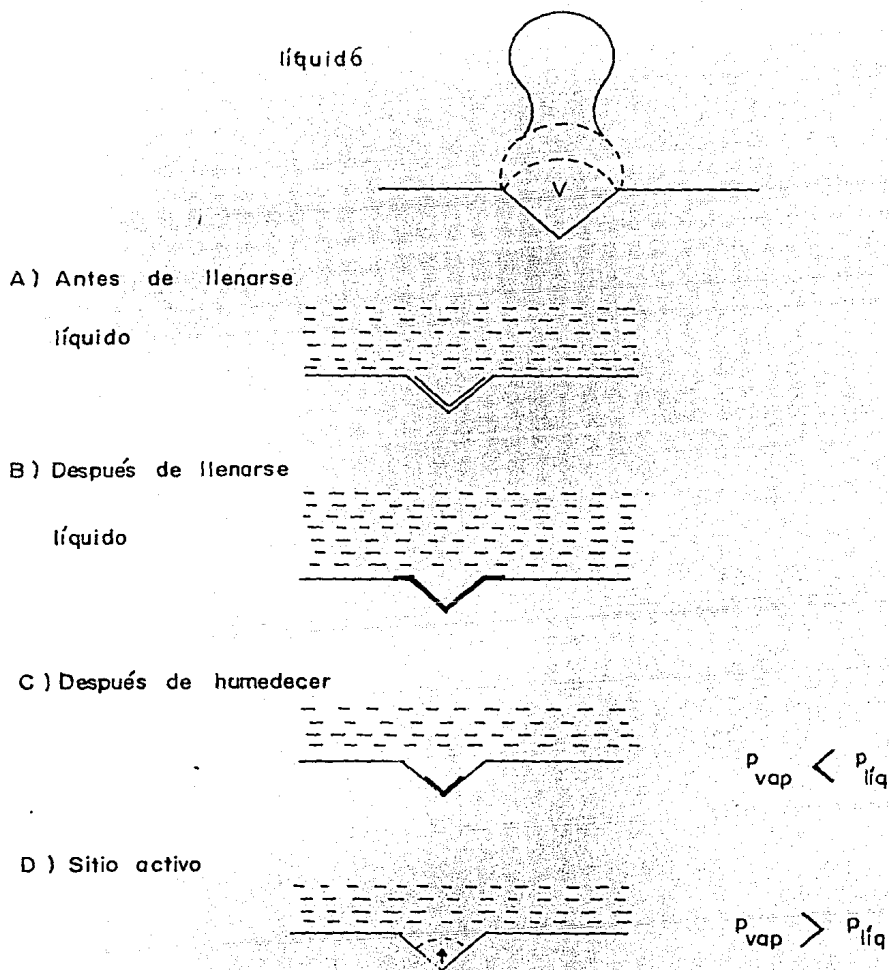


FIGURA VI. Collier, 1972

Si la temperatura del líquido está por debajo de la temperatura de saturación, la cavidad se inunda y la burbuja se colapsa y evita la presencia de sitios activos.

### 1.7 DESARROLLO DE BURBUJA

Cuando la temperatura de líquido está por encima de la temperatura de saturación, habrá desarrollo de burbujas y actúan las cavidades como sitios activos, preparándose para el desarrollo posterior de las próximas burbujas, contanto con el calentamiento constante de la superficie.

Como se planteó anteriormente, para que exista un exceso de energía y haya mayor número de sitios favorables para la formación de núcleos de burbujas en la superficie caliente y pueda llevarse a cabo la ebullición, proporcionando un cambio de estado, es necesario que la presión de vapor sobre la superficie plana del mismo fluido, de manera de que el fluido esté a temperatura alta para que se vaporice hacia el interior de la pequeña burbuja de vapor.

El efecto de gases es notable, ya que agita al líquido, en el mismo camino que las burbujas de vapor, por lo que la transferencia de calor se ve incrementada. La frecuencia de la relación de diámetro depende del régimen de desarrollo de burbuja (Ivey, en Roshenow, 1973) esto es:

$$\text{Control cinámico: } D_b f^2 = \text{constante} \quad (17)$$

$$\text{Control termocinámico } D_b f^{1/2} = \text{constante} \quad (18)$$

En la región intermedia el exponente en  $f$  cambia de 2 a  $1/2$  donde Mikic's analizó para un control termodinámico (Roshenow, 1973) donde:

$$D_b^{1/2} / \sqrt{Ja \sqrt{\alpha}} = (t_c / (t_c - t_w))^{1/2} + t_w / (t_c - t_w)^{1/2} - 1 \quad \text{--- (19)}$$

donde  $t_c$  y  $t_w$  son el tiempo de contacto de la burbuja y tiempo esperaco de la burbujas.

$$(t_c + t_w) = 1/f \quad \text{--- (20)}$$

sobre el rango de

$$0.2 < (t_c / t + t_w) < 0.8 \quad \text{--- (21)}$$

Este viene:

$$Df^{1/2} = 3/4 \sqrt{Ja} \pm 10 \quad \text{--- (22)}$$

en régimen controlado dinámicamente sugiere Cole (en Roshenow, 1973)

$$Df^2 = 4/3 g (\rho_l - \rho_v) / C \text{ avance } \rho_l \quad \text{(23)}$$

Para vapor a 1 atmósfera de presión  $C_{\text{avance}} = 1$

$$\rho_v \ll \rho_{l,i}$$

Se reduce a  $Df^2 = 1.32 g \quad \text{--- (24)}$

Siendo  $D_b$  desarrollo de burbuja (ft/hr)

$$Ja \text{ número de Jakob} = \rho_l C_{p1} T_{\text{sat}} / \rho_v h_{fg}$$

$\alpha$  difusividad térmica  $\text{ft}^2/\text{hr}$

$C_{p1}$  calor específico de saturación de líquido BTU/lb °F

$h_{fg}$  calor latente de vaporización BTU/lb<sub>m</sub>

$\rho_l$  densidad de líquido

$\rho_v$  densidad de vapor

$g$  aceleración de la gravedad

$f$  frecuencia de formación de burbuja 1/hr

Para el líquido que humedece la superficie calefactora, Fritz & Wark ( en Roshenow, 1973 ) determinaron la siguiente correlación de tensión superficial y de escape para el diámetro de salida.

$$D_b = Cd (2g_o \beta / g (\rho_l - \rho_v))^{1/2} \quad \text{--- (25)}$$

$Cd$  experimentalmente para agua e hidrógeno = 0.0148

Es de notar como plantea Roshenow, que el incremento en la velocidad de transferencia de calor en ebullición resulta del in-

cremento en la agitación del líquido de modo que el calor es transferido primero de la superficie directamente al líquido.

Al llegar al punto donde se encuentra la ebullición de película la velocidad de transferencia de calor es baja por la caída de temperatura usada. Bromley da la ecuación donde predice el coeficiente de transferencia de calor en la región de ebullición de película sobre un tubo horizontal y placa vertical.

$$h = 0.62 (K_V^3 \rho_V (\rho_l - \rho_v) g (h_{fg} + 0.4 C_{pV} \Delta T) / D \mu_V \Delta T)^{1/4} \quad (26)$$

donde K, conductividad térmica

$\rho$  densidad de líquido y de vapor

$h_{fg}$  calor latente a la temperatura de saturación

$\Delta T = T_w - T_{sat}$  Temperatura de vapor saturado en  $^{\circ}K$  (27)

D diámetro exterior

$\mu_V$  viscosidad de vapor

g aceleración de la gravedad

Las propiedades físicas del vapor se evalúan a temperatura de película;

$$T_f = (T_w + T_{sat})/2 \quad (28)$$

Varios investigadores plantean formas de determinar los coeficientes de transferencia de calor bajo condiciones establecidas como la anterior. La radiación contribuye a la transferencia de calor e incrementa el espesor de la película de vapor

$$h = h_c (h_c / h)^{1/3} + h_r$$

$$h_r = \xi (0.1714) ((T_1^4/100) - T_2^4/100) / (T_1 - T_2) \quad (29)$$

$\xi$  emisividad para líquido = 1

$T$  temperatura calculada entre dos placas paralelas

$h_r$  coeficiente de transferencia de calor por radiación

llegando al flujo de calor por convección y radiación igual a

$$q = q_{conv} + q_{rad} = (h_c + h_r) A_1 (T_1 - T_2) \quad (30)$$

Adelante se da inicio a varias correlaciones para determinar el coeficiente de transferencia de calor para ciertas condiciones.

Para ello a continuación muestro los diversos grupos adimensionales que ayudan desarrollar correlaciones para determinar el coeficiente de transferencia de calor , dando inicio con la teoría general de transferencia de calor y posteriormente el planteamiento de correlaciones para diversas películas, descendente, inclinada etc.

## C A P I T U L O II

### TEORIA GENERAL DE TRANSFERENCIA DE CALOR

#### 2. 1 INTRODUCCION

En la mayoría de los casos que implican transferencia de calor en un líquido ó gas, interviene la convección y la conducción la segunda es menos importante.

En caso de procesos industriales, el que se considera de mayor efecto es la convección, de ahí han surgido grandes dudas para los investigadores, como el caso de coeficientes de transferencia de calor en esta zona de convección principalmente, tomando para ello en consideración las variables que afectan notablemente. A continuación, se dá a conocer un bosquejo de las principales variables agrupadas, formando grupos adimensionales que muestran el comportamiento de la transferencia de calor, mediante el planteamiento de correlaciones para predecir el coeficiente de transferencia de calor de acuerdo a condiciones establecidas de operación.

En transferencia de calor el coeficiente convectivo de película " h " es indispensable e importante. En el presente estudio se plantean diversas ecuaciones obtenidas, bajo diferentes condiciones, que ayudan a evaluarlo, siendo este un factor para diseño de equipos ó en la estimación de costos para la selección ó bien para evaluar los efectos de los cambios de condiciones de operación.

## 2.2 GRUPOS ADIMENSIONALES

Para ello se tienen el manejo de grupos de propiedades que tienen un efecto común en forma de números adimensionales, tal como, Re, Nu, Pr, Gr entre otros.

No. Gr, representa el número de Grashof, que da la relación de las fuerzas de flotabilidad y viscosidad, caracteriza a la convección libre ó natural. Además desempeña un papel semejante al No. de Reynolds en convección forzada, esto según Cornwell (1981).

No. Re, como número de Reynolds, relaciona el impulso y fuerzas viscosas reflejando un índice del flujo.

$$Re = v D / \mu \quad \text{--- (31)}$$

Número de Prandtl, No. Pr, es la propiedad del flujo. Según Welty (1981), es la razón de la difusividad molecular del impulso y del calor.

$$Pr = c_p \mu / K \quad \text{--- (32)}$$

El No. Nu, el número de Nusselt, relaciona el flujo conductivo y convectivo.

$$Nu = h D / K \quad \text{--- (33)}$$

$$Nu = f(Re, Pr) \quad \text{para convección forzada --- (34)}$$

$$Nu = f(Gr, Pr) \quad \text{para convección natural --- (35)}$$

El número de Rayleigh No. Ra, es un parámetro para indicar la embestida de la turbulencia. Se puede usar Ra en lugar de Gr,

$$Nu = f(Gr, Pr)$$

$$Ra = f(Gr, Pr) \quad \text{--- (36)}$$

$$Nu = f(Ra, Pr) \quad \text{--- (37)}$$

Donde  $Ra = g l^3 \rho c_p \Delta T / \nu K$

$$Gr = g l^3 \beta \Delta T / \nu^2$$

l = longitud

v = velocidad del fluido

- $\beta$  = coeficiente de expansión volumétrico
- K = conductividad térmica
- $c_p$  = capacidad calorífica
- $g$  = aceleración de la gravedad
- D = diámetro
- $\eta, \mu$  = viscosidad
- h = coeficiente de transferencia de calor
- T = Temperatura, gradiente.

Brennan, (1979) plantea la intervención de la flotabilidad con el número de Arquímedes, Ar.

$$Ar = Ne Re^2 \quad \text{--- (38)}$$

$$Ar = 4/3 D^3 \rho_1 (\rho_2 - \rho_1) g / \eta^2 \quad \text{--- (39)}$$

Si  $\rho_2 \ll \rho_1$  la esfera se eleva y Ar = valor absoluto

Si  $24 \times 10^{-3} < Ar < 48$  (laminar)

$1.13 \times 10^5 < Ar < 1.8 \times 10^{10}$  (turbulento)

Si un cuerpo es sujeto a la aceleración centrífuga  $w^2 r$ , en términos de velocidad radial centrífuga se deduce No. de Ar;

$$Ar_c = 4/3 \rho_1 (\rho_2 - \rho_1) w^2 r / \eta^2 \quad \text{--- (40)}$$

Grashof interviene por el número de Arquímedes modificado al remplazar por  $(\Delta \rho)$  la  $(\rho_2 - \rho_1)$  y eliminando 4/3

$$Gr = D^3 \Delta \rho g / \mu^2 = 1^3 g \Delta \rho / \rho v^2 \quad \text{--- (41)}$$

$\Delta \rho$  se puede conocer al conocer la concentración ó el cambio de temperatura en la densidad. Para un fluido en contacto con una pared vertical se tiene;

$$Nu = 0.59 Gr^{0.25} Pr^{0.25} \quad \text{--- (42)}$$

válida para Ra entre  $10^4$  y  $10^9$

Si la pared es inclinada con respecto a la vertical con un ángulo no menor de  $30^\circ$ , Grashof es multiplicado por el cose-



no del ángulo.

Para cuando la transferencia de calor produce condiciones donde  $Ra > 10^9$  el flujo se puede considerar como turbulento esto según Loncin (1979).

### 2.3 TEORIA GENERAL DE TRANSFERENCIA DE CALOR

El flujo de calor desde la superficie, variará con la temperatura de ésta después de la región inicial de convección natural, donde el flujo de calor se incrementa rápidamente con la temperatura de la superficie en la región de ebullición nucleada. En este análisis, es bueno considerar el mecanismo por el cual se lleva a cabo eficientemente la transferencia de calor en la región de ebullición nucleada, donde se forman las burbujas de vapor y el flujo de calor se ve incrementado al llegar al valor de gradiente de temperatura de saturación.

Bergles y col(1981). Afirman que la mejor zona para la transmisión de calor se encuentre directamente en la superficie del líquido, junto a la pared térmica, basándose en los valores de  $h$  ( coeficiente de transferencia de calor) usando correlaciones convencionales de Nusselt. Ec. 34

$$Nu = f(Re, Pr)$$

Así la transmisión de calor sin cambio de fase, está regida por la teoría general de transferencia de calor, donde el modelo de película establece la formación de una capa térmica en la superficie de transmisión de calor análoga a la capa hidrodinámica límite de Prandtl, que afecta al campo de temperatura y controla a la velocidad de flujo de calor.

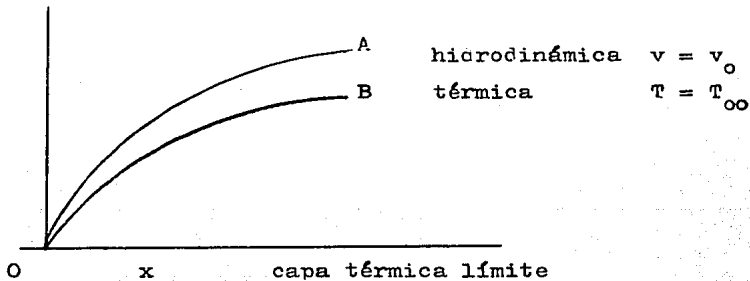


figura VII

Donde  $v$  = velocidad

$T$  = Temperatura

$T_w$  = Temperatura de la lámina

$x$  = distancia desde el borde de ataque de la lámina

Se desarrolla en el interior una capa límite en la que la velocidad va desde  $v=0$  a  $v = v_0$  en el límite exterior de la capa. En las proximidades de la superficie sólida se genera un gradiente de temperatura que va desde  $T_w$  a  $T_\infty$  conocido como capa límite térmica, línea BO.

La capa térmica es más delgada que la capa hidrodinámica, presentándose esto en la mayoría de los casos de transmisión de calor. La relación entre los espesores de las capas límites a lo largo de la lámina depende del número de Prandtl  $Pr = \frac{c_p \mu}{K}$  ó sea correlaciona físicamente el espesor relativo de la capa hidrodinámica con el de la capa límite térmica.

$Pr = 1$  las dos capas son iguales.

$Pr > 1$  La capa térmica es más delgada que la capa hidrodinámica.

$Pr < 1$  Para metales líquidos.

Contrario al perfil de velocidades, conforme aumenta la longitud, el perfil de temperatura tiende más a cero y en tubos muy largos llega a desaparecer el gradiente de temperatura suspendiéndose la transmisión de calor.

Sabemos que la viscosidad es una de las variables que juegan un papel importante en el estudio y comportamiento de la transmisión de calor. Cuando el fluido líquido se desea calentar, la capa cerca a la pared poseerá una viscosidad menor que las capas centrales y aumentará el gradiente de velocidad en la pared, con lo cual se genera un flujo transversal de líquido hacia la pared, provocando un gradiente de temperatura resultando los gradientes de densidad, dando inicio a una convección natural del flujo.

Otros parámetros que influyen o afectan en la transmisión de calor son propiedades físicas, conductividad térmica, capacidad calorífica, densidad, viscosidad, tensión superficial siendo el principal problema que se presenta en este tipo de proceso térmico el establecimiento del coeficiente de transferencia de calor para las condiciones dadas.

La transferencia de calor por convección es mayor que si ésta ocurriese únicamente por conducción, debido a que en la primera el transporte de las partículas que transfieren su energía es de manera macroscópica. El estudio de este fenómeno deberá distinguir entre el transporte bajo régimen laminar o en condiciones de turbulencia, se puede predecir que las correlaciones serán diferentes para cada caso.

## CAPITULO III

### CORRELACIONES PARA LA DETERMINACION DEL COEFICIENTE DE TRANSFERENCIA DE CALOR PARA DIVERSAS PELICULAS

#### 3.1 Película descendente.

En este tipo de mecanismo se aprovecha la fuerza de gravedad aparte de que es muy usada en procesos químicos, ya que se tienen altos coeficientes de transferencia de calor, tiempos de residencia reducidos evitando alteraciones en los productos termosensibles además se obtienen pequeñas diferencias de temperatura, reduciendo los efectos de caída de presión, se elimina presión estática el cual desaparece la elevación del punto de ebullición. Se tienen procesos de simple fase, líquido, vapor donde Rimbene, (1976) establece que la transferencia de calor esta dada en dos fluidos, por vapor-producto, producto-vapor, habiendo evaporación que implica cambio de fase. Kirk, (1980) donde el cambio de fase de líquido saturado a estado gaseoso se le conoce como ebullición, siendo un mecanismo importante y común en procesos industriales.

Ferrero, (1984) presenta correlaciones para la región transiente de laminar a turbulento para película descendente, detectada por el cambio de velocidad de transferencia de calor

$$Re_{tr} = 5800 Pr^{-1.06} \quad Pr \ 1.77-5.7 \quad (\text{Chun and Seban})$$

$$Re_{tr} = 2460 Pr^{-0.65} \quad Pr \ 5.4 - 210 \quad (\text{Wilke})$$

Davis, Hsien-HsinTung and Mah, (1981) proponen las siguientes ecuaciones para evaporación como sigue,

$$h_w = (4/3)^{1/3} \cdot (\rho_1^2 g K_1^3 / \mu_1^2)^{1/3} Re_1^{-1/3} \quad \text{--- (43)}$$

$$\text{si } Re_1 \leq Re_1'$$

$$h_w = 0.8221 (\rho_1^2 g K_1^3 / \mu_1^2)^{1/3} Re_1^{-0.22} \quad \text{--- (44)}$$

$$\text{si } Re_1' \leq Re_1 \leq Re_1''$$

$$\text{donde } Re_1 = 4.1 L I. M_1 / \mu_1 = w \text{ dM } v / \mu = Lv \rho / \mu$$

$$Re_1' = 2.44 (\mu^4 g / \rho_1 \sigma^3)^{-1/11}$$

$$Re_1'' = 5800 Pr_1^{-1.06}$$

siendo  $c_p$  = capacidad calorífica

$g$  = aceleración de la gravedad

$h_w$  = coeficiente de transferencia de calor en la pared

$K$  = conductividad térmica

$L$  = velocidad de flujo líquido molar por perímetro

húmedo

$M$  = peso molecular

' = coeficiente de transferencia corregido

$\mu$  = viscosidad

$\rho$  = densidad

$\sigma$  = tensión superficial

l = líquido

v = vapor

Pr = Número de Prandtl =  $c_p \mu / K$

Re = Número de Reynolds =  $Dv\rho/\mu$

Kirk (1960) da una correlación donde determina el coeficiente de película de transferencia de calor en flujo laminar, para cuando el fluido está caliente la viscosidad cercana a la pared del tubo es menor que la viscosidad del centro del fluido consecuentemente el fluido viaja a velocidad superior.

$$hD/K = 1.86 ( Dv\rho/\mu )^{1/3} ( c_p \mu / K )^{1/3} ( T/D )^{-1/3} ( \mu / \mu_f )^{0.14} \quad \text{--- (45)}$$

Y para convección natural donde ocurre la transferencia de calor donde el movimiento del fluido es inducido por la diferencia en la densidad, por la variación de temperatura entre la superficie de transferencia de calor y el fluido es significativa y es unido con un fluido de baja viscosidad y una densidad que es sensitivo al cambio de temperatura.

En una placa vertical, el líquido caliente adyacente a la placa es elevado porque se reduce la densidad, así crea una película fronteriza térmica e hidrodinámica con el fluido frío.

La siguiente correlación presentada para convección natural para transferencia de calor ;

$$hL/K = 0.33 ( (1.35 G_{\rho}^2 \beta \Delta T / \mu_f^2) ( c_p \mu / K ) )^{1/4} \quad \text{--- (46)}$$

Las propiedades como densidad o capacidad calorífica, viscosidad conductividad térmica son evaluados a temperatura promedio de película entre la interfase de la pared-fluido y del centro del fluido.

Ruckenstein and Felsker, (1980) opinan que para grandes valores de Prandtl, la capa térmica es mucho más delgada que la capa hidrodinámica, como en el flujo convectivo natural en régimen laminar, la orilla de la capa térmica esta más pegada a la pared que al punto máximo de velocidad, por lo tanto, sin otra capa el transporte convectivo de momentum y de difusión de remolino. Algunas veces se dice que para flujo convectivo natural la dependencia del tensor de esfuerzo de la pared es la característica de la velocidad y el espesor de la capa son la misma que para flujo forzado, actuando la fuerza de flotabilidad y la fuerza viscosa, presentada así

$$Nu = (3 \sqrt{1/2 \pi}) (\gamma Pr)^{2/9} Gr^{1/3} \quad \text{--- (47)}$$

$$Nu = 0.164 Pr^{2/9} Gr^{1/3} \quad \text{--- (48)}$$

Y donde es una función más de número de Prandtl, para valores grandes de Prandtl es constante.

$$\gamma = 6.8 \times 10^{-4}$$

- Nu = Número de Nusselt
- Pr = Número de Prandtl
- Gr = Número de Grashof

Bennett y col. (1986) para película descendente proponen una correlación para película delgada del lado del cuerpo en ebullición, dos fases, en convección forzada.

$$h_{\phi_2} = h_{\text{conv}} + \bar{h}_{\text{NUC}}$$

Donde  $h_{\text{conv}}$  = es el coeficiente convectivo de transferencia de calor en ebullición desarrollado para un líquido.

$\bar{h}_{\text{NUC}}$  = es el resultado de la contribución de la ebullición.

$h_g$  = es el coeficiente de transferencia de calor al incrementar el flujo de vapor.

$$h_{\text{conv}} = h_g \exp(-0.0867 + 8000 \pi_2) \quad - - - - - (49)$$

$$\pi_2 \leq 0$$

$$\pi_2 = (\Delta P_2 \phi / g \rho_l)^{1/2} \mu / \sigma$$

$$h_g = 0.886 \left( 2k_l^2 \frac{A}{l} \frac{g^{2/3} c_p}{\pi D \mu^{1/3}} \right)^{1/3} \left( \frac{\mu}{\mu_w} \right)^{1/4} \left( 2G(1-x) S_w / \mu \right)^{1/9} \quad - - - - - (50)$$

$G$  = flujo de masa usando  $S_w$ .

$$\bar{h}_{\text{NUC}} = 2.89 \times 10^{-15} (g_c / g)^{1.143} (k^1 \cdot C_p^{3.286} / \rho_l \cdot \rho_v^{1.143} \sigma^{-2.142}) \cdot ($$

$$\left( \frac{\rho_c}{\rho_l} \frac{h_{fg} \rho_v}{h_{fg} \rho_v} \right)^{3.695} (S \Delta T_B)^{3.695} \quad - - - - - (51)$$

$c_p$  capacidad calorífica

$D$  diámetro

$g$  aceleración de la gravedad

$G$  flujo de masa usando  $S_w$

$h_{fg}$  calor latente de vaporización



- $h_2$  suma de  $h_{conv}$  +  $\bar{h}_{NUC}$
  - $\bar{h}_{NUC}$  coeficiente de transferencia de calor atribuido a la ebullición nucleada
  - $h_{conv}$  coeficiente de transferencia de calor atribuido a la ebullición convectiva
  - $h_g$  coeficiente de transferencia de calor para líquido fluyendo sobre un tubo bajo condiciones de flujo de vapor.
  - $K$  conductividad térmica
  - $P$  presión absoluta
  - $\Delta P_{\phi_2}$  caída de presión para dos fases en tubo
  - $S$  razón efectiva de la pared sobrecalentada real con la pared sobrecalentada durante la convección en ebullición.
  - $S_w$  distancia mínima entre tubos vecinos
  - $\Delta T_s$  Temperatura de la pared menos temperatura de saturación a presión local
  - $x$  calidad del vapor
  - $\mu$  viscosidad
  - $\rho$  densidad
  - $\sigma$  tensión superficial
  - $\pi$  parametro dimensional
- $l = \text{líquido}, v = \text{vapor } w = \text{pared.}$

Siu-Wing Yih and Jung-Iiang Liu, (1983) En película descendente en flujo turbulento, proponen una correlación donde el coeficiente de transferencia de calor es relacionado con Nusselt o sea;

$$h_x^* = (h/k) (\nu^2/g)^{1/3} = Nu_x / s \delta^{+2/3} \quad \text{--- (52)}$$

$h_x^*$  = coeficiente de transferencia de calor adimensional

$\delta^+$  = espesor de película adimensional

$h_x$  = coeficiente de transferencia de calor ( $W/m^2K$ )

$K$  = conductividad térmica ( $W/mK$ )

$Nu_x = h_x \delta / K$

$\nu$  = viscosidad cinemática ( $m^2/s$ )

$g$  = aceleración de la gravedad

$$s = ( (\rho \delta g / \rho_c) / (\beta_i + \rho \delta g / \rho_c) )^{1/3}$$

$\delta$  = espesor de película =  $(\delta / (\nu^2 / g))^{1/3}$

$\tau_x$  = tensor de esfuerzo en la interfase ( $N/m^2$ )

$\beta_i = \tau_x / \rho (\nu^2 / g)^{2/3}$  adimensional cuando no hay tensión interfacial

$$\beta_i = 0 \quad S = 1$$

Para cuando la velocidad de evaporación es pequeña y el espesor de película puede considerarse como constante, se tienen valores de Prandtl, como tales,

Pr 5.1 y 5.7

Pr 2.91 y 1.77

Fujita and Ueda (1978a), correlación para película líquida descendente, en el cual se han presentado experimentos y resultados con varios análisis con relación a casos como película en condensación en flujo anular para dos fases, como es en el caso de película desarrollada completamente en flujo descendente, con calor constante en la pared, es fácil obtener al introducir el espesor de película derivada por Nusselt. En el caso donde todo el calor transferido por la superficie caliente es absorbido por la película líquida

$$h = q_o / (T_o - T_f) \quad \text{--- (53)}$$

Ec.(52)  $h' = h/K (g^2/g)^{1/3}$

$$h' = 2.27 Re^{-1/3} \quad \text{--- (54)}$$

y otro caso donde hay remoción de película lejos de la superficie  $h' = 1.76 Re^{-1/3} \quad \text{--- (55)}$

Se han obtenido para una longitud de 2400 mm en flujo descendente en el exterior de tubos con No. Pr = 5.4 - 210 usando agua y glicol a varias concentraciones .

Para estudio de agua en las mismas condiciones se tienen las siguientes ecuaciones;

$Re \leq 2460$	$Pr^{-0.646}$	$h' = 1.76 Re^{-1/3}$
$2460 Pr^{-0.646} \leq Re < 1600$		$h' = 0.0323 Re^{1/5} Pr^{0.344}$
$1600 \leq Re < 3200$		$h' = 0.00102 Re^{2/3} Pr^{0.344}$
$3200 \leq Re$		$h' = 0.00871 Re^{2/5} Pr^{0.344}$

donde  $h$  = coeficiente de transferencia de calor

$h'$  = coeficiente de transferencia de calor adimensional

$K$  = conductividad térmica

$o$  = superficie de la pared térmica

$f$  = película

$g$  = aceleración de la gravedad

Para película delgada en forma descendente que colansa junto con un incremento de calor ayudando a mejorar la eficiencia en los equipos industriales. Fujita and Ueda (1978 II) proponen las correlaciones siguientes para flujo en ebullición nucleada para agua en película descendente

$$q_o = 2.26 T_s^{3.86} \quad \text{--- (56)}$$

$$h_i = 0.606 (Re/4)^{-0.2.2} \quad \text{para régimen laminar --- (57)}$$

$$h_i = 3.8 \times 10^{-3} Re^{0.4} Pr^{0.65} \quad \text{para régimen turbulento --- (58)}$$

que son para evaporación de agua fluyendo fuera de tubos de acero inoxidable a presión atmosférica las siguientes correlaciones

$$h_i = 0.90 Re^{-0.32} \quad \text{para } Re \leq 3200 \quad \text{--- (59)}$$

$$h_i = 6.0 \times 10^{-3} Re^{0.4} \quad \text{para } Re > 3200 \quad \text{--- (60)}$$

Siendo  $g$  aceleración de la gravedad

$h_i$  coeficiente de transferencia de calor, ec. (53)

$h_i$  coeficiente de transferencia de calor adimensional

$\Delta T_s$  pared sobrecalentada

$q$  flujo de calor

$o$  superficie de calentamiento fuera del tubo

$Re$  número de Reynolds

$Pr$  número de Prandtl

Análisis previos por Carey, (1985) de transferencia de calor en película descendente se han incluido difusión de remolino así como valores altos de Prandtl, frecuente en procesos de calentamiento o enfriamiento en química y alimentos así como en líquidos orgánicos.

Para calentamiento turbulento en película descendente a números grandes de Prandtl, la resistencia de transferencia de calor existe casi enteramente en la película viscosa cerca a la pared, con la salida de la región completamente turbulenta siendo isotérmica. Correlación siguiente para determinar el coeficiente de transferencia de calor local considerando la variación en la distancia a la pared, de la película para agua etilen-glicol en tubo vertical

$$h/k (2/g)^{1/3} = 0.0259 Pr^{1/3} Re^{7/24} \quad \text{--- (61)}$$

$$Nu = h/k = 0.00352 Pr^{1/3} Re^{7/8} \quad \text{--- (62)}$$

Para valores de No. Pr = 9.4 - 5.4 para régimen turbulento.  
 Donde Nu  $\neq$  2 para condiciones de régimen laminar completo  
 siendo pocos los valores altos de Prandtl para  
 el rango de flujo turbulento de Pr 9.5 y 5.4

g = aceleración de la gravedad

h = coeficiente de transferencia de calor

K = conductividad térmica

$\nu$  = viscosidad cinemática

$\delta$  = espesor de película

Nu = número de Nusselt

Pr = número de Prandtl

Re = número de Reynolds

### 3.2 A través de PLACAS

Correlación para convección forzada en transferencia de calor a través de placas propuesta por Stephen Whitaker, (1972)

Pr de 0.6 a 10

$$Nu_x = 0.332 Re_x^{1/2} Pr^{1/3} \quad \text{para capa límite laminar -- (63)}$$

antes de régimen de transición

$$Nu_x = 0.029 Re_x^{0.8} Pr^{0.43} \quad \text{-- -- -- -- -- (64)}$$

para capa límite turbulenta después de transición.

En la que se propone régimen de transición con  $Re = 2 \times 10^5$

La dependencia funcional de Nu ó Pr es esencialmente idéntica para flujo turbulento.

Donde Nu = número de Nusselt

Pr = número de Prandtl

Re = número de Reynolds

### 3.3 Disco en ROTACION

Sin embargo Wochizuki and Jei Yang (1981) proponen otras correlaciones donde presentan la pérdida por fricción en el flujo laminar en discos en rotación, donde al controlar la resistencia térmica y el factor de fricción es modificado e incluye el efecto de la fuerza centrífuga por la rotación de la superficie de transferencia de calor sin sufrir pérdida de potencia en el ducto.

$$Nu = 0.646 Re^{1/2} \quad f = 1.293 Re^{-1/2} \quad \text{-- -- -- (65)}$$

$$Nu = 0.036 Re^{0.8} \quad f = 0.072 Re^{-0.2} \quad \text{-- -- -- (66)}$$

El primero para flujo laminar y el segundo para turbulento. f, factor de fricción. El efecto de rotación decrece con un incremento en la velocidad de flujo de fluido hasta el régimen transiente donde el efecto de centrifugación disminuye

Donde  $f = \Delta P / \frac{1}{2} \bar{u}^2 (L/D_H)$

L = longitud del tubo del fluido

$D_H$  = diámetro hidraulico

u = velocidad del componente en dirección r

$\Delta P$  = caída de presión estática.

3.4 Correlación para discos coaxiales rotatorios y estacionarios  
 Sujanarayama y col, (1983) sugieren que en un sistema de discos coaxiales en el primer anillo, el coeficiente de transferencia de calor inicialmente aumenta pero un incremento en la velocidad de rotación, disminuye formandose un gradiente de presión en el segundo anillo del disco, la velocidad de transferencia de calor disminuye con un aumento en la velocidad o sea con la velocidad alta de rotación en el producto incrementando el componente tangencialmente por lo que una disminución en la rotación del disco decrece el No. Nusselt promedio comparada con el Nusselt promedio sin rotación, a velocidad 600rpm;

$$Nu = 0.0529 Re^{0.71} \quad - - - - - (67)$$

$$Nu_{local} = 0.124 Re^{0.608} \quad \text{con y sin rotación} - - - (68)$$

Donde  $Re = \omega r 2a/\mu$  basado en la velocidad tangencial promedio del disco

a = boquete promedio, distancia

r = radio

$\mu$  = viscosidad

$\omega$  = velocidad angular.

### 3.5 Cilindro en ROTACION

Woods(1980). Propone una correlación para cilindro en rotación en flujo laminar para agua, en la que considera estado estable, donde todas las propiedades del fluido permanezcan uniformes excepto la densidad que varía linealmente con la temperatura e interacciona con la aceleración centrífuga, en la que se considera el coeficiente de expansión volumétrico, además considera que la rotación no afecta la resistencia al flujo con fluidos de Prandtl, llegando a la siguiente expresión para tubo horizontal

$$Nu/Nu_o = 0.19 (Ra, Re, Pr)^{0.2} \quad - - - - - (69)$$

$$Nu/Nu_o = 0.262 (Ra, Re, Pr)^{0.173} \quad - - - - - (70)$$

sobre el rango

$$4 \times 10^3 \leq Ra, Re, Pr \leq 10^8$$

$$0.7 \leq Pr \leq 10^4$$

Donde o = condiciones no rotativas

$$Ra = \text{Número de Rayleigh rotacional} = H \omega^2 \rho a^4 / \alpha \gamma$$

H = excentricidad

$\omega$  = velocidad angular

$\gamma$  = gradiente de temperatura axial

a = radio del tubo

$\alpha$  = difusividad térmica

$\gamma$  = viscosidad cinemática



### 3.6 Serpentin GIRATORIO

También Chen and Lima(1979) ., trabajaron con un serpentin giratorio a vacio en un evaporador, consideraron equilibrio entre las fases vapor-liquido sin ebullicion en la interfase entre el serpentin y el liquido, sin formacion de espuma, con una diferencia de 12C-130°F con 26 pulg, de Hg de vacio y Re de 300 a 4 000 y el fluido en movimiento sobre el serpentin helicoidal giratorio, la ecuacion tipo Nusselt es ;

$$h_o D_t / k = 0.87 (ND_c^2 / \mu)^{0.62} (c_p \rho / K)^{1/3} (\mu / \mu_w)^{0.14} \quad - - - (71)$$

En la que depende tambien de la concentracion de la agitacion habiendo muchos factores que afectan la transferencia convectiva de calor, se pueden considerar tales como, temperatura del fluido, ebullicion, no-ebullicion, geometria y arreglo del cambiador de calor.

Tenemos ;

$D_t$  = diametro interior del recipiente mezclador

$D_c$  = diametro exterior del serpentin rotatorio

$N$  = velocidad de serpentin rotatorio (rev/hr)

$h_o$  = coeficiente de transferencia de calor, de película del lado del producto

$\mu_w$  = viscosidad evaluada a temperatura de la pared

$K$  = conductividad térmica

$c_p$  = capacidad calorífica

$\rho$  = densidad

$\mu$  = viscosidad

estas cuatro últimas evaluadas a temperatura media aritmética del fluido.

## CAPTULO IV

### EQUIPOS DE EVAPORACION USADOS EN LA INDUSTRIA DE DE ALIMENTOS

#### 4.1 INTRODUCCION

La ebullición es el mecanismo básico de la evaporación, siendo conocido desde tiempos muy remotos este proceso, los primeros evaporadores usaban energía solar, este método presentaba el inconveniente de que la velocidad de evaporación es muy lenta necesitando tiempos muy largos de operación, entre otros.

Existen varias definiciones que tratan de explicar la operación de evaporación: Brennan, (1979), opina que la evaporación tiene como finalidad principal, concentrar una disolución por el mecanismo de ebullición. O bien esta operación es la concentración de una solución por la remoción de solvente como vapor. Como operación unitaria se considera como la separación de un solvente de una solución por un solvente volátil y un soluto no volátil.

Los alimentos mientras sean tratados a temperaturas bajas es mejor, pues el objetivo es que el alimento concentrado ya reconstituido sea semejante al producto inicial natural y que conserve todas sus propiedades nutritivas. Esta operación es importante en relación a la destrucción de enzimas y microorganismos patógenos, ya que a temperaturas elevadas o a presiones reducidas baja el contenido de microorganismos, aún más si el producto es ácido, pero se debe tener cuidado para que no se afecte el sabor, color y propiedades físicas del producto esto se logra con el conocimiento de las condiciones óptimas

para el proceso. Un producto evaporado ó sea concentrado (alto contenido de sólidos) presenta más ventajas que uno que no ha sido tratado, ya que aquel está disponible en cualquier época del año, además su elevado contenido de sólidos solubles facilita su preservación, disminuye el volumen de líquido reduciendo los costos en el almacenaje, embalaje y transporte.

Posteriormente se da una lista de sustancias concentradas en evaporadores.

La evaporación se puede ver afectada por las propiedades de la solución alimentada. Para no tener problemas de sensibilidad térmica, un método será reducir el punto de ebullición, otro es mediante presiones reducidas o vacío, llegando a niveles de fracción de segundos. Así también la velocidad de circulación se ve afectada con la viscosidad, ya que a valores altos disminuye el coeficiente ó bien por incrustación, debido a la adhesión de sólidos suspendidos, por lo que es costumbre mantener flujo de líquido alto, así como diferencias de temperaturas adecuadas, aumentando así el coeficiente de transferencia.

Todo producto al someterse a un tratamiento térmico sufre cambios, al aumentar su concentración de sólidos en el producto; al exponerse a temperaturas superiores a las de ebullición a presión atmosférica, cambios radicales en sus propiedades organolépticas y nutritivas.

Los sabores a cocido y el oscurecimiento son los problemas más comunes, producidos por el calor. Cuando se tienen alimentos ricos en proteínas y son tratados con temperaturas altas se pronuncia una desnaturalización, presipitando las proteínas como resultado un aspecto arenoso no deseado, algunas veces debido a la presencia de metales o sales minerales, de-

pendiendo del producto a tratar. Existen varios tipos de equipo según el tipo de producto a tratar, de acuerdo a sus características y condiciones en las que se encuentra ya que por ejemplo, pueden presentarse casos en que algunos componentes sufren mayor o menor tratamiento (leche, jugos cítricos, etc.,)

T A B L A VIII

SUBSTANCIAS CONCENTRADAS EN EVAPORADORES

Aminoácidos	Carne desecada
Sulfato de amonio	Mosto de cerveza
Formato de calcio	Salsa de soya
Sosa cáustica (licor de celosa)	Huevo líquido
Acido cítrico	Jugo de mora
Cloruro ferroso	Jugo de uva
Acido glucónico	Jugo de mango
Acido clorhídrico	Jugo de pera
Acido itacónico	Jugo de fresa
Hidróxido de litio	Extracto de lúpulo
Glutamato monosódico	Leche condensada azucarada
Farmacéuticos	Suero de manteca
Nitrato de Plata	Suero
Sulfato de titanio	Nitrato de amonio
Solución de estaño	Antibióticos
Agua salina	Gluconato de calcio
Melaza	Tintes
Licor negro cáustico	Acido fórmico
Extractos vegetales	Glicerina
Plasma sanguíneo	Acido fluorhídrico
Sulfato de sodio	Acido sulfúrico
Sorbitol	Solución de lactona
Glucosa	Sulfato de litio
Mieles	Sulfato de níquel
Mermeladas	Resinas fenol-formaldeído
Extracto de levadura	Hidrosulfito de sodio

Sulfato de sodio  
 Acido sulfúrico  
 Urea  
 Licores de vanadio  
 Efluentes de whisky  
 Efluentes de fermentación  
 Levadura de cerveza  
 Extracto de nuez  
 Soluciones de proteínas  
 Dextrosa Gelatina A  
 Agar  
 Extracto de regaliz  
 Pavo desecado  
 Compota  
 Té  
 Cerveza  
 Jugo de grosella  
 Jugo de toronja  
 Jugo de naranja  
 Jugo de piña  
 Leche entera  
 Leche enriquecida  
 Perclorato de amonio  
 Hidróxido de bario  
 Lignosulfato de calcio  
 Sosa caústica (mercerización)  
 Enzimas  
 Furfural  
 Glicol  
 Helados

Proteína hidrolizada  
 Iignina  
 Sulfato de magnesio  
 Pentaeritritol  
 Acido fosfórico  
 Nitrato de sodio  
 Tiocianato de sodio  
 Extracto de taninos  
 Resinas de urea-formaldeído  
 Sulfato de zinc  
 Almidón de trigo  
 Fermentados de maíz  
 Crema de levadura  
 Insulina  
 Jabón  
 Sacarosa  
 Goma arábica  
 Extracto de carne  
 Extracto de malta  
 Pollo desecaño  
 Sopa  
 Café  
 Jugo de manzana  
 Jugo de cereza  
 Jugo de limón  
 Jugo de cebolla  
 Jugo de frambuesa  
 Puré de frutas  
 Jugo de tomate  
 Leche desnatada  
 Yougurt

## 4.2 TIPOS DE EVAPORADORES

A continuación se presentan los evaporadores más usuales en la industria, donde la investigación aporta nuevos diseños de equipos para un trabajo más eficaz de acuerdo a las necesidades y para aprovechar al máximo el vapor como medio de calefacción. Como se mencionó anteriormente, existen varios tipos de evaporadores que pueden clasificarse con los siguientes criterios:

- 4.2.1 Tipo de calentamiento
  - a) Directo
  - b) Indirecto
- 4.2.2 Tipo de superficie de calentamiento
  - I) Recta o placa
  - II) Tubular
    - 1) Horizontal
    - 2) Vertical
    - 3) Inclínada
    - 4) Circular
- 4.2.3 Tipo de circulación
  - i) Natural
  - ii) Forzada
- 4.2.4 Tipo de película
  - A) Ascendente
  - B) Descendente
  - C) Centrífuga

a) Evaporadores de inyección de vapor directo, donde el alimento junto con el vapor son introducidos para luego expandirse sobre la superficie calefactora, en este tipo de evaporadores la radiación es la que predomina, más que los otros mecanismos, como la conducción y convección, es usado en la industria papelera y en operación flash.

Según Joslyn (1967), el producto es separado del vapor, por

lo que se pueden recuperar aromas o bien en la inactivación de enzimas, como es el caso de frutos, leche cítricos, etc.

b) En este tipo el calentamiento indirecto es cuando el líquido y el vapor de calentamiento están separados por una superficie, por la que se transmite la energía calorífica para llevar a efecto la evaporación, la mayoría de los equipos de transferencia de calor son clasificados con calentamiento indirecto.

I) Evaporador de placas, se usa para cuando no se tienen riesgos de ensuciamiento o de incrustaciones elevadas, por lo que se trabaja con productos que no forman cristales. Este tipo de evaporador también tiene la función de pasteurizador, para el caso del proceso de leche fluida con zona de precalentamiento y enfriamiento integrado, en el que, por un lado entra el alimento y por el otro lado el vapor de calentamiento. Este tipo de evaporador presenta varias ventajas una es en su mantenimiento, ya que, las placas son removibles además de que las placas ocupan un reducido espacio, presentando grandes rendimientos térmicos por su forma rugosa de la placa, ya que ayuda a producir turbulencia en el líquido o fluido, obteniendo altos coeficientes de transferencia de calor, figura IX.

II) Los evaporadores tubulares son aquellos donde el área de transferencia de calor es cilíndrica y siendo los más antiguos de uso, el producto puede ir en su interior ó en su exterior dependiendo del diseño del evaporador. Esta formado por un grupo de tubos conocido como banco de tubos o calandria que forman el área de transferencia de calor, estos tubos pueden ir integrados al equipo del evaporador ó en la parte externa del mismo.



1) Evaporador horizontal. Fueron los primero calentados por vapor, el líquido ó fluido se evapora fuera de los tubos mientras que el vapor circula por su interior, este tipo de evaporador presenta el efecto de la formación de una capa de vapor que aísla la superficie de calefacción, haciendo que disminuya la transmisión de calor. Se usa para líquidos que no sean muy viscosos, que no formen sales ó incrustaciones y que no formen espuma.

Por su posición es fácil el cambio de tubos para su mantenimiento, pero ocupa área muy grande, figura X.

2) Evaporadores Verticales. Tienen una envoltura cilíndrica, con bajada contral del fluido, con varias bajadas pequeñas ó bajada exterior. Se conocen como tipo estándar.

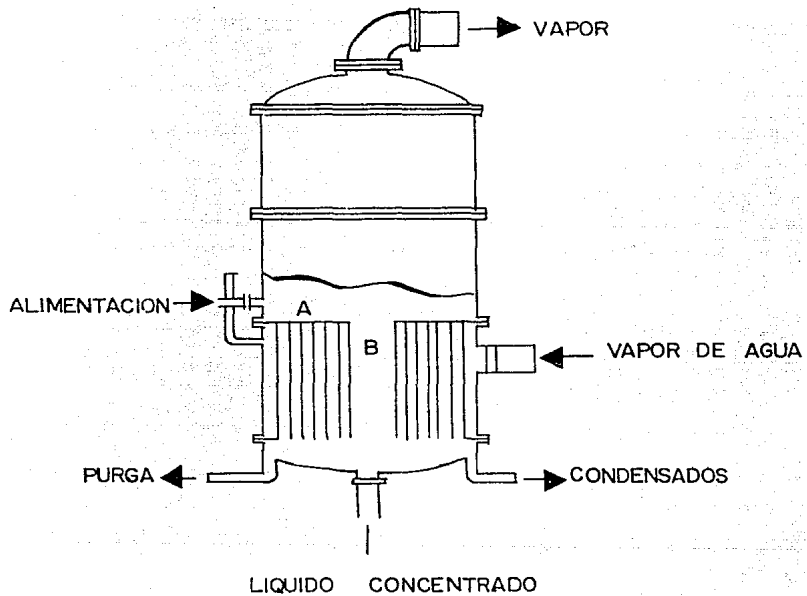
Este tipo de evaporador es muy versátil, se usan para material incrustante, que forme espuma, de alta viscosidad.

El líquido fluye hacia arriba y hacia abajo a través del orificio central el líquido que no evapora. Los evaporadores horizontales y verticales presentan coeficientes de transferencia de calor de la misma magnitud aproximada. Existen evaporadores de tubos cortos verticales y evaporadores de tubos largos verticales, el primero se caracteriza por que los tubos se encuentran en su interior, conocidos como calandria ó canasta y en su exterior circula el vapor, por dentro del tubo va el producto a evaporar, cuando alcanza la temperatura de ebullición el líquido sube en forma de chorro por los tubos, derramándose donde esté y formando una película, baja por el tubo central donde hay un deflector para evitar proyecciones y reducir las pérdidas por arastre. Estos evaporadores pueden trabajar a vacío y es proporcional la diferencia de temperatura al coeficiente de transferencia de calor.

Así en el descenso hay un mayor contacto con la superficie de calentamiento, por la formación de una película continua, por lo que la separación del vapor es casi total. Junto con ello se arrastran los gases incondensables que se extraen por la parte inferior del evaporador, cuando la calandria está en la parte externa, hace la función de una cámara de evaporación relámpago, figura XI.

Evaporador de tubos largos verticales, en él se obtienen velocidades por el movimiento del líquido, dando mejores coeficientes globales de transferencia de calor siendo mayor en lado del vapor condensado que por el lado contrario. Las altas velocidades en el líquido que circula por los tubos, cuando llega a hervir tiene un efecto beneficioso por dos razones las altas velocidades hacen disminuir el espesor de la película viscosa y de la zona intermedia.

Las velocidades paralelas al eje del tubo, barren las burbujas de vapor conforme se van formando, llegando a ser violento el flujo y provocando turbulencia, lanzándolo contra un deflector y recuperándose en la parte superior, por donde se descarga. Existen otros evaporadores que tienen tubo de caída, pasando nuevamente el fluido por el área de calentamiento.



- A PLACAS TUBULARES
- B TUBO CENTRAL

FIGURA XI. EVAPORADOR NORMAL DE TUBOS VERTICALES

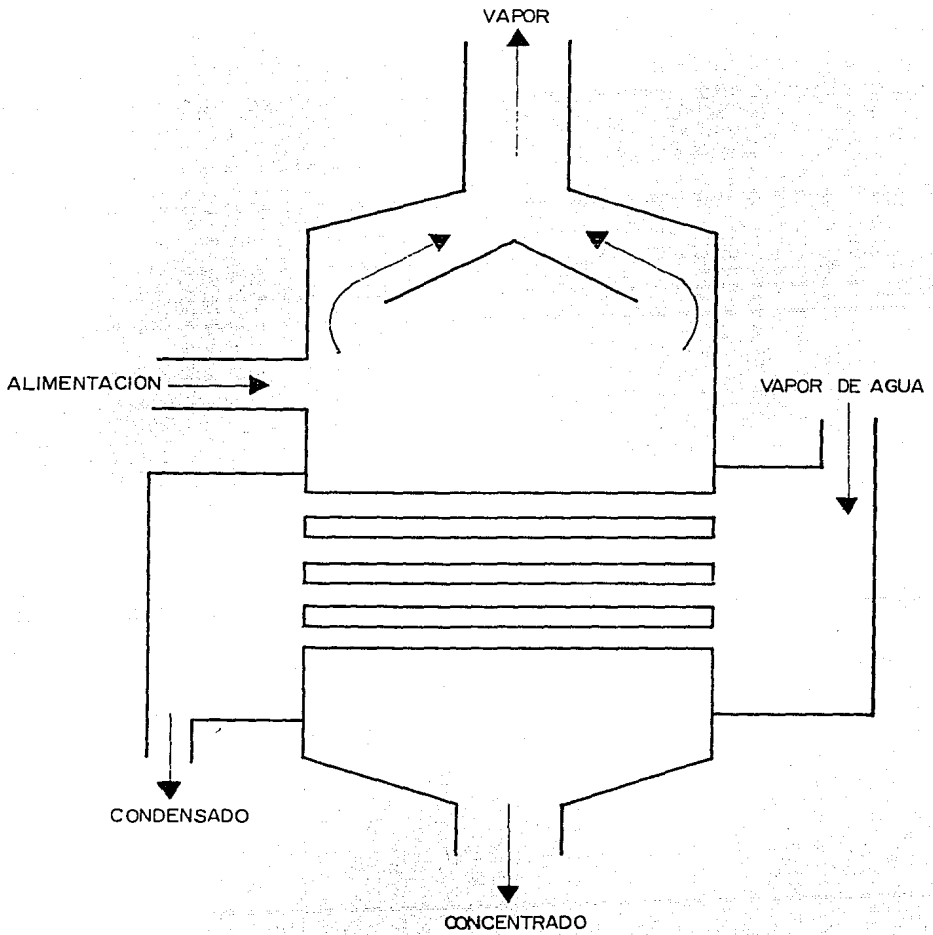


FIGURA X. EVAPORADOR DE TUBOS HORIZONTALES, CALANDRIA INTEGRADA

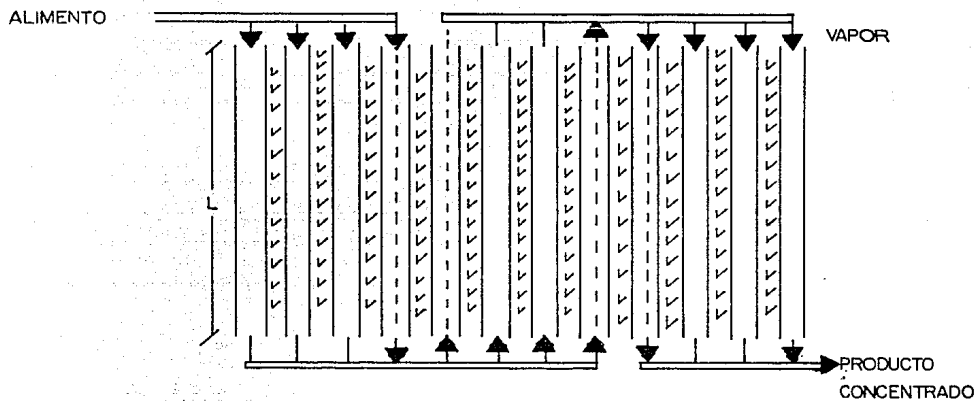


FIGURA IX. EVAPORADOR DE PLACAS  
 Arreglo de placas en un sistema de 24 placas  
 (4 placas por paso) (3 pasos)

i) Evaporador de circulación natural, son los de tubos largos verticales, aquí el calor es transferido de la pared del tubo sobrecalentado al líquido por encima de la temperatura de equilibrio correspondiente a la cabeza de vapor, debido a la presión hidrostática se presenta la formación de zonas: zona de ebullición y zona de no-ebullición, los tubos son muy largos por lo que presentan coeficientes de transferencia de calor altos, ya que las pérdidas por arrastre son pequeñas, casi igual que el de circulación forzada. En este tipo de evaporador se trabaja con material viscosamente alto, pero que no formen sales o sean incrustantes.

ii) Evaporadores de circulación forzada, poseen una bomba que hace circular al fluido por la superficie de calentamiento en la que no hay ebullición en los tubos, en este tipo de evaporador la carga hidrostática es alta evitando la ebullición en la superficie de calentamiento. (Perry 1975) Si no se suprime por completo la ebullición, el coeficiente de película mejora, ya que la curva de temperatura tiende a ascender hasta el punto máximo de la curva de ebullición, por lo que se debe cuidar la diferencia de temperatura a la que se trabaja. La caída de presión y la cabeza hidrostática en combinación son grandes y evitan que hierva la solución en el interior de los tubos, dando coeficientes de transferencia de calor altos al igual que los evaporadores de circulación natural. Este tipo de evaporador se usa para concentrar soluciones que formen espuma, altamente viscosos ó formen sales que sean incrustantes, aunque su costo total es el más elevado que otros similares, por su equipo auxiliar (bomba) es más práctico su mantenimiento y menos costoso. En la figura XII se muestra las juntas de expansión como protección para las bombas

si se llegan a depositar sales o bien por el efecto de las diferencias de expansión debió a la diferencia de temperatura de entrada y de salida, aquí la disposición del equipo es de esa forma para impedir la ebullición, donde el nivel de líquido se mantiene bajo.

A) Evaporadores de tipo de película. En los evaporadores básicos hay tres diseños tipo, en las que las configuraciones desarrolladas son tres, según Chem. Eng. Prog. V7 N9(1983) película ascendente, descendente y de fuerza centrífuga.

1) Película ascendente, basada en el principio de termosifón donde el alimento o el fluido entra por la parte inferior. Según Perry (1975), distingue tres zonas principales a lo largo del tubo, en el mecanismo de vaporización que no es bien conocido.

La zona más baja, en donde solo hay líquido y el calor se transmite por convección y la temperatura del líquido inicia su aumento. Una zona intermedia donde empiezan a formarse burbujas de vapor que crecen por bolsas de líquido, en esta zona la temperatura del líquido decrece por la reducción en la cabeza estática de fricción y aceleración. Zona superior donde las bolsas son aceleradas hasta una neblina de líquido en el que el vapor deja los tubos a gran velocidad, creando una delgada película de líquido, aquí la temperatura es prácticamente la misma que en la cabeza de vapor. Mc Cabe (1975) opina que al disminuir la temperatura de ebullición del fluido aumenta la diferencia de temperatura entre el vapor condensante y el líquido que hierve y por lo tanto aumenta la velocidad de transferencia de calor en el evaporador.

La alta velocidad creada conde el líquido que estulle forma burbujas de vapor, provoca una expansión por la disminución del espesor y por el crecimiento de la película en el tubo, el líquido barre las burbujas de vapor y por lo tanto aumenta la transferencia de calor, debido a ésto desciende por efecto de la gravedad, ya que en las cercanías de la parte superior de los tubos, las burbujas crecen más rápido, empujando al líquido y elevando la velocidad, debido al vapor generado incrementando la turbulencia, saliendo por la parte superior, conde está un separador con diámetro mayor con el proposito de reducir la velocidad de la mezcla líquido-vapor y llevando a cabo dicha separación de la mezcla, figura XIII.

2) Película Descendente, actualmente la concentración de varios productos alimenticios, se efectúa en evaporadores de película delgada por lo que juega un papel importante en la industria sobre todo en aquellos productos sensibles al calor y dependiendo del tipo de producto será el pretratamiento, entre otros factores el grado de madurez, cantidad de pulpa y fibra, condiciones del producto a tratar. Este tipo de evaporadores son usados para obtener altas concentraciones finales, con bajas velocidades de flujo, diferencias de temperaturas bajas y obtener velocidades altas de transferencia de calor.

El alimento entra por la parte superior, desciende por gravedad formando una película, desprendiéndose el vapor que sale por la parte de abajo junto con el líquido, humedeciendo la superficie de transferencia de calor, por lo que la tensión superficial y la viscosidad son importantes, llegando a velocidades de flujo mínimo, para lograr la película húmeda.



El principal problema reside en la uniforme distribución del líquido, para formar una película en el interior de los tubos ya que el punto de ebullición en los tubos es más elevado que en la carga de vapor, debido a que la caída de presión por fricción del vapor y el calor excesivo son necesarios para la formación de burbujas de vapor en la película, por lo que al romperse la película quedan zonas secas en la superficie, lo que causa un descenso brusco en el coeficiente de transferencia de calor, más bajos que los correspondientes a condiciones sin ebullición.

Para el diseño de equipos de este tipo, se debe tener cuidado que la superficie de todos los tubos permanezca húmeda para que se mantenga una película delgada, así como en la velocidad de la alimentación ya que primero se llena un tubo y luego el siguiente en forma de caída, formando una gran cantidad de vapor generado posteriormente, figura XIV.

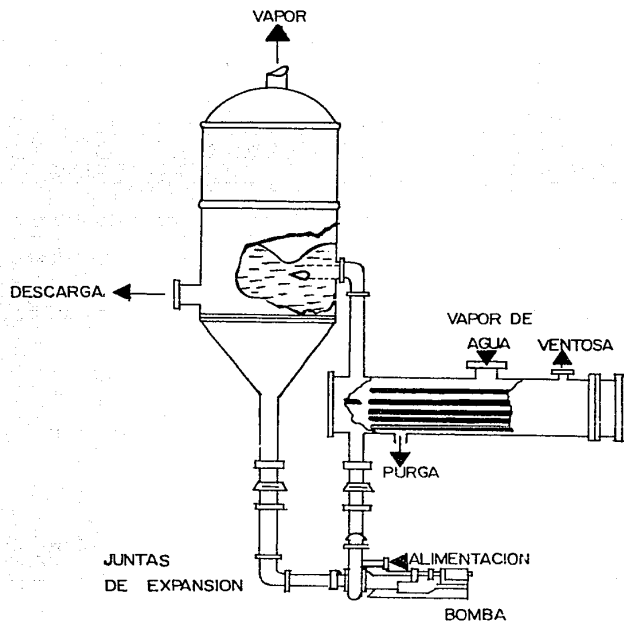
Existe también la combinación de ambas películas, en equipos de evaporación, figura XV.

3) Película delgada por fuerza centrífuga. Este mecanismo iniciado por De Laval en 1878, donde la alimentación se vierte dentro de la parte superior de donde pasa a través de una pantalla antes de entrar al rotor de la centrífuga, al entrar fluye desde la parte superior a la inferior, mediante un elemento giratorio, extendiendo al fluido líquido en una película delgada sobre el área de calentamiento, por la fuerza centrífuga donde es eliminada en forma instantánea la separación de las dos fases líquido-vapor. La fase pesada fluye por contacto con la superficie hacia abajo mientras la fase ligera fluye a lo largo de la parte superior hacia el centro del rotor.

Tanto la fase ligera como la pesada, se descargan en un reci-

piente, en la parte superior del rotor de la centrífuga.

Este tipo de equipo es muy práctico por su área reducida, por su corto tiempo de exposición del fluido a concentrar, es usado para productos no muy viscosos y muy sensibles al calor, figura XVI.



62

FIGURA XII. EVAPORADOR DE CIRCULACION FORZADA CON SUPERFICIE DE CALENTAMIENTO EXTERNO Y HORIZONTAL

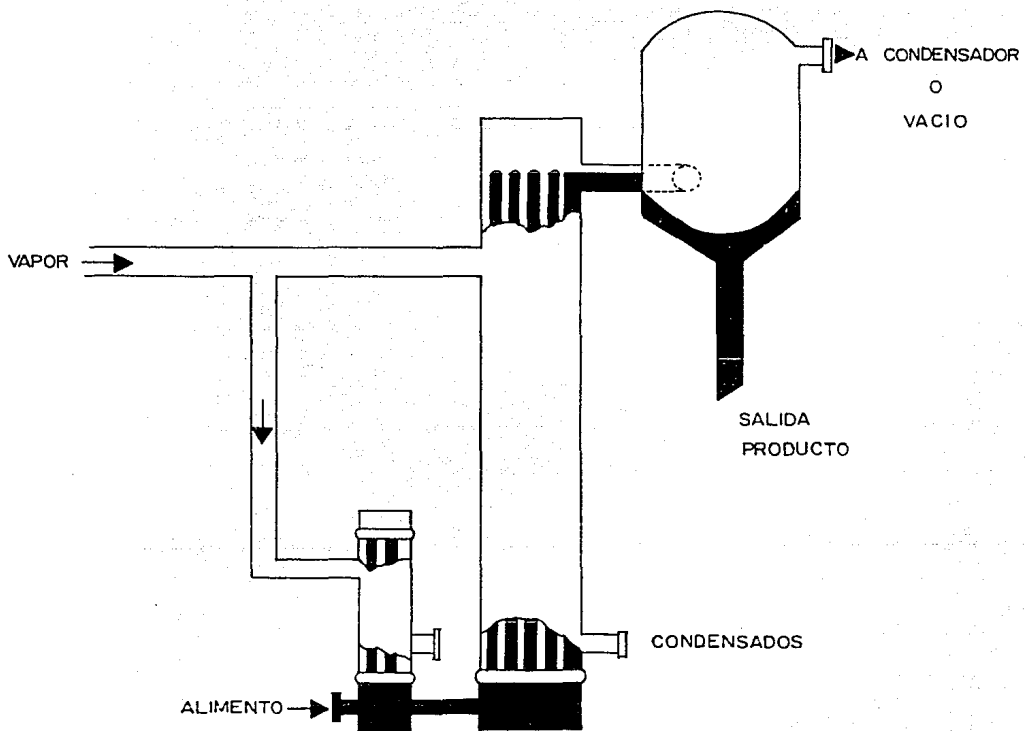


FIGURA XIII. EVAPORADOR TUBULAR DE PELICULA ASCENDENTE

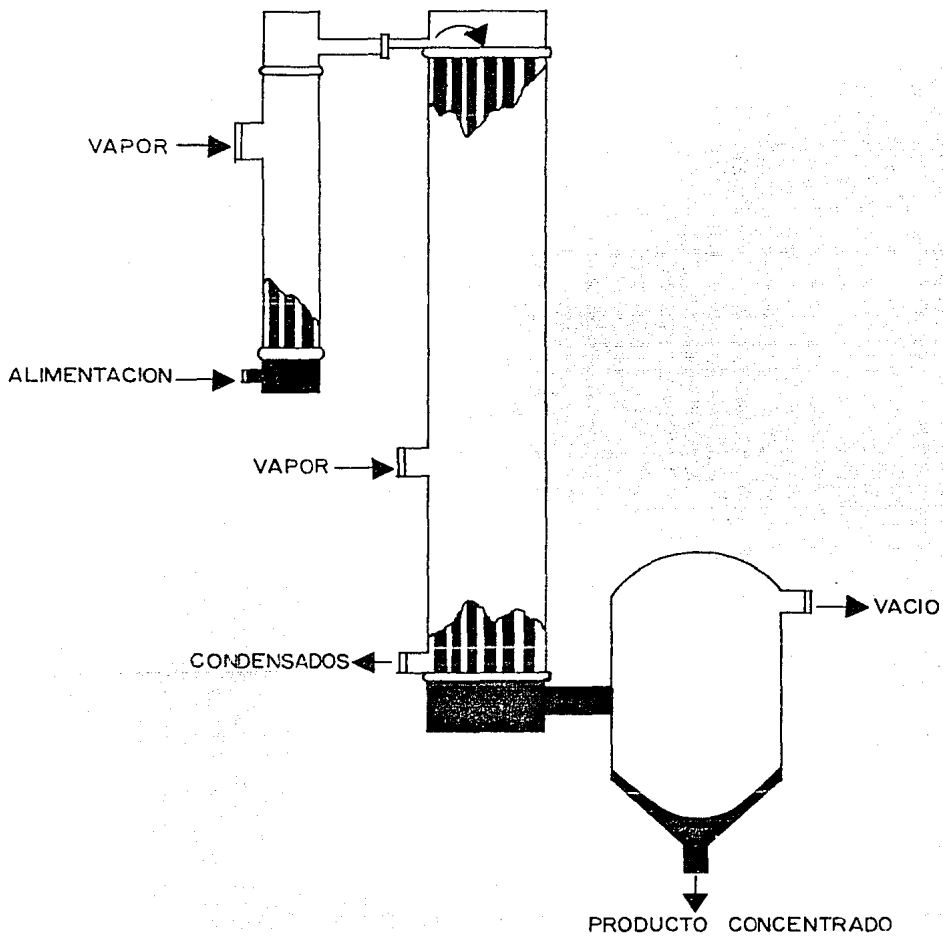


FIGURA XIV. EVAPORADOR TUBULAR DE PELICULA DESCENDENTE

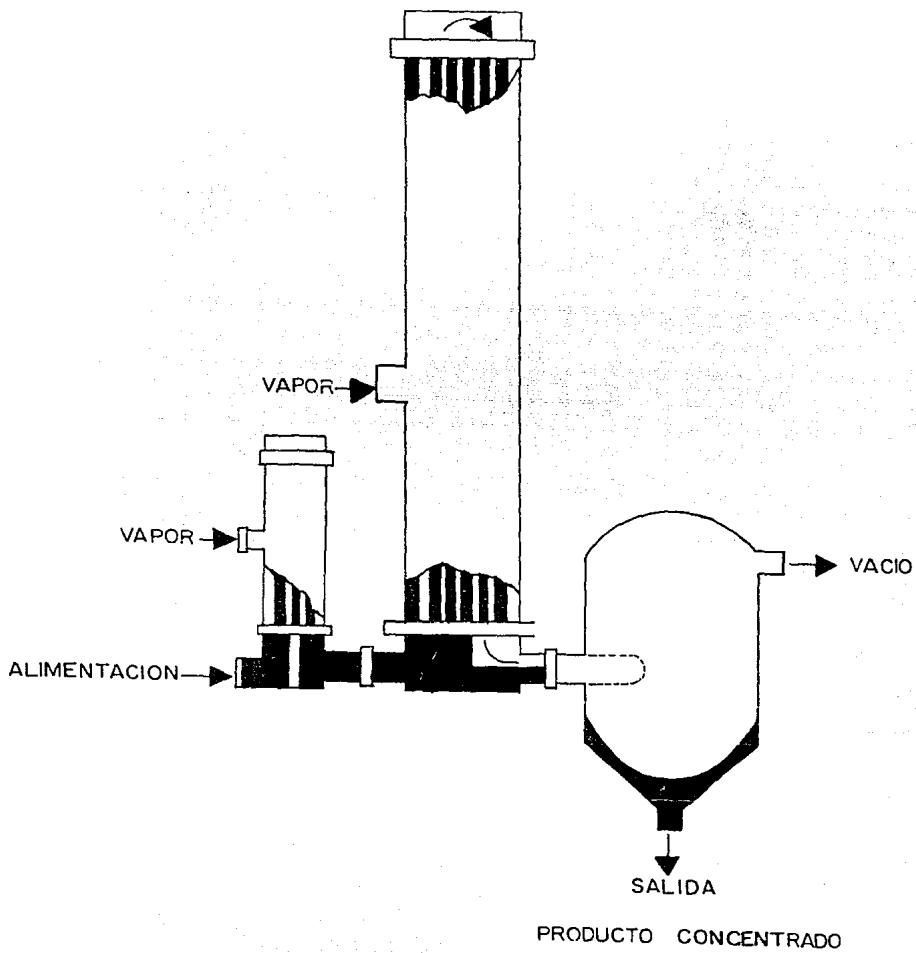


FIGURA XV. EVAPORADOR TUBULAR DE PELICULA ASCENDENTE-DESCENDENTE

FIGURA XVI CENTRI-THERM CT-1B

- A ALIMENTO
- B PRODUCTO CONCENTRADO
- C SALIDA DE VAPOR
- D ENTRADA DE VAPOR
- E CONDENSADO

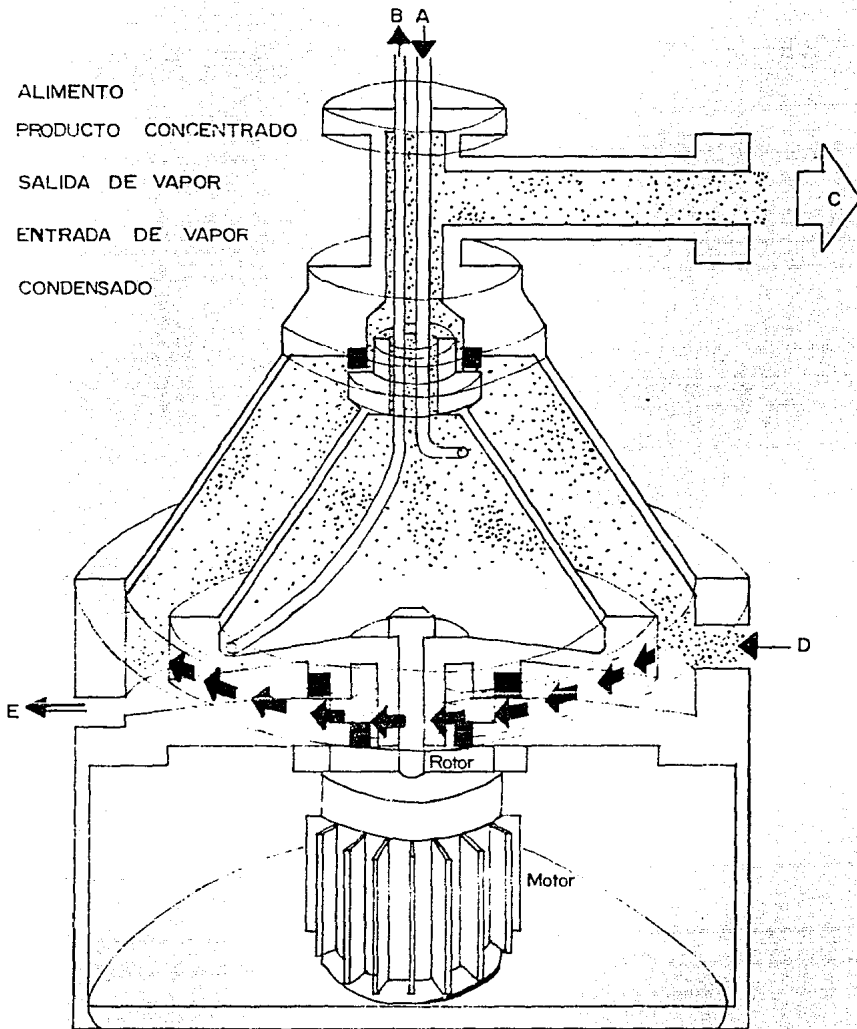
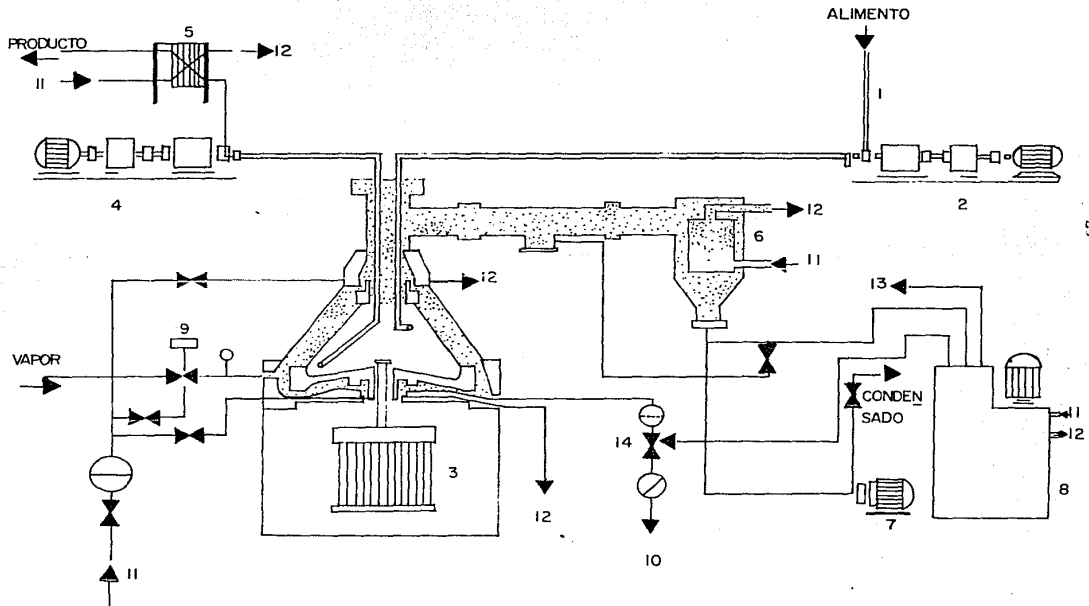


FIGURA XVII. EVAPORADOR CENTRIFUGO





Donde:

- 1 Alimento
- 2 Bomba de alimentación
- 3 Centri-therm
- 4 Bomba de producto concentrado
- 5 Enfriador de placas
- 6 Condensador en espiral
- 7 Bomba de condensados
- 8 Bomba de vacío
- 9 Válvula reguladora de vapor
- 10 Trampa de vapor
- 11 Entrada de agua fría
- 12 Salida de agua fría.

FIRMAS INTERNACIONALES

Principales firmas de equipos de concentración y de evaporación,  
para la industria alimentaria.

SUECIA

Alfa-Laval AB,  
Gustavslundsvägen 147, Alvik, P.O. Box 12150  
S-102 24 Stockholm

AB K. A. Ekström & Son Kristianstad  
Industrigatan 1 P. O. Box 3007, S 291 03  
Kristianstad 3

Elof Hansson, Göteborg  
Advertisement page 499  
Första Långgatan 19-21 S-413 27 Göteborg

FRANCIA

A.P.V.  
Zi 2-6, r, jacquard bp 684  
27006 EVREUX 27

AURIOL( H. ET P.)  
31, allée albert cambon  
47200 MARVANE 47

BERTAUD (A)

Zi sud 6ème rue bp 11  
13741 VITROLLES CEDEX 13

BTANGEAUD

45, av. a. brian bp 17  
94114 ARCUEIL CEDEX 94

BRANGOLEAU

7, r. de la traquette  
49000 ANGERS49

BREFORT

140, av. sarraz bournet  
62200 BOULOGNE SUR MER 62

BROUILLON ET FILS (ETS)

67, r. des isserts  
47200 MARMANDE 47

DE LIETRICH ET CTE

67110 NIEDERBRONN 67

KESTNER

7, r. de toul bp 44  
59003 LILLE CEDEX 59

LAGUIHARRE

4, av. du 18 juin 1940  
92500 RUEIL MALMAISON 92

LIEGE

32, r. parmentier  
59370 MONS-EN-BAROEUL 59

S.P.E.R.I

9, r. ernest psichari  
75007 PARTS 75

ITALIA

AGINOX DI GEOM. METTI E CACOPARDO

P.zza Ohm, 3

20143 MILANO

BERTUZZI SPA

Via G. Galilei, 1

42027 MONTECCHIO E.

BUSCETTO. GAETANO SPA

Via Nazionale, 16

84014 NOCERA INFERIORE

C.A.M.P.I. SPA

Mizzana Via Diamantina, 15

44106 FERRARA

GHIZZONI DANTE E FIGLIO

Via Celestano 2/a

43035 FELINO

GI ANAZZA FRATELLI SPA

Viale Cadorna 78/ 84

20025 LEGNANO

LEVATI R. SPA

Via Nazionale Est. 2

43044 COLLECCHIO

LUCIANI ORESTE OFF. MECC. SPA

Via Bologna, 31

43100 PARMA

MANZINI TITO & FIGLI SPA

Via Paradigna 88/a

43100 PARMA

NUOVA FBR SRL

Via A ca Brescia, 12/a

43100 PARMA

OLSA SPA

Pzza Duca d'Aosta, 4

20124 MILANO

PELLACINI SERGIO E FIGLI SAS

Via Provinciale, 34

43038 SALA BAGANZA

PILOTTA ANGELO SRL

Via Schieffino, 32

20158 MILANO

ROSSI ING & CATRINI SNC

Via Farotto, 114

43100 PARMA

SNIA EPD

Via Borgonuovo, 14  
20121 MILANO

SWENSON ITALIANA SRL

Via Agnello, 18  
20121 MILANO

TECNIINDUSTRIA SNC

Strada Statale 62, Cavalli  
43044 COLLECCHIO

VETTORI MANGHI & C. SPA

Via Spezia, 54  
43100 PARMA

WIEGAND MILANO SPA

Via Verdi, 95  
20099 SESTO SAN GIOVANNI

ZACCHI ZANICHELLI MECC. SPA

Via Mantova, 65  
43100 PARMA

JAPON

HISAKA WORK, LTD.

(K.K. HISAKA SEISAKUSHO)

4, Hiranomachi 4- chome, HIGASHI-KU, OSAKA. 541

OYE KOGYO CO, LTD.

6-7 MINAMI-OI 4- chome, SHINAGAWA-KU TOKYO.

SANYO IRON WORKS CO., LTD

(K.K. SANYO TEKKOSHO)

5-45, SAKAIGAWA 2 chome, NISHI-KA, OSAKA. 550

SIBATA SCIENTIFIC TECHNOLOGY LTD

1-25, IKENOHATA 3 chome, TAITO-KU TOKYO

TOYO RADIATOR CO. LTD.

4-3, NISHISHINJUKU 7-chome, SHINJUKU-KU, TOKYO

TSUKISHIMA KIKAI CO. LTD

17-15, TSUKUDA 2-chome, CHUO-KU, TOKYO. 104

SHINKO PFAUDLER CO. LTD

4-78, WAKINOHAMA-CHO 1-chome, CHUO-KU, KOBE. 651

TOKYO RIKAKIKAI CO. LTD

NISHIKAWA BLDG., 18, KANDA TOYAMA-CHO, CHIYODA-KU, TOKYO. 101



YAMATO SCIENTIFIC CO. LTD

(YAMATO KAGAKU K.K.)

9, NIHOMBASHI HAN-CHO 2 chome, CHUOKU, TOKYO. 103

DAIDOH PLANT ENGINEERING Corp.

(DAIDOH KAKOKI K.K.)

3-34, TAKAMI 1-chome, KONAHANA-KU, OSAKA. 554

AN ELVA Corp.

5-8-1, YOTSUYA, FUCHU City. TOKYO. 183

OKAWARA MFG.CO., LTD

MATSUKAWA BLDG., 8-9-15, GINZA, CHUO-KU, TOKYO 104

## CONCLUSIONES

La transferencia de calor se realiza por medio del mecanismo del transporte de la energía masiva, como resultado de la movilidad de las moléculas, siendo principalmente por convección.

Como consecuencia del punto anterior, se logra el cambio de estado de un líquido a presión atmosférica cuando la temperatura del líquido esta por encima de la temperatura de saturación, cumpliendo con el primer objetivo planteado en un inicio con la presentación de desarrollo básico de la evaporación.

Principiando con la ebullición y de acuerdo a la curva de ebullición, la zona de ebullición nucleada es la que se considera de mayor velocidad de transferencia de calor, así también al tomar en cuenta el tipo de superficie rugosa, apta para la formación de núcleos de vapor y más aún si se tiene un líquido de tensión superficial baja ayudando a humedecer las cavidades.

El manejo de las variables agrupandolas, dan como consecuencia los números adimensionales, siendo la manera de plantear correlaciones que ayuden a estimar el valor del coeficiente de transferencia de calor "h" y conociendo las propiedades del fluido, densidad, viscosidad, capacidad calorífica, conductividad térmica y tensión superficial así como tipo de alimento se podran usar por ejemplo las ecuaciones 26, o bien 57 y 58 así también conocer, características del equipo, tipo de película, material de construcción, capacidad, presión y temperatura críticas de operación, equipo auxiliar, cantidad de alimento, características de incrustación del alimento, formación de sales o de espuma y tipo de superficie entre otros, con ello se procedera a evaluar de acuerdo a las ecuaciones y establecer parámetros para su estimación.

Se realiza más eficientemente la transferencia de calor en película descendente ya que se ve favorecida por la fuerza de gravedad, la cabeza hidrostática es eliminada, se reducen los efectos de caída de presión hay mínima aceleración ya que el líquido no es acelerado por el flujo de vapor, la caída de presión por fricción es más pequeña que el flujo de vapor en tubos secos, además, se trabaja con temperaturas bajas teniendo diferencias de temperaturas también bajas, costo inicial bajo, excelente característica de separación líquido-vapor y tiempos bajos de residencia.

Para la evaluación del coeficiente de película de transferencia de calor se tienen varias correlaciones en este estudio para película descendente, siendo este tipo el más usado en la industria sobre todo para productos sensibles al calor como en el caso de cítricos, aminoácidos, leche, etc.

Se recomienda a los industriales realizar experimentos en el laboratorio con diferentes materiales y poder determinar la resistencia de materiales, contaminación con el alimento incrustación y poder determinar la vida útil del equipo y así disminuir los factores que puedan afectar a la transferencia de calor. Visitar otras industrias observar mecanismos y/o comportamiento para corregir la eficiencia del equipo ó establecer un parámetro, así como realizar cotizaciones con proveedores de renombre mundial para así, efectuar un análisis de costos, hacer una selección y diseñarlo para decidir fabricarlo en una compañía Nacional a menor precio, bajo parámetros previamente establecidos por el industrial, evitando la fuga de divisas y dando fuente de trabajo en el país.

## BIBLIOGRAFIA

- 1.- Alfa D' Laval  
Intercambiadores de calor a placas, manual.
- 2.- APV Co Inc. N.Y.  
Evaporator handbook  
EHR 1177 pág. 1 - 38
- 3.- Arcelius Iroz., Javier  
Diseño y simulación de sistemas de evaporadores en multiple efecto.  
Tesis Ing. Químico UIA México D. F. 1978
- 4.- APV Co Inc. N.Y.  
Heat transfer Handbook  
Design & application of paraflow plate heat exchangers  
3° Ed.
- 5.- Bergles e., A Collier G., J Dehave M., J Hewitt F.,  
G Mayinger., F  
Two phase flow and heat transfer in the power and process industries.  
Mc Graw Hill USA 1981.
- 6.- Bimbenet J J.  
Heat transfer in food processing. 1975 pág. 448
- 7.- Bennett D.L., B. L. Hertzler, C. E. Kalb.  
Down-flow shell-side forced convective boiling.  
ATChE JOURNAL. V 3 N 12 Dic. 1986 Pág. 1963.

- 8.- Brennan G., J  
 Operation of food engineering  
 2<sup>o</sup> Ed. Ed. Applied Science & Pub. Ltd Londres 1979  
 Cap. 7,11,12.
- 9.- Carey P., V  
 A nota on heat transfer to turbulent liquid falling  
 film at high Prandtl number.  
 ATChE JOURNAL Vol. 31 No. 9 pág. 1575 - 1577 Sep. 1985
- 10.- Chen S., G Hon Lima M., V & Jr Marsaioli., A  
 A heat transfer correlation for rotatory steam-coil vacuum  
 evaporation of tomate paste.  
 Journal of Food Science. 1979 vol 44 No. 1 pág 200-203
- 11.- Collier G., John  
 Convective boiling & condensation  
 Ed. Mc Graw Hill 1972 Cap. 4
- 12.- Cornwell., Keith  
 Transgerencia de calor  
 Ed. LIMUSA México D. F. 1981 Cap. 3,8,9.
- 13.- Davis J. F., Hsien-Hsin Tung, & R. S. H. Mah  
 Fractionation with condensation and evaporation in wetted-  
 wal columns.  
 ATChE JOURNAL Vol. 30 No. 2 1984 pág. 328.
- 14.- Early I., R  
 Ingeniería de los alimentos.  
 Ed. Acribia Zaragoza España 1979

- 15.- Ferrero A., Miguel A  
Heat transfer in a two effect falling film evaporator  
M of S Food Engineering 1984  
University of Massachusetts
- 16.- Foust A., S  
Principios de operaciones Unitarias  
Ed. CECSA México D.F. 1980 Cap. 13, 19.
- 17.- Fujita., Toshihiko and Ueda., Tatsuhiro  
Heat transfer to falling liquid films and film-breakdown I, II  
Inst. J. Heat Mass Transfer Vol. 21, 97, 1978a
- 18.- Geankoplis J., Christie  
Procesos de transporte y operaciones Unitarias  
Ed. Continental México D. F. 1982 Cap. 3,6.
- 19.- Glasstone., Samuel  
Termodinámica para químicos  
Ed. Aguilar, Madrid España 1978
- 20.- Holman P., J.  
Transferencia de calor  
Ed. CECSA México D. F. 1983 Cap. 9
- 21.- Joslyn & Heigh  
Fundamentals of foods processing operations  
Ed. AVI Pub. Co Inc. West Port C. T. 1981 cap 16

- 22.- Kern Q., Donald  
Procesos de transferencia de calor  
Ed. CECOSA México D. F. 1980 Cap. 14
- 23.- Kirk - Othmer  
Encyclopedia of Chemical Technology  
3<sup>o</sup> Ed. John Wiley & Sons N. Y. 1980 Vol 9 y 12
- 24.- Loncin., Marcel  
Food engineering. Principles & Selected Applications  
Food Science & Technology a Series of Monograph  
Academic Press Londres 1979. Cap. 5
- 25.- Mc Cabe Warren., I.  
Operaciones básicas de la ingeniería química.  
Ed. Reverté S. A. 1975. Tomo I , cap. 16
- 26.- Mochizuki., S & Yang Jai., Wen  
Heat transfer and friction loss in laminar radial flow  
through rotating annular disks.  
Transaction of the ASME Journal of Heat Transfer  
Vol. 103 No. 5 Pág 212 - 216. 1981.
- 27.- Perry R, H & Chilton C.H., H  
Chemical Engineer's Handbook  
5<sup>o</sup> Ed. Mc Graw Hill N. Y. 1975
- 28.- Potter N., Norman  
Ciencia de los alimentos  
Ed. Edutex S. A. México 1973. cap. 1

- 29.- Reynolds C ., William  
Termodinámica  
Ed. del Castillo Madrid España 1976.
- 30.- Rohsenow & Harnett  
Handbook of heat transfer  
Ed. Mc Graw Hill. 1973. Cap. 13, 14.
- 31.- Rohsenow & Choi  
Heat mass & momentum transfer  
Ed. Printece Hall. 1961. Cap. 9
- 32.- Ruckenstein., E & Felsker S., J  
Turbulent natural convection at high Prandtl Number .  
ASME Journal Heat Transfer  
Vol. 102 Nov. 1980 Pág. 773-775
- 33.- Shah K., Ramesh  
Research needs in low Reynolds Number flow heat exchangers.  
Heat Transfer Engineering. 1981. Vol.3 No. 2 Pág. 49-55
- 34.- Suryanarayana V., N & Scofield., T  
Heat transfer to a fluid in radial outward flow between two coaxial stationary or co-rotation disk  
Trans. of the ASME Journal Heat Transfer 1985  
Vol 105 Agosto Pág. 519 - 526.
- 35.- Welty R., James  
Transferencia de calor aplicada a la ingeniería  
Ed. LIMUSA México 1981. Cap 5



- 36.- Woods L., J Morris D., W  
A study of heat transfer in a rotating cylindrical tube  
ASME Journal of Heat Transfer. 1980  
Vol. 102 Nov. Pág. 612 - 616.
- 37.- Yih Siu-Fing and Jung-Liang Jiu  
Prediction of heat transfer in turbulent falling liquid  
films with or without interfacial shear  
AIChE JOURNAL, 1983. Vol. 29 No. 6 Pág. 903.

# N O T A C I O N

- A Área ( $m^2$ ) ( $ft^2$ )
- a radio del tubo ( m)
- $C_p$  Calor específico ( $cal/gr^{\circ}C$ ) ( $BTU/lb_m^{\circ}F$ )
- $D, d$  Diámetro (m)(ft)
- $D_t$  diámetro del recipiente mezclador (m)(ft)
- $D_c$  Diámetro exterior del serpentín rotatorio (m)(ft)
- $D_b$  Desarrollo de burbuja
- $D_H$  Diámetro hidráulico (m) (ft)
- F Función matemática
- f Frecuencia (1/hr)
- f Factor de fricción
- g Aceleración de la gravedad. Ver en constantes.
- h Coeficiente de Transferencia de calor ( $cal/s.m^2^{\circ}C$ ) ( $BTU/hrft^2^{\circ}F$ )
- $h_{fg}$  Entalpia vapor saturado= calor latente de vaporización ( $BTU/lb_m$ )
- $h_c$  Coeficiente de transferencia de calor en convección.
- $h_o$  Coeficiente de transferencia de calor del lado del producto bajo condiciones no rotativas ( $BTU/hr^{\circ}Fft^2$ )
- $h_r$  Coeficiente de transferencia de calor en radiación.
- K Conductividad térmica ( $BTU/hr^{\circ}Fft$ )
- l Longitud (m) (ft)
- l Líquido
- N Velocidad de serpentín rotatorio (rev/hr)
- P Presión (atm) ( $lb/pulg^2$ )
- $P_g$  Presión de gas (atm)
- q Flujo de calor ( $BTU/hr$ )
- R Constante de gases. Ver en constantes.
- r Radio (m) (ft)
- T Temperatura  $^{\circ}C, ^{\circ}F, ^{\circ}K, ^{\circ}R$  .

$T_w$  Temperatura de pared °C, °F, °K  
 $T_{\infty}$  Temperatura de vapor libre °C  
 $t$  Tiempo (seg)  
 $t_c$  Tiempo de contacto (s)  
 $t_w$  Tiempo esperado (s)  
 $u$  componente de velocidad en x  
 $u_{\infty}$  Velocidad libre del vapor (m/s)  
 $v$  Vapor  
 $v$  Velocidad de flujo (m/s)(lb<sub>m</sub>/s)  
 $v$  Velocidad componente en dirección y  
 $w$  Aceleración centrífuga (m/s<sup>2</sup>) (ft/s<sup>2</sup>)  
 $x, y$  Coordenadas normales y axiales.

#### CONSTANTES.

$g$  Aceleración de la gravedad = 9.80665 m/s<sup>2</sup>.  
 $R$  Constante de los gases = 1.9872 cal.g/m.g.°K  
 = 1.9872 BTU/mol lb<sub>m</sub>°R  
 $\pi$  = 3.14159  
 $\sigma$  Constante del cuerpo negro = 5.676 x 10<sup>-8</sup> W/m<sup>2</sup>°K<sup>4</sup>

#### NÚMEROS ADIMENSIONALES

$No. Ar$  Número de Arquímedes  $Ar = 4/3 \rho_1 (\rho_2 - \rho_1) g / \mu^2$   
 $No. Gr$  Número de Grashof  $Gr = L^3 \rho^2 g \Delta T / \mu^2$   
 $No. Ja$  Número de Jakob  $Ja = \rho_c T_{sat} / h_{fg} \rho_v$   
 $No. Ne$  Número de Newton  $Ne = F / ma ; m = l^3 , a = v^2$   
 $No. Nu$  Número de Nusselt  $Nu = hd/K, hI/K, h_x X/K$

No. Pr Número de Prandtl  $Pr = \frac{C_p \mu}{K}$   
 No. Ra Número de Rayleigh  $Ra = \frac{C_p g \Delta T \rho \beta}{\nu} v$   
 No. Re Número de Reynold  $Re = \frac{v d \rho}{\mu}$   $Dv \rho \mu$   $Lv \rho \mu$

### LETRAS GRIEGAS

$\alpha$  Difusividad térmica ( $m^2/s$ ) ( $ft^2/s$ )  $K/\rho C_p$   
 $\beta$  Coeficiente volumétrico de expansión ( $1/^\circ R$ ) ( $1/^\circ K$ )  
 $\gamma$  Gradiente de Temperatura axial ( $^\circ K$ ) ( $^\circ C$ )  
 $\Upsilon$  Angulo (rad)  
 $\delta$  Espesor de película (m)(ft)  
 $\lambda$  Calor latente KJ/Kg. (BTU/lb<sub>m</sub>)  
 $\epsilon$  Emisividad (Adimensional)  
 $\epsilon$  Parámetro de flotabilidad.  
 $\eta, \mu$  Viscosidad (Pa.s),(Cp).  
 $\theta$  Angulo entre la superficie y la horizontal (rad)  
 $\mu$  Viscosidad (Pa.s),(Cp)  
 $\mu_w$  Viscosidad evaluada a temperatura de pared (Pa.s).(Cp)  
 $\rho$  Densidad  $Kg/m^3$ ,  $lb/ft^3$  f, fluido. g, gas.  
 $\sigma$  Constante del cuerpo negro  $5.676 \times 10^{-8} W/m^2 K^4$   
 $\sigma$  Tensión superficial (dinas/Cm)  
 $\omega$  Velocidad angular (rad/s)  
 $\omega$  Aceleración Centrifuga ( $rad/s^2$ ) ( $m/s^2$ ) ( $ft/s^2$ )