

6  
24j



UNIVERSIDAD NACIONAL  
AUTONOMA DE MEXICO

FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES  
CUAUTITLAN



V N A M

**"ANALISIS DE LA TRANSFERENCIA DE CALOR EN EQUIPO  
DE EVAPORACION"**

TESIS CON  
FALLA DE  
CRICEN

**T E S I S**

QUE PARA OBTENER EL TITULO DE  
**INGENIERO EN ALIMENTOS**

P R E S E N T A N  
CARRILLO MARAVILLA ADRIANA

BEAS PALACIOS ABEL

ASESOR: I. B. Q. JOSE JAIME FLORES MINUTTI



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.

## INDICE.

	Pág.
Objetivo general.	...1
Objetivos particulares.	...1
Introducción.	...3

### CAPITULO I- GENERALIDADES.

1.1	Definición de evaporación en alimentos.	...5
1.2	Tipos de evaporadores.	...6
1.2.1	Evaporador solar.	...8
1.2.2	Evaporador por lotes.	...9
1.2.3	Evaporador de circulación natural.	...11
1.2.4	Evaporador de tubos horizontales.	...13
1.2.5	Evaporador vertical de tubos cortos.	...15
1.2.6	Evaporador de canasta.	...18
1.2.7	Evaporador de tubos verticales largos con flujo ascendente.	...20
1.2.8	Evaporador de circulación forzada.	...21
1.2.9	Evaporador de película ascendente.	...25
1.2.10	Evaporador de película descendente.	...28
1.2.11	Evaporador de película delgada agitada.	...30
1.2.12	Evaporador centrífugo.	...35
1.2.13	Evaporador de placas.	...38

	Pág.
1.3 Criterios para la selección del tipo de evaporador.	...43
1.4 Transferencia de calor con ebullición.	...48
1.4.1 Ebullición de depósito.	...48
1.4.2 Ebullición nucleada.	...49
1.4.3 Ebullición de película.	...50
1.4.4 Curva de ebullición.	...50

#### CAPITULO II- BALANCES DE MATERIA Y ENERGIA.

2.0 Balances de materia y energía.	...55
2.1 Balances de materia y energía para un evaporador sin recirculación.	...57
2.2 Balances de materia y energía para un evaporador con recirculación.	...62

#### CAPITULO III- CORRELACIONES PARA EL CALCULO DEL COEFICIENTE INDIVIDUAL DE TRANSFERENCIA DE CALOR.

3.1 Velocidad de transferencia de calor.	...68
3.1.1 Coeficiente global de transferencia de calor.	...69
3.2 Correlaciones para el cálculo del coeficiente individual de película del fluido en ebullición.	..73

- 3.2.1 Correlación para el cálculo del coeficiente ...73  
individual del fluido en ebullición para  
evaporadores de circulación natural de  
de tubos verticales cortos.
- 3.2.2 Correlación para el cálculo del coeficiente ...76  
individual del fluido en ebullición para  
transferencia de calor en dos fases: líquido-  
vapor.
- 3.2.3 Correlación para el cálculo del coeficiente ...81  
individual del fluido en ebullición en un  
evaporador de película descendente.
- 3.2.4 Correlación para el cálculo del coeficiente ...85  
individual del fluido en ebullición en un  
evaporador de película delgada agitada.
- 3.2.5 Correlación para el cálculo del coeficiente ...92  
individual del fluido en ebullición en un  
evaporador de circulación forzada.

3.2.6	Correlación para el cálculo del coeficiente de película de condensación.	...98
3.3	Temperatura media logarítmica.	...100
*	Nomenclatura	...102

#### CAPITULO IV.- SISTEMAS DE RECUPERACION DE CALOR.

4.1	Evaporación de efectos múltiples.	...104
4.1.1	Tipos de alimentación.	...107
4.1.2	Efecto de la elevación del punto de ebullición.	111
4.2	Sistemas de recompresión de vapor.	...115
4.2.1	Recompresión mecánica.	...116
4.2.2	Recompresión térmica.	...124
	CONCLUSIONES.	...128
	BIBLIOGRAFIA.	...134
	APENDICE.	...141

## **OBJETIVOS.**

### **OBJETIVO GENERAL:**

Estudiar la transferencia de calor durante el fenómeno de ebullición que se produce en los diferentes tipos de evaporadores.

### **OBJETIVO PARTICULAR NO.1:**

Realizar una recopilación de las características, condiciones y principios de operación de los diferentes tipos de evaporadores, con el fin de tener las bases necesarias para delimitar la aplicación de correlaciones.

### **OBJETIVO PARTICULAR NO.2:**

Citar los principales parámetros de proceso que se involucran en la selección del tipo de evaporador.

### **OBJETIVO PARTICULAR NO.3:**

Presentar las correlaciones para el cálculo del coeficiente individual de transferencia de calor del fluido de proceso, a partir del mecanismo de transferencia de calor, principio de operación y características de los

diversos tipos de evaporadores.

**OBJETIVO PARTICULAR NO.4:**

Presentar de manera complementaria los diferentes sistemas que existen para la recuperación de calor.



## INTRODUCCION.

De las necesidades del hombre, la alimentación es lo más importante para el sustento de la vida. En la actualidad, el rápido crecimiento demográfico y el aumento de la urbanización del mundo, demanda de métodos más eficientes para la producción, conservación y almacenamiento de productos alimenticios. Esta necesidad ha exigido de mayores desarrollos tecnológicos que permitan aumentar el tiempo de conservación de los alimentos.(30)

Para ésto se dispone de diversas operaciones unitarias, entre las que se halla la EVAPORACION, la cual juega un rol crítico en la manufactura de distintos productos en la industria de alimentos, procesos químicos, papel y pulpa, farmacéuticos, químicos orgánicos e inorgánicos, polímeros y fertilizantes(5). Este fenómeno de transferencia de calor se caracteriza por tener un cambio de fase (de líquido a vapor), mediante lo cual se logra la concentración de los sólidos solubles presentes en la solución, haciendo ésto en el caso de alimentos que se conserven en buenas condiciones por un mayor tiempo.(28)

Es por esta razón y por la amplia aplicación de dicha operación, que en este trabajo se realiza un estudio de la transferencia de calor que se lleva a cabo en los diferentes tipos de evaporadores. Realizándose primeramente

una revisión bibliográfica de los principios de operación así como de los factores involucrados en la transferencia de calor que se presenta en los evaporadores, con el fin de contar con los elementos requeridos para la selección del tipo de evaporador.

Asimismo, se recopilan las correlaciones desarrolladas por diversos investigadores para el cálculo del coeficiente individual de transferencia de calor del fluido en ebullición, para que mediante un estudio de las condiciones a las cuales fueron obtenidas, se establezca la correlación que más se ajuste al principio de operación de cada tipo de evaporador. La obtención de este parámetro, el cual es considerado como elemento controlante en la transferencia de calor, es de gran importancia ya que influye tanto en el diseño como en la evaluación del funcionamiento del equipo de evaporación.

Por último y de manera complementaria se presentan los diferentes sistemas de recuperación de calor, los cuales son de gran utilidad en los procesos de evaporación, ya que permiten lograr un máximo aprovechamiento de la capacidad calorífica del fluido de calentamiento (el cual generalmente es vapor) y por consiguiente se reduce tanto el consumo de vapor como los costos de operación.

# **CAPITULO**

**1**

## 11 - DEFINICION DE EVAPORACION EN ALIMENTOS.

La evaporación es una operación cuyo objetivo es concentrar una solución que consta de un soluto no volátil y un disolvente volátil (28). Generalmente, el disolvente es agua para cuya ebullición se requiere del calor latente de vaporización, el cual es proporcionado por la condensación del vapor de servicio y el calor del vapor es transferido a la solución por transferencia de calor indirecta a través de superficies metálicas.(7)

Esta operación en alimentos es utilizada para reducir la actividad de agua, aumentando la concentración de sólidos solubles en el alimento con el objeto de contribuir a su conservación (19). Además con dicha concentración se logra la reducción de volumen, disminuyendo con ésto los costos de transportación y almacenamiento de los productos.(25)

La evaporación del agua libre se logra mediante el aumento en la temperatura del producto, manteniendo ésta por un tiempo determinado hasta obtener la concentración deseada. Debido a la sensibilidad térmica de muchos fluidos, la evaporación usualmente se realiza bajo condiciones de vacío; ya que se logra concentrar el alimento sin que se presente una reducción significativa en

la calidad de los componentes termosensibles. (25)

Encontrándose entre los ejemplos más típicos de procesos de evaporación en alimentos, la concentración de: leche, jugo de frutas, soluciones de azúcar, etc. (22)

## 12 - TIPOS DE EVAPORADORES.

Las partes esenciales de un evaporador son la cámara de calefacción y la cámara de evaporación, separadas por una superficie de calentamiento, por la que se transfiere calor del fluido de servicio hacia el fluido de proceso y por un sistema efectivo que separa el vapor del líquido concentrado. La forma y disposición de ambas cámaras diseñadas para lograr un funcionamiento eficaz y un valor máximo del coeficiente de transferencia de calor varían de uno a otro tipo de evaporador.

El evaporador más sencillo está formado por una cámara de calefacción (camisa de vapor) que rodea al recipiente donde se efectúa la evaporación. La superficie de transferencia de calor tiene aquí una área muy limitada y el evaporador solo sirve para evaporaciones en pequeña escala. En caso contrario, se ha de recurrir a la

**TABLA 1.-1 CLASIFICACION DE EVAPORADORES**

EVAPORADOR DE CONTACTO DIRECTO	}	+ EVAPORACION SOLAR.				
		+ RESISTENCIA SUMERGIBLE.				
		+ GRASES DE COMBUSTION.				
EVAPORADOR DE CONTACTO INDIRECTO.	}	+ EVAPORADOR DE SUPERFICIE TUBULAR	}	- CIRCULACION NATURAL.	- TUBOS VERT.	
						- TUBOS HORIZ.
		+ EVAPORADOR DE PLACAS	}	- CIRCULACION FORZADA.	}	- TUBOS VERT.
				- DE PELICULA.	}	- AGITADA.
		- DESCENDENTE.				
		- ASC./DESC.				
		- FLUJO ASCENDENTE.				
		- FLUJO DESCENDENTE.				
		+ EVAPORADOR DE SUPERFICIES MISCELANEAS.	}	- MARNITAS.		
					- SERPENTINES.	
					- CENTRIFUGOS.	

superficie de calefacción tubular, que permite incluir una area de transferencia de calor extensa, en un evaporador de dimensiones mínimas. (31)

Los evaporadores se clasifican en dos grandes grupos: de circulación natural y circulación forzada. Los evaporadores de circulación natural se usan para fluidos poco viscosos, mientras que los evaporadores de circulación forzada se utilizan para líquidos viscosos, líquidos con sólidos en suspensión y fluidos que tienden a incrustar. (5)

### 12.1 - EVAPORADOR SOLAR.

La evaporación solar del agua de mar para la obtención de la sal común ha sido practicada desde tiempos antiguos. En su forma mas elemental, estos evaporadores están formados por una serie de estanques en los cuales el agua de mar o salmuera es concentrada con energía solar, la cual ebulle el solvente del estanque.

Este proceso depende en gran medida de las condiciones ambientales como lo son: humedad, velocidad del aire e intensidad de la radiación solar, siendo esto su principal desventaja. Mientras que su principal ventaja es

el bajo capital que se tiene que invertir para su instalación y operación. (5)

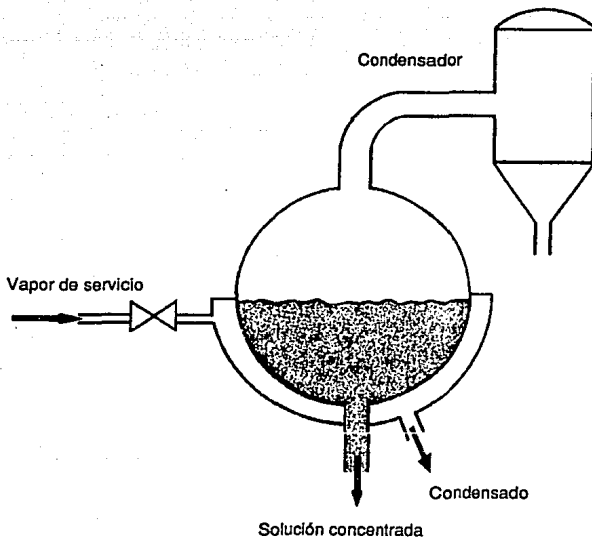
### 122 - EVAPORADOR POR LOTES.

Después de la radiación solar natural, la evaporación por lotes es uno de los métodos más antiguos de concentración de mermeladas y jaleas de frutas.

En muchos casos, en los evaporadores por lotes (figura 1.1) no se pueden utilizar gradientes de temperatura elevados ya que éstos producen una degradación del producto.

La capacidad de aplicación de estos tipos de evaporadores es limitada, ya que los tiempos de residencia del producto normalmente son de varias horas, por lo que en caso de productos sensibles a la temperatura o termodegradables, donde es esencial que la ebullición se lleve a bajas temperaturas y tiempos cortos, no es recomendable este tipo de evaporador. (5)





**Figura 1.1 Evaporador por lotes**  
(Fuente: Chemical Engineering, Feb. 3, 1986)

### 12.3 - EVAPORADOR DE CIRCULACION NATURAL.

En este tipo de evaporador (figura 1.2), la superficie de calentamiento (a) puede ser horizontal o vertical. Estos pueden operar como evaporadores de un paso o unidades de recirculación: En los servicios de un paso, el licor alimentado pasa por dentro de los tubos solo una vez, se separa el vapor y sale de la unidad como líquido concentrado. Los evaporadores de un solo paso son especialmente útiles para el manejo de materiales sensibles al calor, debido a que el líquido concentrado está durante un corto período de tiempo a la temperatura de evaporación (5), con lo que se evita dañar las características de sabor, olor y componentes químicos del producto. (12)

En las unidades de recirculación, la solución alimentada se mezcla con el líquido que ya se encontraba en la cámara de evaporación, pasando posteriormente sobre la superficie de calentamiento (a). En la segunda parte, la mezcla retorna a la cámara de evaporación (b), separándose en vapor y líquido, mezclándose este último con el licor que se halla en el depósito, siendo retirado solo cuando se encuentre a la concentración deseada. De tal forma, que en cada paso solo se produce una parte de la evaporación total. (5)

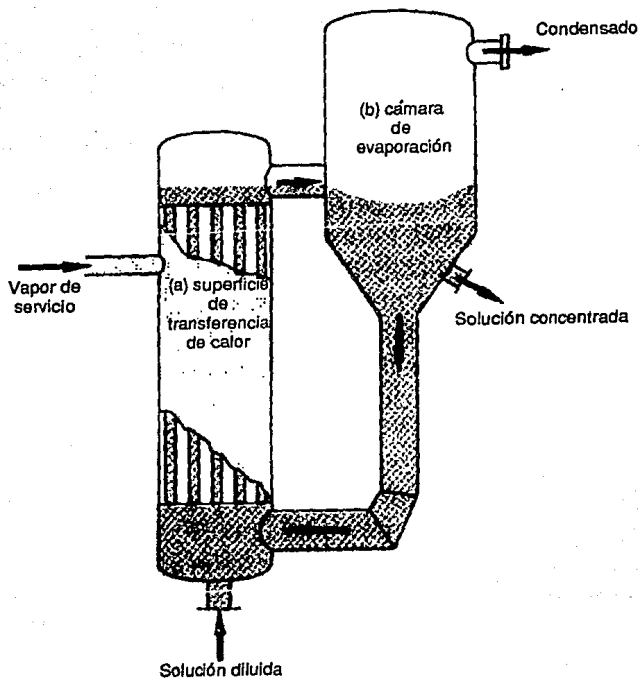


Figura 1.2 Evaporador de circulación natural  
(Fuente: Chemical Engineering. Feb. 3, 1986)

Aunque el tiempo de residencia del líquido en la zona de calentamiento puede ser pequeño, una parte del líquido permanece en el evaporador durante un tiempo considerable y el calentamiento prolongado de una pequeña parte de un material sensible al calor, tal como un alimento, puede dañar todo el producto. Es por esta razón, que los evaporadores con recirculación no son recomendables para concentrar líquidos sensibles al calor. (28)

Entre los evaporadores de circulación natural se encuentran los siguientes: evaporador vertical de tubos cortos, evaporador de tubos horizontales, evaporador de canasta y evaporador de tubos verticales largos con flujo ascendente.

#### 1.2.4 - EVAPORADOR DE TUBOS HORIZONTALES.

El evaporador de tubos horizontales (figura 1.3), es uno de los tipos de construcción clásica, habiendo sido ampliamente utilizado durante muchos años (21). Estos son los únicos en los cuales el fluido de proceso se encuentra afuera de los tubos y el medio de calentamiento dentro. (5)

Consiste en un cuerpo cilíndrico ó rectangular y un haz de tubos que usualmente es de sección cuadrada. Debido

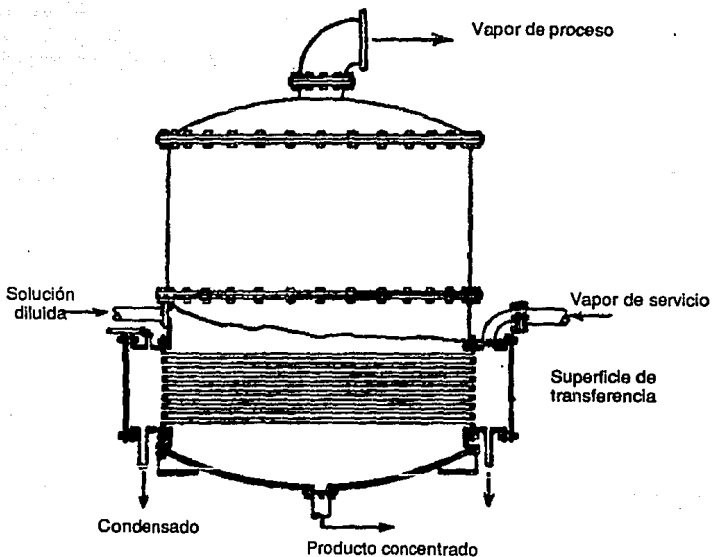


Figura 1.3 Evaporador de tubos horizontales

(Fuente: Kern, Donald. Procesos de transferencia de calor. Ed. C.E.C.S.A., 1982)

que la evaporación tiene lugar fuera de los tubos, se elimina el problema de incrustación dentro de los mismos. El evaporador de tubos horizontales usa diámetros menores que cualquier otro, de 3/4 a 1 1/4 de pulgadas de diámetro externo (26). Dado que los tubos se encuentran en posición horizontal se interfiere con la circulación natural del líquido que ebulle, por lo que disminuye a un mínimo la agitación del mismo. Como resultado el coeficiente global de transferencia de calor es inferior al de otros tipos de evaporadores, especialmente si la solución es viscosa. Teniéndose coeficientes globales de 200 a 400 BTU/hr ft<sup>2</sup>F, dependiendo de la diferencia global de temperatura, de la temperatura de ebullición y de las propiedades de la solución. (21)

Actualmente son utilizados en instalaciones pequeñas en donde la solución que se va a manejar es diluida y no se presenta espuma ni sólidos que tiendan a incrustar sobre los tubos del evaporador. (21)

#### 12.5 - EVAPORADOR VERTICAL DE TUBOS CORTOS.

Estas unidades (figura 1.4) consisten de tubos cortos de 3 a 8 pies de longitud y de 2 a 4 pulgadas de diámetro. Se encuentra formado por un haz de tubos (a) y

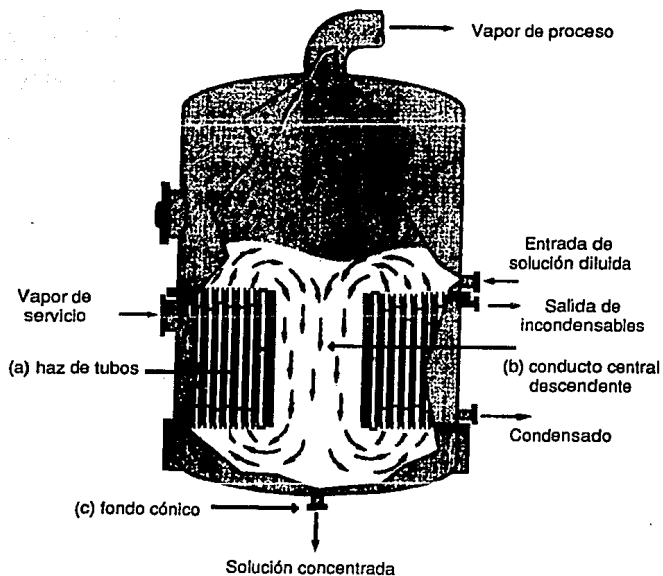


Figura 1.4 Evaporador vertical de tubos cortos

(Fuente: Chemical Engineering. Feb. 3, 1986)

por un conducto central por el que desciende el fluido concentrado (b). La mayor parte de la ebullición se produce en los tubos de forma que el líquido asciende dentro de ellos y retorna por el conducto descendente (b). El líquido concentrado sedimenta a través del vapor contenido en la cámara alta situada encima de los tubos y se retira por el fondo cónico de la carcasa (c). En este evaporador la fuerza impulsora para el flujo de líquido dentro de los tubos es la diferencia de densidad entre el líquido contenido en el conducto descendente y la mezcla de vapor y líquido que se origina en los tubos. (28)

Estos evaporadores solucionan la mayor parte de las desventajas de operación de los evaporadores de tubos horizontales; se facilita la circulación natural, habiendo sido medida entre 1 y 3 ft/seg dentro de los tubos. Como resultado de esto, los coeficientes son superiores a los que se presentan en los evaporadores de tubos horizontales y van de 200 a 500 BTU/hr ft<sup>2</sup> °F. (21)

Los evaporadores verticales de tubos cortos resultan prácticos para operar con líquidos que depositan incrustaciones, puesto que el interior de los tubos se puede limpiar fácilmente. No se recomiendan para líquidos viscosos, ya que la circulación es lenta y los coeficientes de transferencia de calor son bajos. Es poco práctico



cuando el líquido que se va a evaporar es muy viscoso, forme espuma o pueda estar sometido solamente por muy cortos periodos de tiempo a la temperatura de evaporación. (21)

### 1.2.6 - EVAPORADOR DE CANASTA.

Este evaporador (figura 1.5) es similar al de tubos verticales cortos, excepto en que tiene el haz de tubos desmontable, lo que permite una limpieza rápida. El líquido es impulsado hacia arriba por el vapor producido dentro de los tubos durante la evaporación ó por convección natural cuando existe una elevada cabeza estática que impida la ebullición en éstos. (23) El haz de tubos (a) se soporta sobre ménsulas interiores, y el derramadero (b) está situado entre el haz de tubos y el cuerpo del evaporador, en lugar de estar en la parte central. Este tipo frecuentemente se diseña con fondo cónico y se le puede instalar un agitador para aumentar la velocidad de circulación. Como resultado de estas ventajas mecánicas, el evaporador de canasta se recomienda para líquidos viscosos. (26)

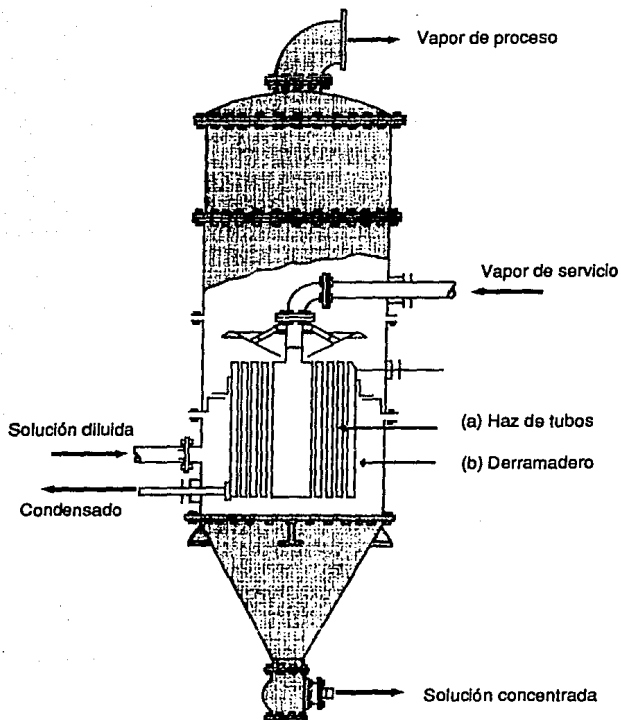


Figura 1.5 Evaporador de canasta  
 (Fuente: Chemical Engineering. Feb. 3, 1986)

## 1.2.7 - EVAPORADOR DE TUBOS VERTICALES LARGOS CON

### FLUJO ASCENDENTE.

Las partes principales que constituyen este evaporador son:

1) Un intercambiador tubular que opera con vapor de agua en la carcasa y el líquido que se concentra en los tubos. (28) Cuya longitud usual va de 12 a 36 pies y el diámetro externo varía de 3/4 a 2 pulgadas. (5)

2) Un separador o espacio de vapor para separar el líquido arrastrado por el vapor.

3) Cuando opera como una unidad de circulación tiene una rama de retorno al fondo del intercambiador para el líquido procedente del separador. Existen entradas para el líquido de alimentación y el vapor de agua y salidas para el vapor de proceso, el líquido concentrado, el vapor condensado y gases no condensables procedentes del vapor de agua.

Como consecuencia de la acción de la ebullición, el líquido y vapor asciende por el interior de los tubos,

mientras que el líquido que se separa desciende por gravedad hasta el fondo de los tubos. La alimentación diluida, con frecuencia con temperaturas próximas a la ambiente se introduce en el sistema mezclándose con el líquido que retorna del separador. (28)

Los evaporadores de tubos verticales largos son especialmente eficaces para concentrar líquidos que tienden a formar espumas, puesto que la espuma se rompe cuando la mezcla de vapor y líquido choca a elevada velocidad contra la placa deflectora. Generalmente no se recomienda para licores que contienen impurezas, y que son sensibles a cambios de temperatura. (5) Pueden esperarse coeficientes globales en el rango de 200 a 800 BTU/hr ft<sup>2</sup>°F. Por lo que entre los evaporadores de circulación natural, el evaporador de tubos verticales largos compete muy favorablemente con el evaporador de circulación forzada. (21)

### 12.8 - EVAPORADOR DE CIRCULACION FORZADA.

En un evaporador de circulación natural el líquido entra a los tubos con una velocidad de 0.3 a 1 m/seg. Sin embargo, con líquidos viscosos, el coeficiente global de una unidad de circulación natural puede resultar demasiado bajo desde el punto de vista económico. (28)

Con el objeto de obtener coeficientes más elevados se utilizan los evaporadores de circulación forzada, en los cuales (figura 1.8), una bomba centrífuga hace circular el líquido hacia la parte alta de los tubos a velocidades de 6 a 18 ft/seg, obteniéndose en este punto los valores más altos de coeficientes de transferencia de calor.(5)

Los tubos para los evaporadores de circulación forzada usualmente se localizan en posición vertical, siendo de diámetro más pequeño que los de circulación natural, generalmente no excede a las 2 pulgadas de diámetro externo.(26)

El líquido está sometido a una carga estática suficientemente alta para asegurar que no se produzca ebullición en los tubos, a medida de que disminuye la carga estática durante el flujo en los tubos (a), el líquido se recalienta y se produce una vaporización súbita o flash formando una mezcla de vapor y gotas de líquido a la salida de los tubos, justamente antes de entrar en el cuerpo del evaporador (b). El líquido retorna a la entrada de la bomba (c), a donde llega también la alimentación (d), y el vapor sale por la parte superior del cuerpo del evaporador (e) para pasar al condensador o a un efecto contiguo. Una parte del líquido que abandona el separador se retira en forma continua como concentrado.

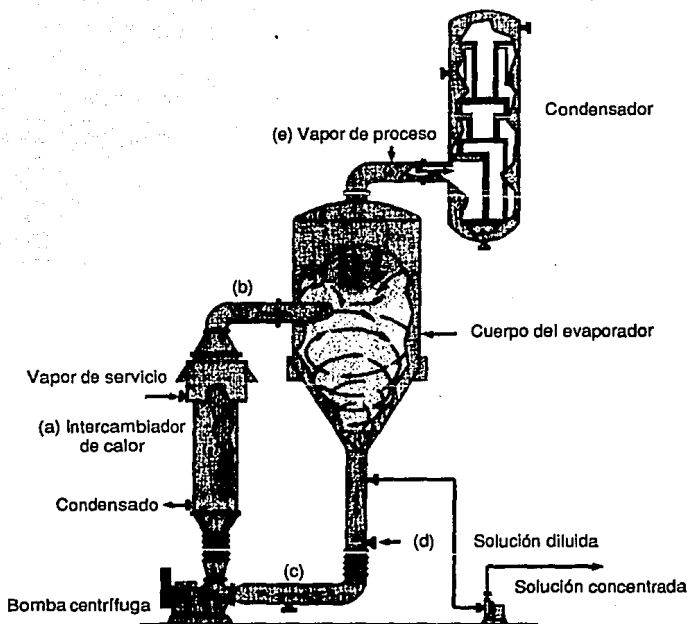


Figura 1.6 Evaporador de circulación forzada

(Fuente: Chemical Engineering, Feb. 3, 1986)

En este tipo de evaporador los coeficientes de transferencia de calor son elevados, especialmente para soluciones diluidas, pero el mayor aumento con respecto a la evaporación con circulación natural, se produce en la evaporación de líquidos viscosos. Para soluciones diluidas, la mejoría que se consigue, no compensa los costos adicionales de bombeo sobre la circulación natural. (28)

Resultan adecuados para operar con líquidos que depositan sales o tienden a formar espumas (28), para materiales con sólidos en suspensión o donde las condiciones existentes sean extremadamente impuras (11). Es usado en la industria del tomate así como para soluciones de pectina. (15)

Los evaporadores de circulación forzada no son adecuados para concentrar líquidos sensibles al calor. Utilizando un vacío suficientemente bajo, la temperatura global del líquido puede no llegar a alcanzar niveles destructivos, pero en cambio el líquido se pone repetidamente en contacto con la superficie de calentamiento y por consiguiente una parte del mismo se calienta a temperaturas excesivamente altas. Aunque el tiempo de residencia del líquido en la zona de calentamiento puede ser pequeño (de 1 a 3 seg), una parte del líquido permanece en el evaporador durante un tiempo

considerable y el calentamiento prolongado de una pequeña parte de un material sensible al calor, tal como un alimento, puede dañar a todo el producto. (28)

Los coeficientes globales varían entre 500 y 1000 BTU/hr ft<sup>2</sup>F. Estos valores tan altos permiten reducir el tamaño de la unidad requerida para una aplicación dada, pero el ahorro en el costo inicial se equilibra con el costo de la potencia para bombear la solución. (21)

Generalmente estos tipos de evaporadores tienen la desventaja de ser más caros que otros, debido a los elevados costos de operación y mantenimiento de las bombas. También es posible que se presente la erosión y corrosión dadas las altas velocidades de circulación. (5)

### 12.9 - EVAPORADOR DE PELICULA ASCENDENTE.

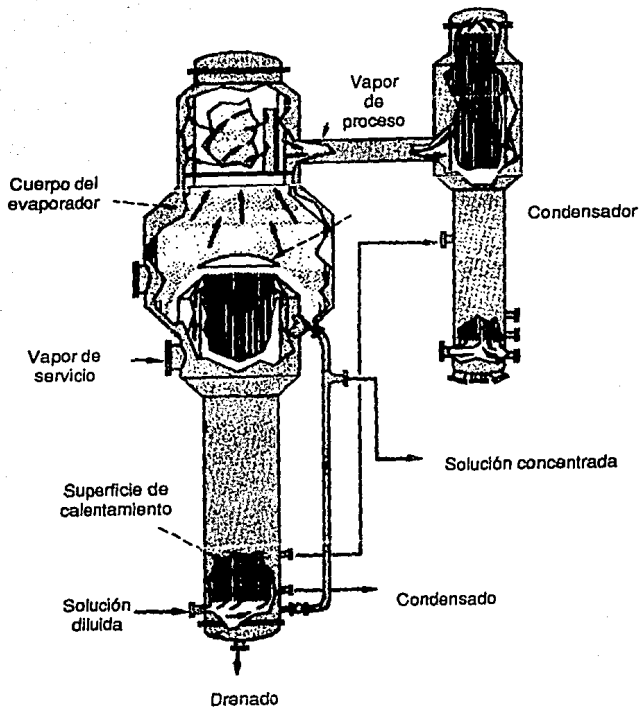
En un evaporador de película ascendente (figura 1.7) el licor se alimenta por la parte inferior de los tubos sin que se presente ebullición en dicho punto. Conforme el licor asciende, éste se va calentando con el vapor de servicio que fluye a contracorriente, reduciéndose al mismo tiempo la cabeza estática. Hasta que en un punto determinado el licor empieza a ebullición coincidiendo este



punto con la disminución de la temperatura de ebullición debido a la reducción de la cabeza estática. (5)

Asimismo el flujo ascendente del fluido trae como consecuencia la generación de una mayor cantidad de vapor trayendo como resultado velocidades muy altas en el centro de la coraza con lo que se fuerza a que el líquido permanezca en la pared del tubo. Como la película se mueve más rápido los coeficientes se incrementan y los tiempos de residencia disminuyen. El flujo tanto del vapor generado como del líquido ocurre en la misma dirección, y lo delgado de la película de líquido no es tan pronunciada como en los evaporadores del tipo de película descendente, por lo tanto disminuye la posibilidad de que el tubo quede seco. (5)

Debido a sus características, este tipo de evaporador puede utilizarse con licores que formen espumas, ya que a la salida de los tubos la mezcla líquido vapor es proyectada a altas velocidades contra el deflector, lo cual provoca el rompimiento de la espuma. Estos evaporadores son ampliamente utilizados para fluidos viscosos y medianamente incrustantes. Por otra parte se tiene, que aún cuando la alimentación se hace por el fondo, el licor se distribuye correctamente en los tubos.



**Figura 1.7 Evaporador de película ascendente**  
 (Fuente: Chemical Engineering. Feb. 3, 1986)

## 12.10 - EVAPORADOR DE PELICULA DESCENDENTE.

Este tipo de evaporador ( figura 1.8 ) se usa mucho para la concentración de materiales sensibles al calor, como el jugo de naranja y otros jugos de frutas, debido a que el tiempo de retención es bastante bajo ( entre 5 y 10 segundos ).(22)

El licor se alimenta por la parte superior de los tubos, bajando sobre las paredes de éstos como una película delgada; la cual se mueve en dirección a la gravedad, provocando un movimiento más rápido de la película, teniéndose como resultado coeficientes de transferencia de calor altos y tiempos cortos de residencia. Esto permite utilizar diferencias de temperatura más altas en las unidades que operan en régimen de película y por consecuencia se logran mejores resultados en el manejo de materiales termosensibles. En éste tipo de evaporadores tanto el flujo de vapor como de líquido pueden ir en el mismo sentido en cuyo caso la separación liquido vapor se lleva a cabo en el fondo, ó a contracorriente (el liquido sale del fondo y el vapor de la parte superior).(5)

El principal problema de un evaporador de película descendente reside en la distribución no uniforme del licor alimentado, trayendo ésto como consecuencia la aparición de

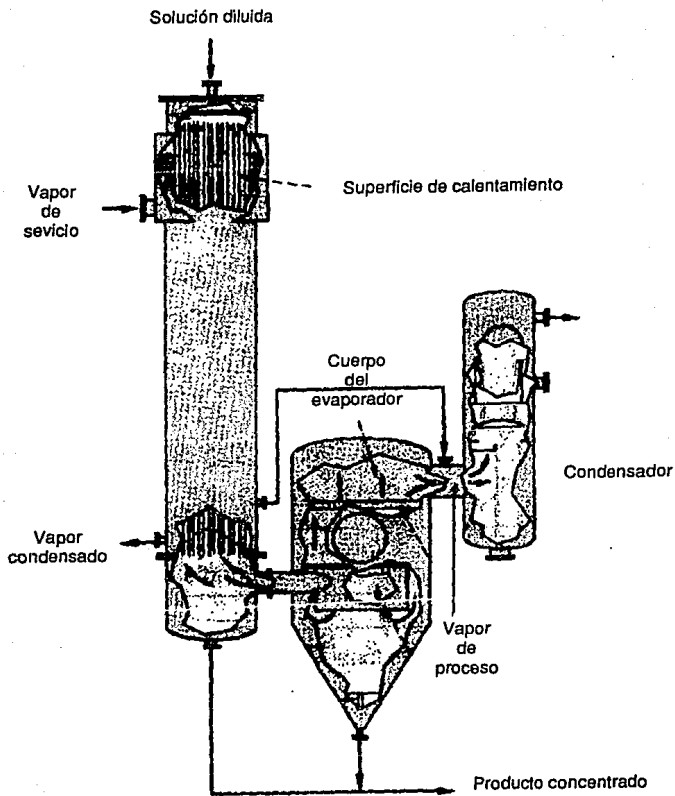


Figura 1.8 Evaporador de película descendente  
 (Fuente: Chemical Engineering. Feb. 3, 1986)

un fenómeno común en este tipo de evaporador, que es la formación de manchas secas, las cuales reducen la eficiencia térmica del equipo. Estas manchas pueden ser causadas por insuficiencia en la velocidad del líquido para mantener la película de líquido en forma continua. Es por esto que para mantener dicha película de líquido continua y hacer que la alimentación sea uniformemente distribuida alrededor de la periferia de cada tubo y a la vez el flujo en cada tubo sea uniforme se han desarrollado ciertos mecanismos tales como los platos perforados y distribuidores a raña.(5)

Sin embargo presenta ventajas tales como coeficientes de transferencia de calor altos, operación satisfactoria a bajas temperaturas, aún cuando generalmente se manejan gradientes elevados de temperatura Maneja viscosidades medias, productos sensibles al calor como jugos de frutas y farmacéuticos.(15)

#### 12.11 - EVAPORADOR DE PELICULA DELGADA AGITADA.

La principal resistencia a la transferencia de calor desde el vapor condensante hasta el líquido que ebulle en un evaporador, está en el lado del líquido, por consiguiente cualquier método que disminuya esta resistencia dará lugar a un considerable aumento en el coeficiente global de transferencia de calor.(28)

El evaporador de película delgada agitada fué desarrollado en primer lugar para vencer las desventajas de los evaporadores de película descendente y película ascendente. Ya que ninguna de estas unidades son enteramente adecuadas para materiales altamente viscosos, líquidos con bajas conductividades térmicas, líquidos que contienen sólidos que pueden cristalizar durante el proceso de evaporación o materiales sensibles a altas temperaturas. (16)

Este evaporador (figura 1.9) esencialmente se encuentra constituido por un tubo enchaquetado de diámetro grande, en el cual el producto es vigorosa y continuamente removido de las paredes del tubo por raspadores montados en una columna rotatoria dentro del tubo. El material que va a ser procesado se esprea continuamente con una boquilla, como una película delgada sobre la pared del tubo (5) y es mecánicamente transportada hacia abajo mediante el rotor y la fuerza de la gravedad. (1) Las unidades pueden ser horizontales o verticales, el rango del diámetro para los tubos son de 3 a 48 pulgadas con longitudes que van de 2 a 24 pies. (5)

Estos evaporadores tienen la ventaja de que pueden ser capaces de procesar sustancias extremadamente viscosas (desde 50 000 a 1 millón de centipoises) (5) y generalmente

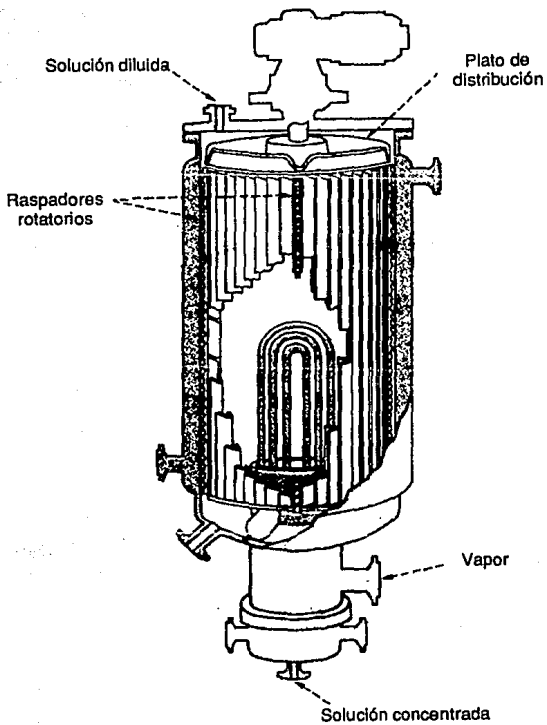


Figura 1.9 Evaporador de película delgada agitada

(Fuente: Chemical Engineering. Feb. 3, 1986)

los coeficientes globales de transferencia de calor están en el rango de 200 a 350 BTU/hrft<sup>2</sup> °F. (16) Como desventaja se presenta que los evaporadores de película delgada agitada son los más caros en existencia. Además debido a las partes que tiene en movimiento los costos de operación y mantenimiento son elevados. (5)

Una limitación común de estos evaporadores es el tamaño. Prácticamente, la superficie máxima de transferencia de calor que se maneja es aproximadamente de 225 pies cuadrados, por lo cual generalmente se tiene que utilizar temperaturas muy elevadas del medio de calentamiento para poder lograr grandes capacidades. Un factor que contribuye a esta limitación es el espesor de la coraza, ya que cuando el tamaño de un equipo aumenta, el espesor de la pared aumenta, pero la película de líquido es mantenida con un espesor mínimo. Así, en tamaños grandes, el espesor de la pared de la coraza viene a ser una parte importante en la resistencia global a la transferencia de calor. (16)

Las aplicaciones en procesos industriales de los evaporadores de película delgada agitada pueden ser clasificados en 4 categorías:



1) Productos sensibles al calor.- Existen materiales sensibles al calor como los productos alimenticios y farmacéuticos, por ejemplo, concentrados de frutas, pasta de tomate, resinas y plasma de sangre. Bajo altos vacíos, el tiempo medio de residencia del producto es entre 3 y 100 segundos. (9)

2) Materiales que tienden a incrustar.- En la industria de los alimentos, los niveles de proteína y vitamina deben ser protegidos y mantenidos durante la evaporación. El depósito de incrustaciones sobre la superficie de calentamiento afecta la calidad final del producto y además reduce la transferencia de calor (8), debido a la alta turbulencia impartida por el rotor y el excelente mezclado, las incrustaciones no son un problema para el evaporador de película delgada agitada. (9)

3) Líquidos viscosos.- Los evaporadores del tipo de tubos y coraza generalmente no son adecuados para fluidos con altas viscosidades, ya que tienen una pobre transferencia de calor debido a su flujo laminar, asimismo presentan una excesiva caída de presión y lo grande de su tamaño y los costos hacen que su uso sea prohibitivo para líquidos viscosos. (9) Mientras que para los evaporadores de película delgada agitada, la alta turbulencia generada por el agitador permite procesar líquidos con altas

viscosidades, líquidos con sólidos en suspensión y todos aquellos fluidos que requieran bajas relaciones de tiempo temperatura. (13)

Estos evaporadores presentan características que los hacen más ventajosos en muchos procesos industriales:

1) Cortos tiempos de residencia en la zona de calentamiento.

2) Elevados coeficientes de transferencia de calor debido principalmente a la delgada película de líquido y a la turbulencia impartida por el rotor.

3) Elevadas producciones debido a los tiempos cortos de residencia.

4) Mínimo depósito de incrustaciones en la superficie de calentamiento debido a la buena agitación de la película de líquido.

5) Maneja productos con altas viscosidades.

(9)

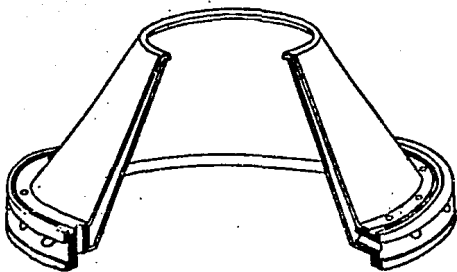
### 12.12 - EVAPORADOR CENTRIFUGO.

La principal característica de este tipo de evaporador es la aplicación de superficies de evaporación cónicas rotatorias. En evaporadores convencionales, la película de líquido es transportada sobre la superficie de

evaporación por medio del vapor y por lo tanto la concentración final del producto es limitada. La velocidad de flujo puede ser incrementada mediante un elemento mecánico, obteniéndose así coeficientes de transferencia de calor más altos. Asimismo, las elevadas velocidades reducen el tiempo de residencia sobre la superficie de calentamiento, lo cual influye favorablemente sobre la calidad final del producto principalmente en líquidos sensibles a la temperatura. En este equipo, la fuerza centrífuga es el aporte mecánico, siendo ésta cien veces mayor que la fuerza de la gravedad.

El líquido que va a ser evaporado es espreado por medio de boquillas de inyección sobre los conos rotatorios. Debido a la fuerza centrífuga, el líquido rápidamente se mueve sobre la superficie del cono hacia fuera del canal, desde donde pasa a través de los orificios axiales que se encuentran en el borde del cono, asciende hasta el canal en que se detiene la concentración, y es aquí donde el fluido sale del evaporador. El proceso de evaporación, usualmente se efectúa en un solo paso.

La figura 1.10 muestra un cono estándar, el cual está uno dentro de otro, hallándose soldados en la parte superior, además cuenta con un anillo en la parte inferior. El anillo tiene orificios radiales para el vapor y

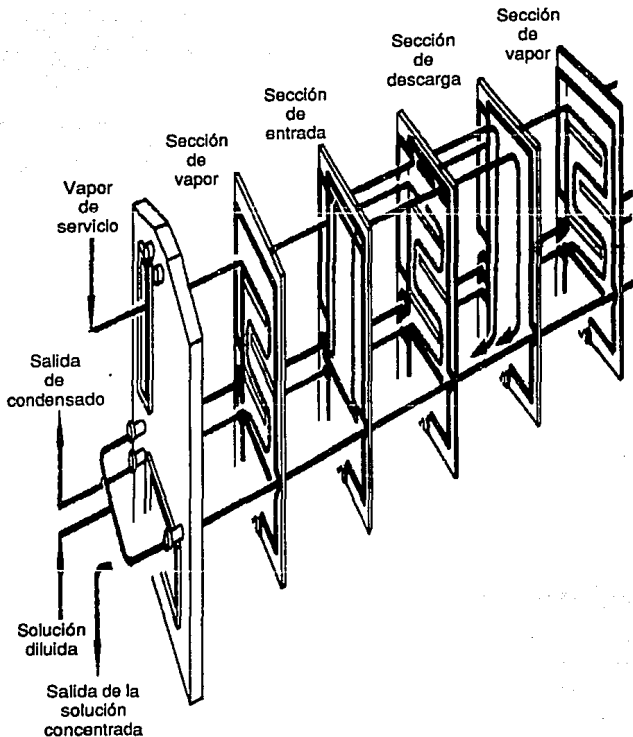


**Figura 1.10 Cono estandar de evaporador centrífugo**  
**(Fuente: Use of evaporators in the food and biochemical industries. O.N.U. 1969)**

condensado y orificios verticales a través de los cuales pasa el concentrado. Cuando el vapor saturado entra en el espacio que existe entre el cono interior y exterior condensa al ceder su calor latente. El agua formada por la condensación es proyectada por la fuerza centrífuga contra la pared del cono exterior y fluye a lo largo de éste y sale a través de los orificios para el vapor. Consecuentemente, el lado vapor se mantiene continuamente libre de agua, obteniéndose por tanto coeficientes mas altos de transferencia de calor.

### 12.13 - EVAPORADOR DE PLACAS.

Este tipo de evaporador difiere de los evaporadores tubulares principalmente en la forma de la superficie de calentamiento, la cual consiste en un ensamble de placas. Los evaporadores de placas tienen costos muy bajos de instalación. Son económicos aún cuando se utilicen materiales de construcción muy costosos (acero inoxidable). La capacidad puede ser modificada mediante la simple adición o remoción de placas. La cantidad de incrustaciones son bajas ya que el movimiento del fluido tiene una acción de limpieza sobre la superficie de las placas corrugadas.



**Figura 1.11** Evaporador de placas de película ascendente-descendente  
 (Fuente: Chemical Engineering, Feb. 3, 1986)

En el evaporador de placas no existen zonas muertas en las cuales pueda llegar a ocurrir un crecimiento indeseable de bacterias y teniendo una limpieza frecuente y eficiente no se tienen problemas con los requerimientos higiénicos. Su principal aplicación es en lácteos, jugo de frutas, extractos, cervecera, etc. (5)

El evaporador de placas de película ascendente/descendente (figura 1.11) presenta un gran número de ventajas sobre su contraparte tubular. En primer lugar es muy fácil que su capacidad sea aumentada mediante la simple adición de placas, y no necesita de soportes especiales ya que todos los componentes se encuentran situados directamente sobre el piso. Es muy simple la operación para abrir la unidad en caso de que se requiera inspeccionar la superficie de transferencia antes ó después del ciclo de limpieza. Normalmente existe un espacio entre placa y placa de 1/8 a 1/4 de pulgada. La presión de operación es aproximadamente de 200 psig con la cual se puede operar el equipo sin que se cause una deflexión de la placa o se produzcan derrames. El espacio tan reducido y la turbulencia inducida por el flujo en las corrugaciones de la placa dan al fluido altos niveles de transferencia de calor (34).

Las placas de este evaporador son comúnmente colocadas en unidades de 4 (figura 1.12), el vapor de servicio condensa en el espacio entre las placas 4-1 y 2-3. El líquido ebulle en la superficie de la placa, ascendiendo como una película en el espacio entre las placas 1-2 y descendiendo en 3-4. La mezcla de líquido-vapor abandona el conjunto de placas para pasar hacia un separador centrífugo. Las altas velocidades del líquido conduce a una alta transferencia de calor con cortos tiempos de residencia, haciendo este evaporador útil para la concentración de materiales sensibles al calor. Esto, junto con la facilidad para desmontar el equipo y el pequeño espacio de suelo requerido, hace que este tipo de evaporador sea una unidad muy utilizada. (19)

Los evaporadores de película ascendente/descendente presentan ciertas características:

Opera a temperaturas entre 80 y 210 °F.

Tiene un rango de capacidad de 1000 a 35 000 lb/hr de agua removida.

En caso de que se desee aumentar la capacidad en un futuro, ésta se puede incrementar por la adición de placas.

Se puede emplear donde la calidad del producto demande bajas relaciones de temperatura-tiempo de residencia.

Requiere de poco espacio para su instalación. (34)



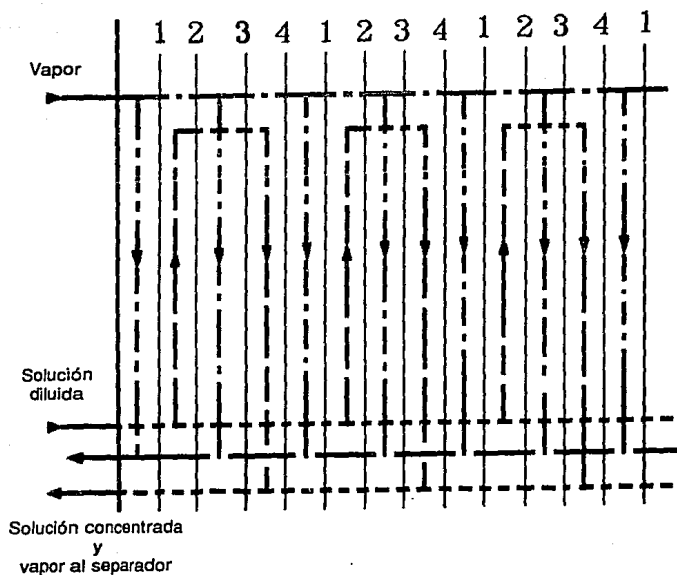


Figura 1.12 Arreglo de las placas en un evaporador de placas

(Fuente: Brenan, J.G. Las operaciones de la Ingeniería de los alimentos. Ed. Acribia, 1980)

## VENTAJAS Y DESVENTAJAS DE LOS DIFERENTES TIPOS DE EVAPORADORES.

TIPO DE EVAPORADOR	VENTAJAS Y APLICACIONES	DESVENTAJAS
EVAPORADOR SOLAR.	-BAJO COSTO DE INSTALACION Y OPERACION	-DEPENDENCIA DE LAS CONDICIONES ATMOSFERICAS.
EVAPORADOR POR LOTES.	-BAJO COSTO	-BAJAS CAPACIDADES DE EVAPORACION -TIEMPOS ALTOS DE RESIDENCIA -NO ADECUADO PARA PRODUCTOS TERMOSENSIBLES
EVAPORADOR DE TUBOS HORIZONTALES.	-ELIMINACION DEL PROBLEMA DE INCRUSTACION EN EL INTERIOR DE LOS TUBOS -BAJO COSTO -FACIL INSTALACION -ES APLICABLE CUANDO SE MANEJAN LIQUIDOS POCO VISCOSOS Y QUE NO FORMEN ESPUMA NI INCRUSTACIONES.	-POSICION HORIZONTAL INTERFIERE CON LA CIRC. NATURAL DEL LIQUIDO POR LO QUE SE DISMINUYE A UN MINIMO LA TURBULENCIA DE ESTE. -NO CUENTA CON NINGUN DISPOSITIVO PARA ROMPER ESPUMAS.
EVAPORADOR DE TUBOS VERTICALES CORTOS.	-LA POSICION DE LOS TUBOS FACILITA LA CIRC. NATURAL DEL FLUIDO. -LOS COEFICIENTES EN ESTE TIPO DE EVAP. SON MAYORES A LOS DE TUBOS HORIZONTALES. -NO SON APLICABLES CUANDO SE MANEJAN LIQ. TERMOSENSIBLES O QUE FORMEN ESPUMA.	-BAJA TRANSFERENCIA DE CALOR CON PEQUEÑAS DIFERENCIAS DE TEMP. Y TEMPERATURAS BAJAS. -TIEMPOS ALTOS DE RESIDENCIA.
EVAPORADOR DE CANASTA	-FACILIDAD PARA LA LIMPIEZA DADO QUE EL HAZ DE TUBOS ES DESMONTABLE. -PUEDE SER APLICADO PARA FLUIDOS VISCOSOS Y QUE FORMEN INCRUSTACIONES.	
EVAPORADOR DE TUBOS VERTICALES LARGOS.	-CUENTA CON PLACA DEFLECTORA PARA ROMPI- MIENTO DE ESPUMA. -DENTRO DE LOS EVAP. DE CIRC. NATURAL ESTE TIENE LOS MAS ALTOS COEFICIENTES DE TRANSFERENCIA DE CALOR. -BAJO COSTO. -BAJO TIEMPO DE RESIDENCIA. -PUEDE SER APLICABLE PARA FLUIDOS QUE FORMEN ESPUMA.	-SE REQUIERE ESPACIO ELEVADO EN POSICION VERTICAL.

TIPO DE EVAPORADOR	VENTAJAS Y APLICACIONES	DEBVENTAJAS
EVAPORADOR DE CIRCULACION FORZADA.	<ul style="list-style-type: none"> <li>-COEFICIENTES DE TRANSFERENCIA DE CALOR MAYORES QUE LOS DE CIRC. NATURAL.</li> <li>-ALTAS VELOCIDADES DE CIRCULACION DENTRO DE LOS TUBOS CON LO QUE SE EVITA EL DEPOSITO DE INCRUSTACIONES.</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>-ALTOS COSTOS DE OPERACION Y MANT. DE LA BOMBA.</li> <li>-POSIBLE EROSION Y COROSION EN TUBOS.</li> <li>-NO ADECUADOS PARA LIQ. TERMOSENSIBLES.</li> </ul>
EVAPORADOR DE PELICULA ASCENDENTE.	<ul style="list-style-type: none"> <li>-ALTOS COEFICIENTES DE TRANSF. DE CALOR.</li> <li>-TIEMPOS CORTOS DE RESIDENCIA.</li> <li>-CUENTA CON DEFLECTOR PARA ROMPIMIENTO DE ESPUMA.</li> <li>-APLICABLE EN FLUIDOS QUE FORMAN ESPUMA, VISCOSOS Y MEDIANAMENTE INCRUSTANTES.</li> </ul>	
EVAPORADOR DE PELICULA DESCENDENTE.	<ul style="list-style-type: none"> <li>-TIEMPO CORTO DE RESIDENCIA (5 A 10 SEG.</li> <li>-ELEVADO COEFICIENTE DE TRANSFERENCIA DE CALOR.</li> <li>-ADECUADO PARA FLUIDOS SENSIBLES AL CALOR Y MEDIANAMENTE VISCOSOS.</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>-DIFICULTAD PARA LA DISTRIBUCION UNIFORME DEL FLUIDO</li> <li>-POSIBILIDAD DE FORMACION DE MANCHAS SECAS.</li> <li>-NO ES UTIL PARA FLUIDOS INCRUSTANTES.</li> </ul>
EVAPORADOR DE PELICULA DELGADA AGITADA.	<ul style="list-style-type: none"> <li>-ALTOS COEFICIENTES DE TRANSFERENCIA DE CALOR CON FLUIDOS MUY VISCOSOS.</li> <li>-TIEMPOS CORTOS DE RESIDENCIA.</li> <li>-ELEVADAS PRODUCCIONES DEBIDO A LOS CORTOS TIEMPOS DE RESIDENCIA.</li> <li>-SON ADECUADOS PARA LIQ. ALTAMENTE VISCOSOS, TERMOSENSIBLES, CON BAJAS CONDUCTIVIDADES TERMICAS, CON SOLIDOS EN SUSPENSION Y QUE TIENDAN A INCRUSTAR.</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>-COSTO ELEVADO DE ADQUISICION</li> <li>-DEBIDO A LAS PARTES QUE TIENE EN MOVIMIENTO LOS COSTOS DE OPERACION Y MANT. SON ELEVADOS.</li> </ul>
EVAPORADOR DE PLACAS.	<ul style="list-style-type: none"> <li>-FACILIDAD PARA MODIFICAR LA CAPACIDAD MEDIANTE LA ADICION O RENOCION DE PLACAS</li> <li>-FACILIDAD PARA ABRIR LA UNIDAD Y HACER LIMPIEZA.</li> <li>-PRINCIPALMENTE SE APLICA EN PROCESOS QUE DEMANDEN BAJAS RELACIONES DE TEMPERATURA-TIEMPO DE RESIDENCIA (LACTEOS, JUGOS DE FRUTAS, CERVECERIA, ETC.)</li> </ul>	

### 1.3 CRITERIOS PARA LA SELECCION DEL TIPO DE EVAPORADOR.

Varios factores, algunas veces interrelacionados, influyen en la selección de un evaporador, y debe ser cuidadosamente considerados para asegurar que los requerimientos de proceso, capital, costo de operación y mínimo tiempo muerto sean satisfechos. Los factores que a continuación se detallan juegan un rol crítico en la selección del tipo de evaporador. (5)

**FACTORES RELACIONADOS AL PROCESO.** -Las características físicas del fluido de proceso tanto en la alimentación como en el producto, son mencionados a continuación:

**VISCOSIDAD.** - Aunque el líquido que entra como alimentación a un evaporador puede ser suficientemente diluido y poseer muchas de las propiedades físicas del agua, a medida que aumenta la concentración, la solución va adquiriendo un carácter más particular. La densidad y viscosidad aumenta con el contenido de sólidos hasta que la solución se satura o se hace demasiado problemática para la transferencia de calor. A medida que aumenta la proporción de sólidos aumenta también la temperatura de ebullición de la solución, que puede ser mucho mayor que la del agua a la misma presión. (28)

Probablemente, la viscosidad sea la característica más importante que afecta a la selección y diseño de evaporadores. Entra directamente en los cálculos de los coeficientes de transferencia de calor y asimismo afecta el área de calentamiento. (5) Los coeficientes globales de transferencia de calor varían en proporción inversa a la viscosidad cuando la principal resistencia a la transferencia de calor es la película en ebullición. (29)

**IMPUREZAS.** - Las impurezas afectan a todos los equipos de transferencia de calor. En muchos evaporadores, las impurezas se presentan debido a la cristalización, sedimentación, reacciones químicas, polimerización, corrosión o crecimiento de materiales orgánicos.

La velocidad del fluido es el factor más importante en las impurezas y el depósito de éstas disminuye conforme la velocidad se incrementa. Para casos en los que se presente pocas impurezas, las unidades de película descendente son las que se prefieren. Cuando se presentan grandes cantidades de impurezas se prefiere utilizar la circulación forzada o los evaporadores de película delgada agitada, dependiendo de la sensibilidad al calor del fluido de proceso.

**DEPOSITO DE INCRUSTACIONES.** - Este es un problema muy común en los evaporadores y probablemente se presenta

debido a la precipitación sobre la superficie de calentamiento de materiales que tienen solubilidad invertida.(14) Por este motivo, el coeficiente global disminuye paulatinamente hasta que es preciso parar el evaporador y limpiar los tubos. Puede ser minimizada manteniendo a los sólidos y al líquido en contacto íntimo durante todo el tiempo.(5)

**SENSIBILIDAD TERMICA.**- Muchos alimentos, lácteos, jugos de frutas, cerveza, extractos vegetales y productos farmacéuticos no pueden ser expuestos a altas temperaturas durante largos periodos de tiempo ya que estos fluidos pueden sufrir degradación o cambios indeseables en sus características de calidad. Para estos productos es muy importante tener tiempos cortos de residencia y bajas temperaturas. Por esto se recomienda utilizar evaporadores de película los cuales usualmente operan bajo vacío.(5)

**FORMACION DE ESPUMAS.**- Es común que en materiales orgánicos se presente el espumado durante la evaporación. Con el vapor sale del evaporador una espuma estable que origina un gran derrame y por lo tanto pérdida del fluido de proceso. En caso de que los agentes antiespumantes no se puedan emplear es importante tomar precauciones para llevar a cabo la separación del vapor y líquido, recomendándose colocar placas deflectoras para que se rompa la espuma al proyectarse sobre ésta.(5)

**MATERIALES DE CONSTRUCCION.-** Siempre que es posible, los evaporadores se construyen en fierro colado o acero. Sin embargo, muchas soluciones atacan a las aleaciones ferrosas o son contaminadas por ellos, siendo entonces preciso utilizar materiales especiales como acero inoxidable, cobre, níquel y aluminio.(28)

La elección del material depende de diversos factores como lo son:

-La tendencia a la corrosión y erosión del fluido de proceso.

-La aplicación industrial, tales como en alimentos y farmacéuticos, en donde por los requerimientos de higiene se necesitan utilizar determinadas aleaciones.(5)

-Costo del material.

La TABLA No. 1.2 es una guía parcial de los materiales de construcción generalmente usados en evaporadores.

<i>Producto.</i>	<i>Materiales de construcción.</i>
Alimentos procesados.	
Jugos de frutas y productos lacteos.	Acero inoxidable tipo 304 o 316.
Farmacéuticos.	Acero inoxidable tipo 304 o 316. Monel o titanio.
Nitrato de amonio.	Acero inoxidable tipo 304
Sulfato de amonio.	Acero inoxidable tipo 316
Sosa caustica.	Acero al carbon, aleaciones de monel o níquel, dependiendo de la concentración.
Cloruro de sodio.	Acero inoxidable tipo 316 L

**TABLA No.1.2 MATERIALES DE CONSTRUCCION. (FUENTE: CHEM. ENG. FEB.3, 1980)**



**COEFICIENTE DE TRANSFERENCIA DE CALOR.** - Se sabe que si se tienen coeficientes altos se requiere de pequeñas áreas para transferir la cantidad de calor necesaria. Los coeficientes de película de transferencia de calor están en función de la velocidad del fluido, viscosidad, densidad, calor específico y conductividad térmica. Para fluidos viscosos, la circulación forzada puede producir altos coeficientes, aunque los costos de bombeo también son altos. Otra opción para dichos fluidos, es utilizar evaporadores del tipo de película delgada agitada debido a que la película delgada ofrece baja resistencia térmica. (5)

## 14 - TRANSFERENCIA DE CALOR CON EBULLICION.

En el fenómeno de ebullición agregar energía térmica a un líquido saturado tiene como consecuencia un cambio de la fase líquida a la de vapor a la misma temperatura. (32) Presentándose varios tipos de ebullición, tales como:

### 1.4.1 - EBULLICION DE DEPOSITO.

Se refiere al tipo de ebullición que se experimenta cuando la superficie de calentamiento está rodeada por una

cantidad de fluido relativamente grande que no fluye a ninguna velocidad apreciable y se ve agitado solamente por el movimiento de las burbujas y las corrientes de convección natural.

Se presentan dos tipos de ebullición de depósito: La ebullición de depósito subenfriado, en donde el fluido masivo tiene una temperatura que se encuentra por debajo de la de saturación, lo que da como resultado la ruptura de las burbujas antes de que lleguen a la superficie Y la ebullición saturada de depósito con una temperatura global igual a la de saturación, lo que da como resultado la generación de vapor.(29)

#### 14.2 - EBULLICION NUCLEADA.

La transferencia de calor por ebullición nucleada es un mecanismo importante en la vaporización de líquidos, debido a que se obtienen velocidades elevadas de transferencia de calor por unidad de area (flujo de calor), como resultado de la formación de burbujas en la interfase de líquido y sólido (area de contacto).(30) En este tipo de ebullición la velocidad de transferencia de calor depende grandemente de la turbulencia generada. Las burbujas se

forman mediante la expansión del vapor atrapado en pequeñas cavidades o grietas que existen en la superficie de calentamiento. (27)

### 14.3 - EBULLICION DE PELICULA.

Se caracteriza porque la superficie de calefacción se recubre con una película de vapor, la cual tiene una conductividad térmica baja respecto al líquido, de tal forma que se hacen necesarias diferencias de temperatura muy grandes para transferir calor a una velocidad que se aproxime al de régimen de ebullición nucleada. (27)

### 14.4 - CURVA DE EBULLICION.

La conocida curva de ebullición la mostró originalmente Nukiyama. Esta curva señala los seis regímenes de transferencia de calor en la ebullición de depósito. (30)

En la figura 1.13 se indican esquemáticamente los diferentes regímenes de ebullición de depósito. En la gráfica se representa el flujo térmico en función de la

diferencia de temperatura entre la superficie de calentamiento y la temperatura de saturación del líquido, denominada como temperatura en exceso ( $\Delta T_x$ ) para el caso de un hilo de platino caliente sumergido en agua a la presión atmosférica. (27)

**REGIMEN No.1.** - El mecanismo de intercambio de energía para una temperatura de superficie del alambre que está a muy pocos grados por encima del líquido saturado adyacente es el de convección natural. (32) En este régimen, el líquido en la vecindad del hilo está sobrecalentado, pero el grado de sobrecalentamiento es insuficiente para la formación de burbujas de vapor. (27)

**REGIMEN No.2.** - Cuando aumenta la temperatura de la superficie calefactora, el nivel de energía del líquido adyacente a la superficie se hace suficientemente elevado como para que alguna molécula se desprenda de las moléculas que la rodean y forme un núcleo de vapor que finalmente crece hasta formar burbujas de vapor. (27) Cuando las burbujas llegan a un tamaño suficiente para que las fuerzas boyantes superen las fuerzas de la tensión superficial, se desprenden, se elevan entre el líquido más frío y se condensan antes de llegar a la superficie libre del líquido. (32)

**REGIMEN No.3.-** Cuando se aumenta el nivel de energía en el alambre, de manera que se eleva todavía más la temperatura de la superficie, se forman burbujas, se desprenden y se elevan con frecuencia e intensidad cada vez más grandes. (32) En esta región las burbujas coalescen o se agrupan en unas burbujas de vapor más o menos continuas que se elevan hacia la superficie. (27)

Las regiones 2 y 3 se denominan Régimen de ebullición nucleada. En el régimen de ebullición en núcleos se presentan altos flujos de calor. La contribución más importante a la transferencia de calor es la agitación violenta del líquido conforme se forman las burbujas. (32)

**REGIMEN No.4.-** En este caso la mayor parte de la superficie original queda cubierta por la película de vapor debido al aumento del gradiente de temperatura. La transferencia de calor a través de la película es por conducción. (32) Como la conductividad térmica del vapor es pequeña, la resistencia térmica de dicha película es grande y realmente produce una reducción del flujo térmico aunque vaya creciendo el exceso de temperatura, como se indica mediante la línea a trazos de la región 4 (figura 1.13). Esta región representa una transición desde la ebullición nucleada a la ebullición en forma de película y es inestable. (27)

**REGIMEN No.5.-** En esta región se establece una condición en forma de película estable cuando el flujo empieza a crecer de nuevo al ir aumentando la temperatura en exceso. Se caracteriza por un mínimo en la curva de ebullición como se observa en la figura 1.13 . (27)

**REGIMEN No.6.-** Este régimen está caracterizado por diferencias muy grandes de temperaturas entre la superficie y el líquido saturado. La ebullición es todavía del tipo de PELICULA. Las diferencias de temperatura son tan altas que se hace significativa la transferencia de calor por radiación. (32)

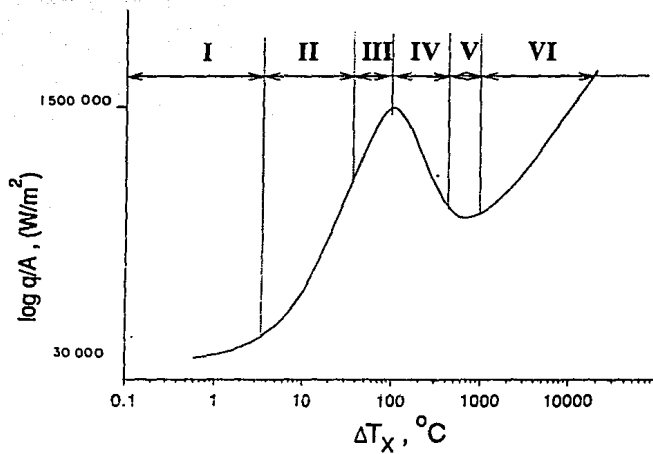


Figura 1.13 Curva de ebullición de Nukiyama

(Fuente: Kreith, F. La transmisión del Calor: principios fundamentales, Ed. Alhambra, 1983)

# CAPITULO

2



## 2.0 BALANCES DE MATERIA Y ENERGIA.

Los balances de materia y energía resultan ser una herramienta importante para el estudio de la transferencia de calor que se presenta en un evaporador, así como para la obtención del calor transferido durante el fenómeno de ebullición, ya que esta variable se halla involucrada dentro de las diferentes correlaciones que se presentan en el capítulo III para el cálculo del coeficiente individual de transferencia de calor. Asimismo mediante estos balances se puede calcular la masa de vapor que se requiere utilizar durante el proceso de evaporación, siendo su conocimiento de suma importancia ya que el costo por este concepto es muy elevado, por lo que se han desarrollado diferentes sistemas de recuperación de calor con el fin de reducir el consumo de éste, los cuales son expuestos en el capítulo IV.

Con el objeto de determinar el calor suministrado por el vapor de servicio y por tanto el calor transferido a la solución a evaporar, en este capítulo se desarrollan los balances de materia y energía para un evaporador con y sin recirculación.

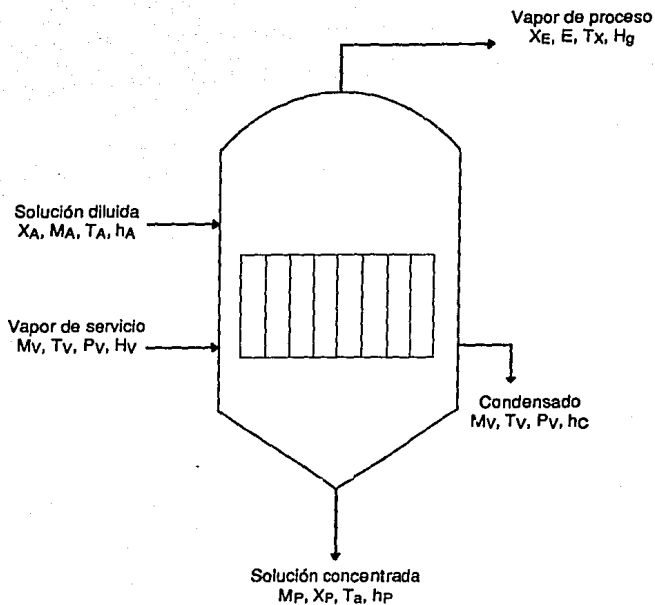


Figura 2.1 Balance de materia y energía en un evaporador de circulación natural

## 2.1 BALANCES DE MATERIA Y ENERGIA PARA UN EVAPORADOR SIN RECIRCULACION.

En donde:

MA = Alimentación de la solución diluida	=Kg/hr
Mr = Descarga del producto concentrado.	=Kg/hr
E = Flujo másico del vapor de proceso.	=Kg/hr
Mv = Flujo másico del vapor de calentamiento.	=Kg/hr
XA = Fracción en peso de sólidos en la solución alimentada.	
Xr = Fracción en peso de sólidos en el producto concentrado	
Xe = Fracción en peso de sólidos en el vapor de proceso.	
Ta = Temperatura de alimentación de la solución diluida.	=°C
Tc = Temperatura de descarga del producto concentrado.	=°C
( temperatura de ebullición ).	
Tx = Temperatura del vapor de proceso.	=°C
Tv = Temperatura del vapor de servicio.	=°C
ha = Entalpia de la solución diluida.	= Kcal/Kg
hr = Entalpia de la solución concentrada.	= Kcal/Kg
Hg = Entalpia del vapor de proceso.	= Kcal/Kg
Hv = Entalpia del vapor de servicio.	= Kcal/Kg
hc = Entalpia del vapor condensado.	= Kcal/Kg
Pv = Presión del vapor de servicio.	= Kg/cm <sup>2</sup> abs

**BALANCE DE MASA.** -Para el caso del balance de materia y puesto que se trata de un estado estable, el flujo másico de entrada es igual al flujo másico de salida.

Por lo que el balance global quedaría expresado por la siguiente ecuación:

$$M_A = M_P + E \quad 2.1$$

Teniéndose para el caso del balance por componentes la ecuación 2.2.

$$M_A X_A = M_P X_P + E X_E \quad 2.2$$

Debido a que el arrastre de sólidos en el vapor de proceso es mínimo, se considera que  $X_E = 0$ . Por lo que el balance por componentes queda:

$$M_A X_A = M_P X_P \quad 2.3$$

**BALANCE DE ENERGIA.** - En un evaporador de simple efecto, el calor latente de condensación del vapor de agua se transfiere a través de la superficie de calentamiento para vaporizar agua de una solución ebullente. Se necesitan dos balances, uno para el lado del vapor condensante y otro para el lado del líquido que ebulle.

Balance de energía del lado del vapor condensante.

$$Q_s = M_v (H_v - h_c) \quad 2.4$$

Se sabe que el vapor que entra en la cámara de condensación puede estar sobrecalentado, y el condensado generalmente sale algo subenfriado por debajo de la temperatura de saturación. Sin embargo, tanto el sobrecalentamiento del vapor como el subenfriamiento del condensado son pequeños, y se pueden despreciar al efectuar el balance de entalpia. El pequeño error que se comete al despreciar esto, se compensa aproximadamente al no tomar en cuenta las pérdidas de calor de la cámara de condensación.

Por lo anteriormente mencionado, se supone que el vapor solamente cede el calor latente de condensación, quedando la ecuación 2-4 de la siguiente forma.

$$Q_s = Mv\lambda_c \quad 2.5$$

$Q_s$  = Calor suministrado por el vapor de servicio. = Kcal/hr

Mientras que el balance de energía para el lado de la solución que se concentra es:

$$Q_r = E_{H_2O} + M_r h_r - M_A h_A \quad 2.6$$

$Q_r$  = Calor transferido a la solución. = Kcal/hr

En caso de que no haya pérdidas de calor, el calor transferido desde el vapor hacia la superficie de calentamiento es igual al que se transfiere de la superficie de calentamiento a la solución que se concentra. Por consiguiente, igualando la ecuación 2-5 y 2-6

$$Mv\lambda_c = E H_g + M_e h_e - M A h_A \quad 2.7$$

Las variables involucradas en el balance de energía pueden obtenerse a partir de las siguientes expresiones:

Para el cálculo de la entalpia de la solución diluida alimentada al evaporador se utiliza la ecuación:

$$h_A = \overline{Cp}_A (T_A - T^*) \quad 2.8$$

Mientras que para la entalpia del producto concentrado se utiliza la ecuación 2.9.

$$h_e = \overline{Cp}_e (T_x - T^*) \quad 2.9$$

En donde  $T^*$  es la temperatura de referencia. (32°F, 0°C)

Para ambos casos el  $Cp$  (capacidad calorífica) se calcula haciendo uso de la ecuación de Siebel. (ecuación 2.10)

$$C_p = 0.837 + 0.034 (\% \text{ agua}) \quad 2.10$$

Para calcular la entalpia del vapor de proceso se puede presentar el caso en que la concentración de la solución sea tal que se origine un aumento en el punto de ebullición y por lo tanto el vapor salga con grados de sobrecalentamiento. Para lo cual se utiliza la ecuación siguiente:

$$H_g = H_s + C_{p_v} (T_x - T_s) \quad 2.11$$

En donde  $H_s$  es la entalpia del vapor de proceso valuada a las condiciones de saturación y  $T_s$  es la temperatura de saturación del vapor.

Entalpia del vapor de servicio.- La entalpia del vapor y del condensado se lee en las tablas de vapor a las condiciones de saturación. Es decir:

$$H_v \left| \begin{array}{l} \text{vapor saturado.} \\ P_v, T_v \end{array} \right.$$

$$h_c \left| \begin{array}{l} \text{líquido saturado.} \\ P_v, T_v \end{array} \right.$$

Asimismo la diferencia de  $H_v$  y  $h_c$  se puede representar como el calor latente de condensación del vapor. (ecuación 2.12)

$$\lambda = H_v - h_c \quad 2.12$$

## 2.2 - BALANCE DE MATERIA Y ENERGIA EN UN EVAPORADOR CON RECIRCULACION

En lo referente a los balances de materia y energía, los evaporadores de circulación forzada representan un caso especial, ya que en su funcionamiento se involucran características de operación diferentes del resto de los evaporadores.

Una diferencia radica en la utilización de una bomba, generalmente de tipo centrífugo mediante la cual se hace circular el líquido a través de los tubos del intercambiador de calor con una velocidad de entrada comprendida entre 6-18 ft/seg y para el caso de placas se manejan velocidades entre 3-6 ft/seg.

El gasto manejado por la bomba se encuentra constituido por una línea de recirculación proveniente de la cámara de evaporación y por una línea de alimentación de la solución diluida.

La supresión de la ebullición de la solución en el intercambiador de calor es otro de los aspectos a considerar en el planteamiento del balance. Esta supresión es importante para reducir el depósito de sólidos en las paredes de los tubos.



Dicha ebullición puede evitarse de dos formas:

Una de éstas consiste en colocar en diferente nivel al intercambiador de calor y a la cámara de evaporación, recomendándose generalmente una distancia de 3 a 4 metros entre ambos equipos, ésto con el fin de obtener una presión estática sobre el fluido. (21)

En el segundo caso se utiliza una obstrucción, ya sea una válvula ó una placa de orificio a la salida del intercambiador con el objeto de provocar una caída de presión entre 3-5 lb/pulg<sup>2</sup>.

Simbología utilizada en la figura 2.2 para los balances de materia y energía en un evaporador de circulación forzada.

$M_R$  = Flujo másico de la solución recirculada. = Kg/hr

$M_r$  = Flujo másico alimentado al intercambiador de calor. = Kg/hr

$X_R$  = Fracción en peso de sólidos en la solución recirculada.

$X_r$  = Fracción en peso de sólidos en la solución alimentada al intercambiador de calor.

$\Delta P$  = Caída de presión debida a la obstrucción ó carga estática.

$P_x$  = Presión de la cámara de evaporación.

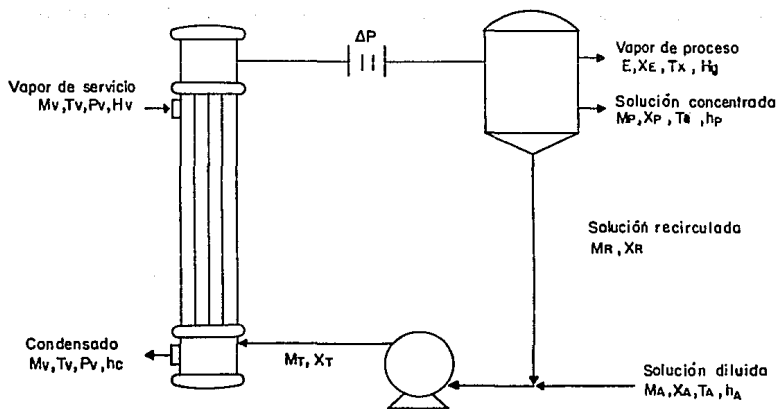


Figura 2.2 Balance de materia y energía en un evaporador de circulación forzada

Para este tipo de evaporador se procede en primer lugar a realizar un balance global de materia y energía como el que se desarrolló en el inciso 2.1 y cuya ecuación final obtenida es:

$$Mv\lambda_c = E H_v + M_r h_r - M_a h_a \quad 2.7$$

Calculándose de esta forma el calor suministrado por el vapor.

Como se dijo anteriormente en el intercambiador de calor se lleva a cabo una transferencia de calor sensible, la cual se rige por la ecuación:

$$Q = M_r C_p \Delta T \quad 2.13$$

En donde:

$\Delta T$  = Temperatura de salida - Temperatura de entrada.

(en el intercambiador de calor)

La temperatura de entrada ( $T_r$ ) se considera que es semejante a la temperatura de descarga del producto ( $T_x$ ) dado que la cantidad recirculada es varias veces mayor que la corriente de alimentación de la solución diluida. (28)

Por lo que respecta a la temperatura de salida del intercambiador de calor, ésta debe estar de 2 ó 3 °F por abajo de la temperatura de ebullición correspondiente a la presión de salida y a la concentración del fluido ( $X_T$ ) con el fin de garantizar que no exista evaporación en el intercambiador.

Dicha presión de salida equivale a:

$$P_{sal} = P_x + \Delta P \quad 2.14$$

Como el líquido que entra a los tubos de intercambiador de calor contiene varias partes de líquido concentrado por cada parte de alimentación diluida, su concentración ( $X_T$ ), densidad, viscosidad y temperatura de ebullición son aproximadamente las correspondientes a la concentración del fluido recirculado ( $X_R$ )(28). Con estos dos datos ( $P_{sal}$  y  $X_T$ ), se consulta la gráfica de presión contra temperatura, que existe para hidróxido de sodio, la cual maneja diferentes concentraciones y es a partir de esta gráfica como se obtiene la temperatura de ebullición de la solución a la salida del intercambiador. Cuando se carece de dicha gráfica para el fluido que se está concentrando, se sugiere que se obtenga la temperatura de

ebullición a las condiciones deseadas de manera experimental.

Una vez que se obtiene la diferencia de temperatura ( $\Delta T$ ) y el calor específico de la solución, se sustituye en la ecuación 2.13, la cual a su vez se iguala con el calor calculado en la ecuación 2.7. Esto con el fin de despejar el flujo másico ( $M_T$ ) que se hace circular por el equipo.

$$M_T = \frac{Q}{C_p \Delta T} \quad 2.15$$

Utilizándose este flujo másico total ( $M_T$ ) en los cálculos de diseño del intercambiador de calor del evaporador con recirculación.

# **CAPITULO**

**3**

### 3.1 - VELOCIDAD DE TRANSFERENCIA DE CALOR.

La velocidad de transferencia de calor (Q) en equipo de evaporación es expresada en la ecuación 3-1 como el producto de tres factores. Siendo (U) el coeficiente global de transferencia de calor, (A) el area de transferencia y ( $\Delta T$ ) es la diferencia de temperatura entre el fluido frío y el fluido caliente. (28)

$$Q = UA\Delta T \quad \dots 3-1$$

Esta ecuación tiene un valor particular en el diseño, cuando el coeficiente global de transferencia de calor se pueda obtener a partir de los coeficientes individuales de película y a su vez éstos puedan ser calculados mediante el uso de correlaciones empíricas. De esta forma la ecuación 3-1 puede ser utilizada para calcular el area total de transferencia de calor, siempre y cuando se conozca el gradiente de temperatura así como la velocidad de transferencia de calor, la cual se obtiene a partir de balances de materia y energía, cuya explicación se desarrolló previamente en el capítulo II. Asimismo dicha ecuación permite la evaluación del funcionamiento de un equipo de evaporación. Por lo que en el desarrollo del presente capítulo, se expondrá la contribución a la transferencia de calor de cada una de las variables que conforman la ecuación 3-1. (26)

### 3.11 - COEFICIENTE GLOBAL DE TRANSFERENCIA DE CALOR.

Una variable importante en el diseño de equipo de evaporación es el coeficiente global de transferencia de calor, el cual es el inverso de la resistencia global. La resistencia a la transferencia de calor a través del vapor condensante y el líquido en ebullición es la suma de cinco resistencias individuales: la resistencia de la película del vapor condensante, la resistencia de la pared de metal, la resistencia de la película del líquido que ebulle y la resistencia de las incrustaciones, una en el interior y otra en el exterior de la pared de metal.

**Coeficiente individual de película del vapor condensante.**- El coeficiente individual de película del vapor condensante se caracteriza por tener un valor elevado, aún para la condensación tipo película. Cuando se presenta la condensación en gotas, los coeficientes son todavía mayores. Debido a que la presencia de gases no condensables reduce notablemente el coeficiente de película del vapor condensante, es preciso eliminarlos de la cámara de condensación. (28)

**Coeficiente individual de película del fluido en ebullición.**- El coeficiente individual del líquido en



ebullición depende en gran parte de la velocidad del líquido sobre la superficie de calentamiento. En la mayor parte de los evaporadores, y especialmente los que operan con materiales viscosos, la resistencia del lado del líquido en ebullición controla la velocidad global de transferencia de calor, por lo que este valor es determinante en la magnitud del coeficiente global. Este coeficiente depende de las propiedades del líquido, de su velocidad, etc. (2B)

**Resistencia de la pared de metal.**- En la mayor parte de los evaporadores, la resistencia de la pared es muy pequeña, debido a las altas conductividades térmicas que poseen los metales de construcción de los evaporadores y los espesores bajos necesarios en su construcción.

**Resistencia de las incrustaciones.**- El depósito de incrustaciones sobre la pared de un evaporador origina una resistencia térmica adicional equivalente al factor de incrustación o ensuciamiento. (2B) Cuando los evaporadores han estado en servicio algún tiempo, se les depositan sales en la parte interior y exterior de la superficie de transferencia, añadiendo con esto dos resistencias más a las anteriormente mencionadas. Esta resistencia adicional reduce el valor original del coeficiente global de transferencia de calor ( $U$ ), y la cantidad requerida de

calor ya no se transfiere por la superficie original, la temperatura del fluido caliente aumenta mientras que la del fluido frío disminuye respecto a las temperaturas deseadas.(26)

Para obviar esta eventualidad es costumbre diseñar el equipo anticipando la formación de incrustaciones, introduciendo una resistencia ( $R_b$ ) llamada factor de ensuciamiento, incrustación o de obstrucción.(26)

En la figura 3.1 se muestran las resistencias a la transferencia de calor antes mencionadas.

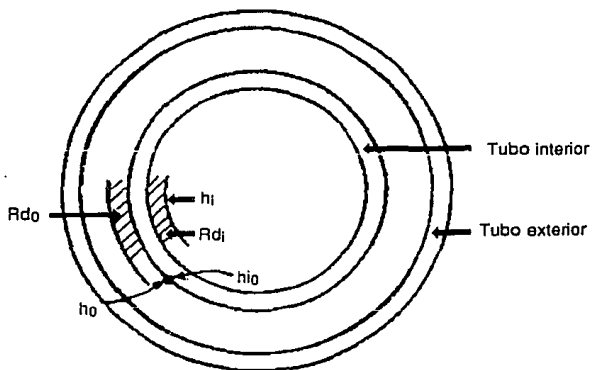


Figura 3.1 Localización de las resistencias a la transferencia de calor  
(Fuente: Kern, Donald. Procesos de transferencia de calor. Ed. C.E.C.S.A., 1982)

Como se mencionó, el coeficiente global de transferencia de calor, es el inverso de las resistencias antes descritas, representándose como:

$$U_c = \frac{1}{\frac{1}{h_k} + \frac{1}{h_o} + \frac{x}{K_m}} \quad \dots 3.2$$

El valor de (U) obtenido mediante esta ecuación puede considerarse como el coeficiente global limpio, designado por (U<sub>c</sub>) para mostrar que los depósitos no han sido tomados en cuenta. El coeficiente que incluye la resistencia de los depósitos se llama coeficiente global de diseño (U<sub>b</sub>). El valor del area correspondiente a (U<sub>b</sub>) proporciona las bases en las cuales el equipo debe ser diseñado. La correlación entre los coeficientes globales es:

$$U_b = \frac{1}{\frac{1}{U_c} + R_d} \quad \dots 3.3$$

R<sub>d</sub> = Resistencia de las incrustaciones.

$$R_d = R_{d_i} + R_{d_o}$$

R<sub>d<sub>i</sub></sub> = Resistencia de las incrustaciones del interior del tubo.

R<sub>d<sub>o</sub></sub> = Resistencia de las incrustaciones del exterior del tubo. (26)

## 3.2 - CORRELACIONES PARA EL CALCULO DEL COEFICIENTE INDIVIDUAL DE PELICULA DEL FLUIDO EN EBULLICION.

Generalmente, el coeficiente individual de película del fluido en ebullición es considerado como el elemento controlante en la transferencia de calor en comparación con los demás elementos que constituyen el coeficiente global. Es por esto, que diversos autores han experimentado en distintos tipos de evaporadores para desarrollar una expresión que muestre concordancia con los resultados experimentales con fluidos de propiedades conocidas, dentro de una amplia gama de temperaturas y velocidades. Los resultados de estas experimentaciones son diferentes correlaciones para cada tipo de evaporador, las cuales son planteadas a continuación. Asimismo la simbología correspondiente a dichas correlaciones se encuentra al final del capítulo.

### 3.2.1- CORRELACION PARA EL CALCULO DEL COEFICIENTE INDIVIDUAL DEL FLUIDO EN EBULLICION PARA EVAPORADORES DE CIRCULACION NATURAL DE TUBOS VERTICALES CORTOS.

Con el fin de proponer una correlación para calcular los coeficientes individuales de transferencia de calor, es necesario hacer un análisis de los diversos

mecanismos de transferencia de calor que se presentan durante la ebullición de un fluido. Piret e Isbin ( 17 ) estudiaron dicho fenómeno para un evaporador de circulación natural y observaron que la ebullición en la superficie de calentamiento puede ocurrir cuando la temperatura de la superficie excede la temperatura de saturación del líquido. El suceso de la ebullición en la superficie de calentamiento de un fluido a esta temperatura de saturación ha sido llamada ebullición de piscina o ebullición nucleada. Bajo diferencias de temperatura muy pequeñas entre la pared del tubo y el líquido en ebullición, la formación de burbujas tiene lugar lentamente y la velocidad de transferencia de calor es esencialmente la de convección libre. Pero cuando los flujos de calor son altos, los disturbios de las burbujas pueden ser suficientemente violentos para generar ciertos grados de convección forzada.

El evaporador utilizado por estos investigadores estaba constituido por un tubo vertical de cobre, de una pulgada de diámetro nominal y 4 pies 10 pulgadas de longitud, éste fue calentado eléctricamente manejando fluxes de calor en el rango de 1887 a 52 500 BTU/hrft<sup>2</sup>. Dicha experimentación se realizó empleando seis fluidos diferentes: agua, tetracloruro de carbono, alcohol N-butil

e isopropil, soluciones acuosas de carbonato de potasio al 35 y 50 %.

El desarrollo de la correlación de estos autores, se realizó en base a los estudios hechos por Reveal y Rohsenow.<sup>1</sup> Obteniendo este último una correlación para la ebullición de piscina, la cual involucra el diámetro de la burbuja para el cálculo del Número de Reynolds y Número de Nusselt, teniendo como limitante que solo considera la ebullición nucleada. Por otra parte, Reveal estudió los coeficientes locales de transferencia de calor, los cuales están basados en una velocidad puntual. Sin embargo, se observó que para la obtención de un coeficiente promedio para el evaporador, es necesario expresarlo en términos de la velocidad media logarítmica.

Considerando lo anteriormente mencionado, los investigadores Piret e Isbin (17) desarrollaron la siguiente correlación:

$$\frac{h_i D}{K} = 0.0086 \left[ \frac{D V_m \rho_l}{\mu_l} \right]^{0.8} \left[ \frac{C_p \mu}{K} \right]_l^{0.6} \left[ \frac{\sigma_v}{\sigma} \right]^{0.22} \dots 3.4$$

1.-ROHSENOW W. M. TRANS. AM. SOC. MECH. ENGRS., VOL. 75, PP 969-975 1952.

Asimismo, la ecuación 3.4 ha sido probada satisfactoriamente para agua y soluciones de azúcar arriba del 50 %, con datos obtenidos en otro estudio llevado a cabo en un evaporador similar <sup>2</sup>.

Por otra parte, es necesario mencionar que esta ecuación considera la transferencia de calor debida al mecanismo de ebullición nucleada así como los grados de convección forzada. Además, esta ecuación está limitada para pruebas en las que no se introduzca vapor con el líquido de proceso alimentado.

3.22 .- CORRELACION PARA EL CALCULO DEL COEFICIENTE INDIVIDUAL DEL FLUIDO EN EBULLICION PARA TRANSFERENCIA DE CALOR EN DOS FASES: LIQUIDO-VAPOR.

En procesos industriales es frecuente que se presente la transferencia de calor con flujo en dos fases: líquido-vapor. Siendo este caso más complejo que el simple intercambio de calor entre fluidos, ya que un cambio de fase implica la adición o sustracción de cantidades considerables de energía calorífica.

2.- AUBRECHT, D., Ph.D. THESIS IN CHEM. ENG. UNIV. OF MINN, 1942.

Diversos autores, como Dengler, Davis, Chen, Kvamme, Bennett, etc, (6) (TABLA 3.1) han estudiado la transferencia de calor en dos fases para un amplio rango de condiciones como lo son velocidades de flujo, presiones, fluxes de calor, diámetro y longitud de tubos así como fracciones masa de vapor que van desde 0.1 hasta la condición de pared seca, desarrollando a partir de éstas, correlaciones de difícil aplicación debido a la complejidad de los modelos matemáticos y al gran número de suposiciones que se requieren para el cálculo del espesor de la película de líquido, por lo cual los investigadores Davis y David ( 6 ) han desarrollado un modelo a partir del análisis y correlación de los datos de los autores anteriormente mencionados.

Davis y David (6) inician su investigación haciendo un análisis de los trabajos realizados por diversos autores.

El primer investigador que presenta un trabajo experimental completo y comprensivo de la transferencia de calor en dos fases fue Dengler<sup>8</sup>. El cual midió los coeficientes en un tubo vertical enchaquetado bajo las condiciones resumidas en la Tabla 3.1. Observando la existencia de una zona de ebullición nucleada y una zona de convección y además encontró que la condición de pared seca ocurre a altas fracciones de vapor.



**TABLA 3.1 VARIABLES ESTUDIADAS POR INVESTITA-  
DORES DE TRANSFERENCIA DE CALOR POR  
CONVECCION EN DOS FASES.**

INVESTITIC.	SISTEMA	PRESION (PSIA)	FLUJO MASICO lb/hr ft <sup>2</sup> x 10 <sup>-3</sup>	FRACCION MASA	FLUX DE CALOR DE VAPOR BTU/hr ft <sup>2</sup> x 10 <sup>-3</sup>	DIAMETRO DEL TUBO (ft)	ORIENTACION DEL TUBO
ANDERSON ET AL	VAPOR-AGUA	20-120	32.0-656	0.01-0.60	3.7-97.0	0.0387	VERTICAL
BENNETT ET AL	VAPOR-AGUA	15-35	51.5-217	0-0.546	63-150	0.0203	VERTICAL (ANULO)
DAVIS	VAPOR-AGUA	25-150	50-600	0.30-0.90	50-260	0.0324	HORIZ. (DUCTO RECTANGULAR)
DENGLER Y LEE	VAPOR-AGUA	7-40	44-1010	0.07-0.90	0-200	0.0033	VERTICAL
FIRKY	VAPOR-AGUA	15-25	41.4-74.7	0.02-0.02	6.0-30	0.0200	HORIZONTAL
GROOTHUIS Y HENDAL	VAPOR-AGUA	14.7	112-621	0-0.20	NO REPORTADO	0.0460	VERTICAL
KUAMNE	VAPOR-AGUA	10-07	52-102	0-1.0	9.4-50.2	0.0200	HORIZONTAL
MUNN	VAPOR-AGUA	45-200	252-1000	0-0.6	50-250	0.0307	HORIZONTAL
PARKER Y CROSH	VAPOR-AGUA	49-61	37-73	0.03-0.99	3.0-20.7	0.0033	VERTICAL

ESTA TESIS NO DEBE  
SALIR DE LA BIBLIOTECA

Por otra parte, Anderson, Haselden y Mantzouranis,<sup>4</sup> cuyas condiciones de experimentación se presentan en la Tabla 3.1, propusieron una correlación para el cálculo del coeficiente de transferencia de calor en evaporadores de tubos largos.

Davis y David (6) observaron que los resultados de los investigadores mencionados indican que existe una región de transferencia de calor por convección para flujo en dos fases: líquido-vapor. En base a esta observación y haciendo uso de los datos obtenidos por dichos investigadores, desarrollaron una correlación basada en las siguientes suposiciones: La ebullición nucleada no ocurre y la transferencia de calor se efectúa de la pared hacia la película anular de líquido. Obteniendo la siguiente correlación para transferencia de calor por convección.

$$\frac{h_i D}{K} = 0.06 \left[ \frac{\rho_L}{\rho_V} \right]^{0.28} \left[ \frac{D G x}{H_L} \right]^{0.87} \left[ \frac{C_p \mu}{K} \right]_l^{0.4} \dots 3.5$$

3. DENGLER, C., Ph. D. THESIS, MASS. INSTITUTE OF TECHNOLOGY, 1962

4. ANDERSON G. H, HASELDEN G, MANTZOURANIS B. CHEM. ENG. SCI. 16, 222 (1961)

La aplicación de esta ecuación está limitada para casos que correspondan a las condiciones de flujo anular o flujo anular-niebla. Asimismo, se cumple esta ecuación, siempre y cuando se garantice que el líquido humedezca la pared interior del tubo.

Al hacer un análisis de los resultados obtenidos, se observó que los datos de los diferentes autores eran bien correlacionados con la ecuación 3-8 con un error absoluto en el rango del 6 al 17 %.

Es importante mencionar que esta correlación es aplicable para aquellos evaporadores en los que se presente la transferencia de calor en dos fases, como lo son los evaporadores de película ascendente, película ascendente/descendente y el de placas.

### 3.2.3. - CORRELACION PARA EL CALCULO DE COEFICIENTE INDIVIDUAL DEL FLUIDO EN EBULLICION EN UN EVAPORADOR DE PELICULA DESCENDENTE.

El evaporador de película descendente es uno de los equipos que ha encontrado una buena aplicación en procesos industriales en los que se maneje fluidos termosensibles y de viscosidades moderadas, esto debido a los cortos tiempos de contacto que se logran en este tipo de evaporador.

Los investigadores Chun y Seban ( 4 ) desarrollaron una experimentación con el fin de obtener una correlación para el cálculo del coeficiente individual de transferencia de calor para una película de agua que fluye en forma descendente sobre un tubo vertical calentado eléctricamente para temperaturas de saturación en el rango de 83° a 212°F.

Obteniendo dos correlaciones, una para flujo laminar y otra para flujo turbulento.

En caso de presentarse el régimen laminar durante la evaporación, recomendaron la utilización de la ecuación 3.6, la cual se encuentra representada en la figura 3.2.

$$h_i = 0.808 \left( \frac{K^2 g}{\nu^2} \right)^{1/3} \left( \frac{\Gamma}{\mu} \right)^{-0.22} \dots 3.6$$

Chun y Seban observaron que en muchos de sus resultados obtenían coeficientes más elevados que los calculados en el régimen de transición, lo cual fue considerado como el inicio del régimen turbulento, aunque los resultados hidrodinámicos no indicaban si realmente se había desarrollado el flujo turbulento. Por lo que la ecuación 3.7 es la expresión con la que se logra una mejor correlación de los datos experimentales en la zona de turbulencia.

$$h_i = 3.8 \times 10^{-3} \left( \frac{K^2 g}{\nu^2} \right)^{1/3} \left( \frac{4 \Gamma}{\mu} \right)^{0.4} \left( \frac{C_p \mu}{K} \right)^{0.65} \dots 3.7$$

Con el objeto de limitar el rango de aplicación de las ecuaciones anteriormente mencionadas para los dos regímenes de flujo, se recomienda el uso de la figura 3.2 en la cual se encuentran representadas dichas ecuaciones para diferentes Números de Prandtl.

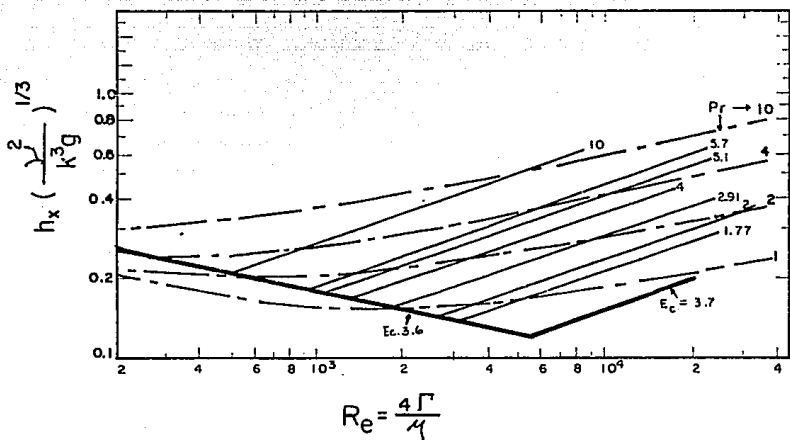


Figura 3.2 Gráfica del coeficiente individual contra número de Reynolds a diferentes números de Prandtl.

(Fuente: Chun K.R. y Seban R.A., Heat transfer to evaporating liquid films. Journal of heat transfer, Vol. 93 no. 4, Nov. 1971)

Para poder utilizar esta gráfica se requiere en primer lugar calcular los Números de Prandtl y Reynolds a las condiciones deseadas, para que posteriormente se localice la línea que representa al Número de Prandtl, la cual se hace intersectar con la línea B (ecuación 3.6) Siendo este punto el límite entre el flujo laminar y turbulento.

Por ejemplo, si se tiene un valor de Número de Prandtl de 1.77, el punto de intersección corresponde a un Número de Reynolds de 3200, por lo que a valores inferiores a éste se considera régimen laminar y por lo tanto se deberá utilizar la ecuación 3.6, mientras que la ecuación 3.7 se aplicará para valores superiores a un Número de Reynolds de 3200, es decir para régimen turbulento.

### 3.2.4. - CORRELACION PARA EL CALCULO DEL COEFICIENTE INDIVIDUAL DE TRANSFERENCIA DE CALOR PARA UN EVAPORADOR DE PELICULA DELGADA AGITADA.

El evaporador de película delgada agitada presenta ventajas en el manejo de fluidos viscosos, incrustantes o que tiendan a formar espumas, ésto debido a la violenta agitación que se logra en la película por acción del rotor.

El complejo fenómeno de transferencia de calor que se presenta en este tipo de evaporador ha sido estudiado por distintos investigadores, entre los que se hallan, Lustenader et al 1959, Bott y Romero 1966, los cuales sostuvieron que el proceso de evaporación toma lugar únicamente en la interfase entre la película de líquido y el vapor generado y que la violenta acción de la agitación sobre la superficie de transferencia de calor suprime la nucleación. Sin embargo, una opinión contraria fue presentada por Ziolkowski y Skoczylas 1966. Ellos asumieron que se presenta la ebullición nucleada en la película de líquido y que la existencia de burbujas de vapor acrecenta las condiciones de flujo turbulento. Posteriormente, observaciones visuales confirmaron una tercera teoría realizada por Frank y Lutcha 1980, estos investigadores



mencionan que ambos mecanismos de transferencia de calor se pueden presentar en los evaporadores de película delgada agitada, y que el comportamiento de la película de líquido está regido por el flux de calor. Es decir, a bajos valores de flux de calor y bajo condiciones de flujo laminar, la evaporación toma lugar principalmente a partir de la superficie. Este mecanismo, es alterado una vez que se alcanza un valor crítico de flux de calor y es entonces cuando la transferencia de calor se produce debido a las burbujas de vapor formadas sobre la superficie.

Diferentes correlaciones que rigen la transferencia de calor en este tipo de evaporador han sido desarrolladas, pero debido a sus limitantes no han podido tener una aplicación general.

Como primer caso se tiene la propuesta realizada por Bott y Sheikh 1966, ellos utilizaron soluciones de agua y glicerol (45,62 a 85 % ), asumiendo que en sus condiciones de experimentación la ebullición nucleada no ocurría durante la operación del evaporador, obteniendo la siguiente correlación:

$$Nu = Re^{0.25} \left[ Re_r \right]^{0.49} \left[ Pr \right]^{0.9} \left[ B \right]^{0.39}$$

Como se puede observar, el hecho de que la ebullición nucleada no ocurra, es una de las condiciones en la que los autores basan el cumplimiento de su ecuación, pero dicha condición se contrapone con los estudios realizados posteriormente por Frank y Lutcha, quienes corroboraron y confirmaron la presencia de la ebullición nucleada durante la evaporación en evaporadores de película delgada agitada.

Frank y Lutcha (1980,1981) presentan una ecuación para el cálculo de los coeficientes de transferencia de calor para soluciones de azúcar, utilizando como característica dimensional el espesor de la película.

$$Nu = 2.5 \times 10^{-3} Re^{0.357} We_m^{0.189} \left[ 1 + 0.586 Pr^{0.35} K_1^{1.13} \right]$$

Donde el espesor de la película es calculado por la siguiente ecuación:

$$m = 0.368 \left[ \left[ \frac{\mu}{\rho} \right]^2 \right]^{1/3} Re^{0.368} \left[ \pi_1 \right]^{0.0052} \left[ W_{av}/u \right]^{0.094}$$

Sin embargo, esto presenta una desventaja, ya que si bien es cierto que existen ecuaciones para el cálculo del espesor de la película, éste es demasiado complicado y difícil, debido a las variables involucradas.

Cabe mencionar que las correlaciones anteriores, fueron desarrolladas para diferentes rangos de las variables de proceso, pero ninguna especifica el régimen de flujo para el cual son aplicables.

Recientemente, Krzysztof Stankiewicz y M. A Rao ( 10 ) experimentaron en un evaporador de película delgada agitada con agua y soluciones de azúcar al 10,30 y 45% para simular las condiciones durante la evaporación de jugos de frutas. Dicho estudio se realizó bajo diferentes velocidades de rotación, velocidades de flujo y temperaturas del medio de calentamiento. Considerando como mecanismos de transferencia de calor la convección forzada y la ebullición nucleada, siendo pequeña la contribución de esta última debido a la ruptura de las burbujas de vapor por la violenta agitación.

Ellos observaron durante su experimentación, la presencia de dos modos de operación: uno estable y otro inestable. El modo inestable se presentó cuando se manejó

bajas velocidades de alimentación, caracterizándose por elevadas fluctuaciones en la temperatura de la pared, bajos coeficientes de transferencia de calor y cortos períodos de duración, ésto como resultado de la formación de manchas secas.

Cuando existió un incremento en la velocidad de rotación y en la velocidad de alimentación, tales fluctuaciones desaparecieron completamente y la temperatura de la pared permanecía constante, presentándose así el modo estable, el cual ofrece los coeficientes más elevados.

Por lo anteriormente expuesto, los investigadores decidieron establecer la correlación para el modo estable de operación, en el cual se encontraron dos regiones diferentes, llamadas régimen de transición y régimen turbulento.

De esta forma, los autores establecieron correlaciones tanto para el régimen de transición como para el régimen turbulento.

La correlación obtenida para el régimen de transición fué:

$$Nu_{\bullet} = 0.0483 Re_{\bullet}^{0.586} Pr_{\bullet}^{1.05} Fr_{\bullet}^{0.118} \left[ \frac{\mu}{\mu_{\nu}} \right]^{-2.92} \dots 3.8$$

Siendo válida para  $N = 150 - 500$  rpm.

Para régimen turbulento:

$$Nu_{\bullet} = 4.137 Re_{\bullet}^{0.268} Pr_{\bullet}^{0.825} Fr_{\bullet}^{0.092} \left[ \frac{\mu}{\mu_{\nu}} \right]^{-0.758} \dots 3.9$$

Para  $N = 500 - 1300$  rpm.

Cabe hacer mención que en estas ecuaciones se involucra el diámetro equivalente, el cual es calculado en base a la ecuación propuesta por Bott y Romero 1968.

$$D_e = 5.492 \left[ \frac{M \mu}{\rho^2 g B} \right]^{0.25}$$

A continuación se presentan los grupos adimensionales que conforman las diferentes ecuaciones del evaporador de película delgada agitada.

$$Fr_* = \frac{N^2 D_* D}{\mu}$$

número de Froude para diámetro equivalente.

$$K = \frac{\lambda}{C_p \Delta t_p}$$

criterio de cambio de fase

$$Nu = \frac{ht D}{K}$$

número de Nusselt.

$$Nu_* = \frac{ht D_*}{K}$$

número de Nusselt (con diámetro equivalente).

$$Pr = \frac{C_p \mu}{K}$$

número de Prandtl.

$$Re = \frac{4 M}{\pi D \mu}$$

número de Reynolds

$$Re_* = \frac{8 M}{D_* \mu B}$$

número de Reynolds para diámetro equivalente.

$$Re_r = \frac{N D^2 \rho}{\mu}$$

número de Reynolds rotacional.

$$We_m = \frac{N^2 D^2 \rho m}{\sigma}$$

número Weber.

$$\pi_1 = \frac{\rho \sigma^3}{g \mu^4}$$

grupo adimensional.

3.25. - CORRELACION PARA EL CALCULO DEL COEFICIENTE  
INDIVIDUAL DEL FLUIDO EN EBULLICION PARA UN EVAPORADOR DE  
CIRCULACION FORZADA.

En un evaporador de circulación forzada, el líquido a evaporar está sometido a una cabeza estática suficientemente alta para asegurar que no se produzca ebullición en los tubos, por lo tanto todo el calor es transmitido al licor como calor sensible, es decir solamente se incrementa la temperatura del fluido sin que se llegue a presentar un cambio de fase, evitándose con esto el taponamiento de los tubos el cual es debido al depósito de incrustaciones.

Donald Kern en su libro de transferencia de calor (26) presenta las correlaciones obtenidas por Sieder y Tate para el cálculo del coeficiente individual para flujo laminar y turbulento para casos en los que no se presente ebullición; asimismo estas ecuaciones son aplicables para soluciones acuosas y líquidos orgánicos.

### REGIMEN LAMINAR

Para casos en los que el número de Reynolds sea inferior a 2100 se dice que se tiene régimen laminar por lo tanto se recomienda aplicar la siguiente ecuación:

$$\frac{h D}{K} = 1.88 \left[ \left( \frac{D G}{\mu} \right) \left( \frac{C_p \mu}{K} \right) \left( \frac{D}{L} \right) \right]^{1/3} \left( \frac{\mu}{\mu_v} \right)^{0.14} \dots 3.10$$

### REGIMEN TURBULENTO

El régimen turbulento se presenta cuando el número de Reynolds es mayor a 2100 en cuyo caso es aplicable la siguiente ecuación:

$$\frac{h D}{K} = 0.027 \left( \frac{D G}{\mu} \right)^{0.8} \left( \frac{C_p \mu}{K} \right)^{1/3} \left( \frac{\mu}{\mu_v} \right)^{0.14} \dots 3.11$$



**TABLA 3.2**

**CORRELACIONES PARA EL CALCULO DEL COEFICIENTE DE TRANSFERENCIA DE CALOR EN DISTINTOS TIPOS DE EVAPORADORES.**

**AUTOR: PIRET EDGAR E ISBIN H.S (17)**

**TIPO DE EVAPORADOR:** Circulación natural de tubos verticales cortos.

**MECANISMO DE TRANSFERENCIA DE CALOR:** Ebullición nucleada y convección forzada.

**CORRELACION:**

$$\frac{h_i D}{K} = 0.0088 \left[ \frac{D v_m \rho_l}{\mu_l} \right]^{0.8} \left[ \frac{C_p \mu}{K} \right]_l^{0.6} \left[ \frac{\sigma_v}{\sigma} \right]^{0.99}$$

**AUTOR: DAVIS E.J Y DAVID M.M. (6)**

**TIPO DE EVAPORADOR:** Película ascendente.  
Película ascendente/descendente.  
Placas

CONT. TABLA 3.2

MECANISMO DE TRANSFERENCIA

CALOR I

Convección forzada.

CORRELACION I

$$\frac{h_i D}{K} = 0.06 \left[ \frac{\rho_l}{\rho_v} \right]^{0.28} \left[ \frac{D G x}{\mu_l} \right]^{0.87} \left[ \frac{C_p \mu}{K} \right]_l^{0.4}$$

<b>AUTOR:</b>	<b>CHUN K.R Y SEBAN R.A</b>	(4)
---------------	-----------------------------	-----

TIPO DE EVAPORADOR I

Película descendente.

MECANISMO DE TRANSFERENCIA

DE CALOR I

Convección forzada.

CORRELACION I

REGIMEN LAMINAR.

$$h_i = 0.608 \left[ \frac{K^B g}{\nu^2} \right]^{1/8} \left[ \frac{\Gamma}{\mu} \right]^{-0.22}$$

REGIMEN TURBULENTO.

$$h_i = 3.8 \times 10^{-8} \left[ \frac{K^B g}{\nu^2} \right]^{1/8} \left[ \frac{4 \Gamma}{\mu} \right]^{0.4} \left[ \frac{C_p \mu}{K} \right]^{0.65}$$

CONT. TABLA 3.2

<b>AUTOR:</b>	<b>STANKIEWICZ K Y RAO M.A (10)</b>
---------------	-------------------------------------

TIPO DE EVAPORADOR: Película delgada agitada.

MECANISMO DE TRANSFERENCIA DE CALOR: Ebullición nucleada y convección forzada.

CORRELACION:

REGIMEN DE TRANSICION.

$$Nu_{\bullet} = 0.0483 Re_{\bullet}^{0.586} Pr^{1.05} Fr_{\bullet}^{0.118} \left[ \mu/\mu_{\nu} \right]^{-2.93}$$

Siendo válida para  $N = 150 - 500$  rpm.

REGIMEN TURBULENTO.

$$Nu_{\bullet} = 4.137 Re_{\bullet}^{0.268} Pr^{0.925} Fr_{\bullet}^{0.032} \left[ \mu/\mu_{\nu} \right]^{-0.753}$$

Para  $N = 500 - 1300$  rpm.

CONT. TABLA 3.2

<b>AUTOR:</b>	<b>SIEDER Y TATE (26)</b>
---------------	---------------------------

TIPO DE EVAPORADOR:      Circulación forzada.

MECANISMO DE TRANSFERENCIA  
CALOR:                      Convección forzada.

CORRELACION:

REGIMEN LAMINAR.

$$\frac{h D}{K} = 1.86 \left[ \left( \frac{D G}{\mu} \right) \left( \frac{C_p \mu}{K} \right) \left( \frac{D}{L} \right) \right]^{1/3} \left( \frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0.14}$$

REGIMEN TURBULENTO.

$$\frac{h D}{K} = 0.027 \left( \frac{D G}{\mu} \right)^{0.8} \left( \frac{C_p \mu}{K} \right)_L^{1/3} \left( \frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0.14}$$

### 3.2.6. - CORRELACION PARA EL CALCULO DEL COEFICIENTE DE PELICULA DE CONDENSACION.

Si un vapor se pone en contacto con una superficie de temperatura ligeramente inferior a la correspondiente temperatura de saturación, el calor condensa pasando inmediatamente a la fase líquida. La presencia de dicho condensado actúa como una barrera a la transferencia de calor desde el vapor hasta la superficie metálica.

La condensación puede ser en forma de gota o en forma de película. La presencia de uno u otro mecanismo está influido por la textura de la superficie en la cual tiene lugar la condensación.

Bajo ciertas condiciones, el vapor llega a condensar en forma de gotas. Estas gotas pueden no exhibir ninguna afinidad por la superficie y en lugar de cubrir la superficie metálica, se desprenden de ésta, dejando el metal descubierto en el cual se pueden formar sucesivamente gotitas de condensado. Cuando la condensación ocurre por este mecanismo se llama condensación en forma de gota. Sin embargo, usualmente puede aparecer una inconfundible película a medida que el vapor se condensa sobre la

superficie, este mecanismo se conoce con el nombre de condensación de película.

Para que se produzca la condensación por gotas se requiere de ciertas condiciones, como lo es la presencia de polvo, aceite y contaminantes sobre la superficie de calentamiento.

Debido a la resistencia de la película de condensado al paso del calor a través de ella; los coeficientes de transferencia de calor para la condensación por gota, son de cuatro a ocho veces mayores que para la condensación de película; Pero no es recomendable considerar esta ventaja que ofrece la condensación de gota, dada la dificultad que se tiene para controlar el tipo de mecanismo de condensación que se presenta durante durante la operación del evaporador. Es por esta razón que los cálculos se refieren a la condensación de película. (16)

Para el cálculo del coeficiente individual de condensación se propone la siguiente correlación:

$$h_o = 0.945 \left[ \frac{k^3 \rho^2 g}{\mu G'} \right]^{1/3} \dots 3.12$$

En donde  $G'$  es la carga de condensado, lb/hr-ft

### 3.3 - TEMPERATURA MEDIA LOGARITMICA

En la evaporación, la diferencia de temperatura es la fuerza motriz, mediante la cual el calor se transfiere desde el medio de calentamiento (fluido de servicio) hacia el fluido de proceso. (26)

Cuando el fluido se calienta o se enfría, su temperatura es variable a lo largo de la sección transversal de la corriente. Cuando el fluido se calienta, su temperatura es máxima junto a la pared de la superficie de calentamiento y va disminuyendo a medida que se avanza hacia el centro de la corriente. Debido a la existencia de estos gradientes de temperatura a través de la sección transversal de la corriente, es necesario, establecer que es la temperatura media logarítmica. (28)

Ordinariamente, no es posible en el equipo industrial medir temperaturas puntuales; siendo por tanto, las temperaturas de entrada y salida del fluido caliente y frío las únicas que se conocen o pueden ser medidas, conociéndose éstas como las temperaturas de proceso.

Como se puede ver en la gráfica de temperatura vs. longitud del tubo, para un sistema de evaporación,

(fig.3.3), el fluido de servicio cede únicamente su calor latente al fluido de proceso, el cual presenta un aumento sensible en la temperatura, generalmente este aumento presenta variaciones de temperatura que no son líneas rectas, por lo que se recomienda el cálculo de temperatura media logarítmica.(26)

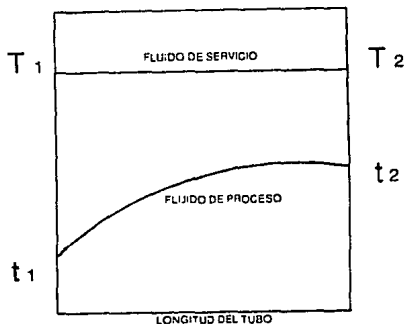


FIGURA 3.3 GRAFICA DE TEMPERATURA CONTRA LONGITUD DEL TUBO.

El cálculo de la temperatura media logarítmica es igual tanto para evaporadores con flujo en paralelo como a contracorriente, esto debido a que la condensación del fluido es isotérmica.

$$LMTD = \frac{(T_1 - t_1) - (T_2 - t_2)}{\ln \left( \frac{T_1 - t_1}{T_2 - t_2} \right)} \quad \dots 3.13$$



### NOMENCLATURA.

B	número de aspas de la flecha. *
C <sub>p</sub>	capacidad calorífica. BTU/lb <sup>o</sup> F * J/Kg. <sup>o</sup> K
D	diámetro interior del tubo. pie * m
D <sub>e</sub>	diámetro equivalente. pie * m
G	velocidad másica. lb/hr.pie <sup>2</sup>
g	constante gravitacional. pie/hr <sup>2</sup> * m/s <sup>2</sup>
h <sub>i</sub>	coeficiente individual de película del fluido en ebullición. BTU/hr.pie <sup>2</sup> °F * W/m <sup>2</sup> °K
h <sub>o</sub>	coeficiente individual de película del fluido que condensa. BTU/hr.pie <sup>2</sup> °F * W/m <sup>2</sup> °K
K	conductividad térmica del fluido BTU-pie/hr.pie <sup>2</sup> °F * W/m <sup>o</sup> K
L	longitud del tubo. pies
m	espesor de la película de líquido metros.
M	velocidad de flujo másicopromedio del líquido durante la ebullición. *Kg/s
N	velocidad rotacional de la flecha. 1/s
u	velocidad axial promedio de la película. * m/s
T <sub>1</sub>	temperatura de entrada del fluido caliente. °F
T <sub>2</sub>	temperatura de salida del fluido caliente. °F
t <sub>1</sub>	temperatura de entrada del fluido frío. °F
t <sub>2</sub>	temperatura de salida del fluido frío. °F
V <sub>m</sub>	velocidad media logarítmica = $\frac{(V_2 - V_1)}{\ln \left[ \frac{V_2}{V_1} \right]}$

- $V_1$     velocidad del fluido a la entrada del evaporador  
 $V_2$     velocidad de la mezcla líquido vapor a la salida  
          del evaporador.    pies  
 $W_{av}$     velocidad circunferencial promedio de la película.  
          \* m/s  
 $x$         fracción masa del vapor.

#### SUBINDICES

- $l$         líquido.  
 $v$         vapor.

#### LETRAS GRIEGAS

- $\Gamma$         flujo másico por unidad de ancho de pared.  
          lb/pie hr.  
 $\mu_l$         viscosidad absoluta del líquido.    lb/pie hr \*Pa.s  
 $\mu_v$         viscosidad del líquido en la pared.    lb/pie hr  
          \* Pa.s  
 $\nu$         viscosidad cinemática    lb/pie hr  
 $\rho_l$         densidad del líquido.    lb/pie<sup>3</sup>    \* Kg/m<sup>3</sup>  
 $\rho_v$         densidad del vapor.    lb/pie<sup>3</sup>    \* Kg/m<sup>3</sup>  
 $\sigma_l$         tensión superficial de fluido.    dina/cm    \* N/m  
 $\sigma_v$         tensión superficial del agua.    dina/cm    \*N/m

\* = UNIDADES EN EL SISTEMA INTERNACIONAL PARA LAS ECUACIONES  
 2-8 Y 2-9.

# **CAPITULO**

**4**

#### 4.1 - EVAPORACION DE EFECTOS MULTIPLES.

En cualquier operación de evaporación, el costo más importante del proceso es el vapor de agua utilizado. Por lo tanto, los métodos que tiendan a reducir este consumo son muy atractivos para mejorar la economía del proceso.

La evaporación de efectos múltiples es el medio principal para economizar el consumo de energía. En este mecanismo, el vapor procedente de una fuente exterior se condensa en el elemento calentador del primer efecto. Si la alimentación al efecto está a una temperatura cercana al punto de ebullición en el primer efecto, una libra de vapor hará que se evapore casi una libra de agua, suponiendo un sistema 100 % eficiente. El primer efecto funciona a una temperatura de ebullición suficientemente alta como para que el agua evaporada sirva como medio de calentamiento del segundo efecto. Aquí se evapora casi otra libra de agua, que puede ir al condensador, si el evaporador es de doble efecto o utilizarse como medio de calentamiento de un tercer efecto. (29)

El primer efecto de un evaporador de efecto múltiple es aquel en el que se introduce el vapor vivo y en

el la presión del espacio de vapor adquiere el valor más elevado; mientras que el último efecto es aquel que tiene la menor presión en el espacio vapor. (28) La presión en cada efecto es menor que en el efecto del cual recibe el vapor y superior a la del efecto al que suministra vapor. Por lo tanto, este método es viable si el segundo evaporador se opera a una presión inferior a la del primer efecto, de tal forma que se obtenga un valor positivo de la diferencia de temperatura a través de la superficie de calentamiento del segundo evaporador. (21)

La economía mayor de vapor de un evaporador de efectos múltiples se obtiene a expensas del costo inicial del evaporador. La superficie total de transferencia de calor aumentará sustancialmente, en proporción al número de efectos que tenga el evaporador. Esto constituye solo una aproximación, puesto que el paso de uno a dos efectos significa que aproximadamente, la mitad de la transferencia de calor estará a un nivel más alto de temperatura en donde los coeficientes de transferencia de calor serán en general más elevados. Si el material tiene una elevación apreciable del punto de ebullición, se reducirá también la diferencia disponible de temperatura. (29)

Para el caso más sencillo, en donde cada efecto tiene área y coeficiente igual a los demás efectos, y en donde no haya incrementos en el punto de ebullición, tenemos:

$$Q_r = Q_1 + Q_2 + Q_3 + \dots Q_n$$

En donde (  $Q_r$  ), es el calor total transferido en los efectos y las  $Q_1$ ,  $Q_2$ ,  $Q_3$ , etc, son las proporciones para la transferencia de calor en cada uno de los efectos individuales.

$$Q_r = U_1 A_1 (-\Delta T_1) + U_2 A_2 (-\Delta T_2) + U_3 A_3 (-\Delta T_3) + \dots U_n A_n (-\Delta T_n)$$

Puesto que las áreas y los coeficientes de transferencia de calor son iguales:

$$Q_r = U_1 A_1 (-\Delta T_1 - \Delta T_2 - \Delta T_3 - \dots \Delta T_n) = U_1 A_1 (\Delta T_{total})$$

Esta velocidad de transferencia de calor es la misma que se obtiene con un efecto sencillo operando a la misma condición de temperatura. Así pues, la evaporación de múltiple efecto utilizando  $n$  efectos aumenta la economía de

vapor pero disminuye el flujo térmico por efecto. Por consiguiente, no se obtiene incremento en la capacidad, y de hecho, la complejidad adicional del equipo generalmente da como resultado un incremento en las pérdidas de calor hacia los alrededores y una reducción en la capacidad.(21)

#### 4.11 - TIPOS DE ALIMENTACION.

La alimentación de un evaporador de efecto múltiple se transfiere por lo común de un efecto a otro en serie, de modo que sólo se alcanza la concentración final del producto en un efecto del evaporador.(29)

**ALIMENTACION DIRECTA.** - La forma habitual de alimentar un evaporador de múltiple efecto (figura 4.1a) consiste en la introducción de material bruto de alimentación en el primer efecto y se hace circular de efecto a efecto, en paralelo al flujo de vapor.(29) En este método de alimentación, se necesita una bomba para introducir la alimentación diluida en el primer efecto, que generalmente está a una presión superior a la atmosférica, y una bomba para extraer la solución concentrada del último efecto. Sin embargo, el paso de un efecto a otro se puede

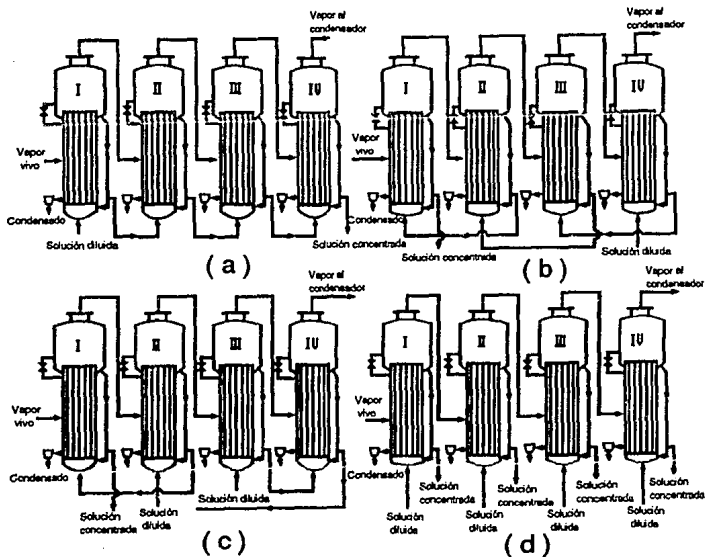


Figura 4.1 Forma de circulación de la alimentación en evaporadores de múltiple efecto: a)Directa, b)Contracorriente, c)Mixto y d)Paralelo

(Fuente: Mc Cabe, W.; Smith, J., Operaciones Básicas de la Ing. Química, Ed. Reverté, 1981)



realizar sin bombas, ya que el flujo tiene lugar en el sentido de presiones decrecientes, siendo suficiente situar válvulas de control en las tuberías de conexión. (28)

Este método de funcionamiento es provechoso, cuando el material de alimentación está caliente o cuando el producto concentrado sufriría daño o depositaría escamas a temperaturas altas. Cuando el material de alimentación está frío, la alimentación directa proporciona una economía baja de vapor, puesto que una parte apreciable del vapor primario se necesita para calentar el material de alimentación hasta el punto de ebullición. (29)

Por otra parte, este método tiene también el aspecto de que la solución más concentrada es la sometida a la más baja temperatura. Las temperaturas bajas pueden ser útiles para evitar la descomposición de productos orgánicos, pero la alta viscosidad que puede encontrarse, reduce en forma aguda el coeficiente en este último efecto. (21)

**ALIMENTACION A CONTRACORRIENTE.** - En el funcionamiento con alimentación a contracorriente, el material de alimentación bruto entra al último efecto ( el cual tiene la más baja temperatura y presión ), la descarga

de este efecto se bombea al penúltimo y así sucesivamente, hasta que se descarga el producto del primer efecto, como se observa en la figura 4.1b. (29)

La alimentación a contracorriente da lugar generalmente a una mayor economía de vapor cuando la alimentación entra fría (28), puesto que se debe calentar mucho menos líquido a la temperatura elevada que existe en los efectos anteriores. También es utilizada cuando el producto es tan viscoso que se necesitan temperaturas altas para mantener la viscosidad suficientemente baja, con el fin de obtener coeficientes razonables de transferencia de calor; pero a estas condiciones los productos orgánicos pueden tender a carbonizarse y degradarse. (29)

**ALIMENTACION MIXTA.** - En ocasiones se utilizan otros métodos de alimentación. Con disoluciones que tienen una viscosidad que dentro de las condiciones de trabajo varía mucho con la temperatura, se suele utilizar la alimentación directa pero introduciéndola en el segundo o tercer efecto, y del último efecto se pasa el líquido al primero para que la evaporación final tenga lugar a alta temperatura. Este sistema de alimentación se llama mixto, se utiliza con líquidos espesos y viscosos, aprovechándose al mismo tiempo

las ventajas de la alimentación directa y la mayor economía de la alimentación a contracorriente.(23) (figura 4.1c).

**ALIMENTACION EN PARALELO.-** La alimentación en paralelo (figura 4.1d) implica introducir material de alimentación bruto y el retiro del producto en cada efecto del evaporador. Se usa primordialmente cuando el material de alimentación está sustancialmente saturado y el producto es sólido. Un buen ejemplo es la evaporación de salmuera para obtener sal común.(29)

#### 4.12 - EFECTO DE LA ELEVACION DEL PUNTO DE EBULLICION.

La elevación del punto de ebullición modifica la capacidad de un evaporador de múltiple efecto en comparación de un simple efecto, debido a la disminución de la caída de temperatura disponible en cada efecto.

Considerando un evaporador en el que se concentra una solución que tiene una gran elevación del punto de ebullición, el vapor procedente de esta solución en ebullición está a la temperatura de la solución y por consiguiente, sobrecalentado en una proporción equivalente al aumento en el punto de ebullición.

Cuando se utiliza vapor sobrecalentado como medio de calentamiento, éste es esencialmente equivalente al vapor saturado a la misma presión. Por tanto, la caída de temperatura en un efecto cualquiera se calcula a partir de la temperatura del vapor saturado, a la presión de la cámara de condensación, y no a partir de la temperatura de ebullición del líquido en el efecto anterior. Esto quiere decir que, de la caída total disponible, se pierde la elevación del punto de ebullición que tiene lugar en cada efecto. Esta pérdida se produce en cada uno de los efectos de un evaporador de efecto múltiple y la pérdida de capacidad que resulta es con frecuencia importante.

En la figura 4.2 se representa la influencia de estas pérdidas en la caída de temperatura sobre la capacidad de un evaporador de múltiple efecto. Las condiciones son las mismas en los tres casos, es decir, la presión del vapor que condensa en el primer efecto y la temperatura de saturación que sale del último son idénticas en los tres evaporadores. Cada efecto contiene una solución con una determinada elevación del punto de ebullición. La altura total de cada columna representa la diferencia total de temperatura entre la temperatura del vapor vivo y la de saturación del vapor que sale del último efecto.

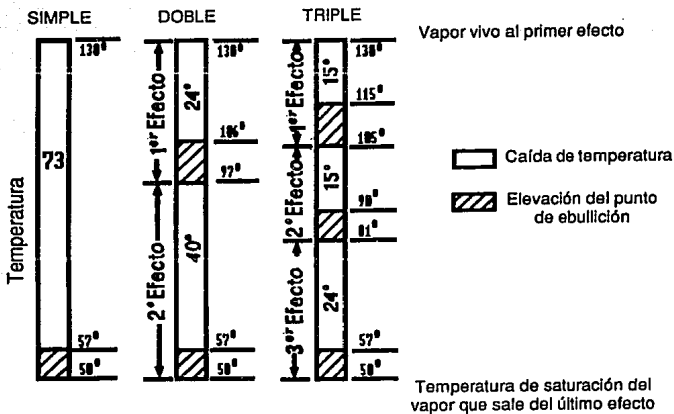


Figura 4.2 Influencia de la elevación del punto de ebullición sobre la capacidad de un evaporador

(Fuente: Mc Cabe, W.; Smith, J., Operaciones Básicas de la Ing. Química. Ed. Reverte, 1981)

Considerando un evaporador de simple efecto, de la caída total de temperatura, la zona rayada representa la pérdida en la caída de temperatura debida a la elevación del punto de ebullición. La caída de temperatura restante, que corresponde a la fuerza impulsora real para la transmisión de calor, está representada por la parte no rayada. El diagrama para el evaporador de doble efecto presenta dos porciones rayadas debido a la elevación del punto de ebullición que se produce en los dos efectos, y la zona no rayada es menor que en el diagrama de simple efecto. En el evaporador de triple efecto hay tres porciones rayadas, las cuales corresponden a las pérdidas de caída de temperatura de cada efecto, y la caída de temperatura neta total disponible es todavía menor.

En base a la figura 4.2 se puede inferir que en los casos extremos de un gran número de efectos o elevaciones muy grandes del punto de ebullición, la suma de las elevaciones del punto de ebullición en un evaporador de múltiple efecto podría ser mayor que la caída total de temperatura disponible. La operación resulta imposible en estas condiciones y es preciso revisar el diseño o las condiciones de operación del evaporador con el fin de reducir el número de efectos o aumentar la caída total de temperatura. (28)

## 4.2 - SISTEMAS DE RECOMPRESION DE VAPOR.

El principio de recompresión de vapor encuentra continuamente aplicaciones más amplias en la industria. En cualquier caso de evaporación, se alimenta vapor vivo como medio de calentamiento y se genera vapor que tiene el mismo contenido de calor que el originalmente presente en el vapor vivo. Este vapor se condensa con agua como un método conveniente para eliminarlo, pero existe un severo desperdicio tanto de calor ( BTU ) como de agua. (26)

La energía del vapor que se desprende de una solución en ebullición se puede utilizar para evaporar más agua, siempre y cuando exista una caída de temperatura en la dirección deseada para la transferencia de calor. Como se mencionó, en un evaporador de múltiple efecto esta caída de temperatura se crea disminuyendo progresivamente la temperatura de ebullición de la solución en una serie de evaporadores, mediante la utilización de presiones absolutas cada vez más pequeñas. Otra forma de obtener la

fuerza impulsora necesaria para la ebullición, es aumentando la presión del vapor que se forma, mediante una recompresión mecánica o térmica, para que de esta forma se pueda utilizar este vapor como medio de calentamiento en el mismo evaporador, reduciendo con esto las necesidades de energía de evaporación.(28) Los evaporadores con recompresión de vapor pueden tener un alto costo inicial, pero sus bajos costos de operación lo hacen ser atractivo para la industria.(18)

#### 4.21 - RECOMPRESION MECANICA.

Los evaporadores con recompresión mecánica similares al de la figura 4.3, generalmente son limitados para un simple efecto. La alimentación diluida se calienta hasta una temperatura próxima a la de ebullición mediante



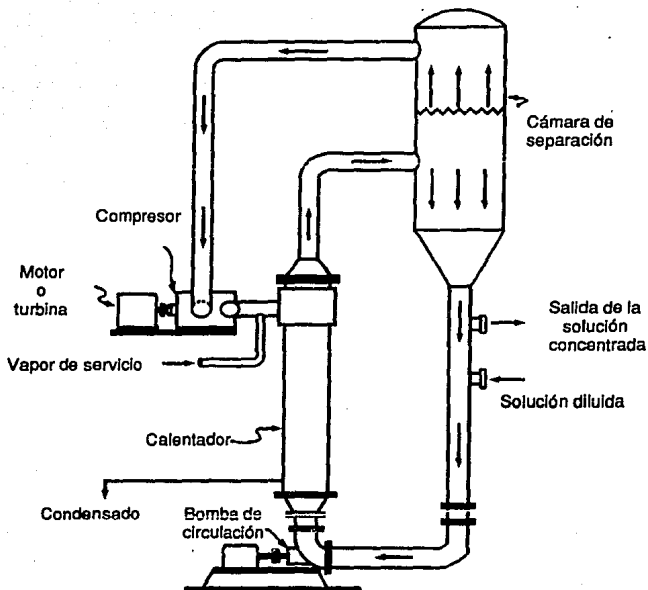


Figura 4.3 Recompresión mecánica aplicada a un evaporador de circulación forzada

(Fuente: Mc Cabe, W.; Smith, J., Operaciones Básicas de la Ing. Química. Ed. Reverte, 1981)

intercambio de calor con la solución concentrada caliente, y pasa a través de un intercambiador, tal como en un evaporador convencional de circulación forzada. Sin embargo, el vapor que se desprende no se condensa sino que se comprime a una presión más elevada, con el fin de transformarlo en el vapor vivo que alimenta al intercambiador (28), con lo que se evita que el vapor pase al condensador, eliminándose los requerimientos de agua de enfriamiento, los cuales normalmente están asociados con los evaporadores de recompresión térmica; siendo ésto una ventaja importante en los lugares donde el agua de enfriamiento es costosa. (2)

Asimismo el tiempo de residencia en un evaporador con recompresión mecánica de vapor es tan corto como en un evaporador de múltiple efecto, lo cual ha favorecido su aplicación en la industria de alimentos, como lo es en la concentración de jugos cítricos, jarabe de maíz, leche, entera, suero de queso. (2)

En este sistema de recuperación de calor, el arrastre de producto debe ser mínimo, puesto que el vapor se calienta en exceso en la compresión y cualquier líquido presente se evaporará, dejando los sólidos disueltos (29); lo cual puede causar una severa vibración y daño al

compresor.(18) Para mantener el tamaño del compresor dentro de un rango económico, es usual operar el evaporador a presión atmosférica o superior a ésta, ya que el volumen específico del vapor de agua se incrementa rápidamente a presiones inferiores a la atmosférica, originando ésto un incremento en el tamaño del compresor. Por consiguiente, las aplicaciones de la recompresión mecánica, excluyen a los materiales sensibles a la temperatura, los cuales deben de ser evaporados a vacío.(2)

Por lo común, el evaporador con recompresión mecánica requiere de mayor calor que el que se encuentra disponible a partir del vapor comprimido. Parte de este calor extra se puede obtener mediante el precalentamiento del material de alimentación con el condensado y si es posible con el producto concentrado. Por lo común, se justifican los sistemas de intercambio de calor muy costosos con diferencias de temperaturas bastante estrechas, sobretodo si se maneja el evaporador a temperaturas elevadas, para reducir el volumen de vapor que se debe comprimir. Para mantener las necesidades de energía y el costo del compresor dentro de límites razonables, el evaporador debe funcionar con una diferencia de temperatura pequeña, por lo común de 10 a 20°F. Esto significa que se requiere una gran superficie de calentamiento del

evaporador, que contrarresta en forma parcial las ventajas de la recompresión mecánica. Estos evaporadores se usan donde se dispone de energía hidroeléctrica barata y donde los combustibles para la generación de vapor sean costosos (29); o también cuando se trata de evaporar disoluciones acuosas que tienen un punto de ebullición muy poco diferente al del agua. (30)

Suponiendo que se trata de evaporar una disolución que por sus propiedades no difiere mucho del agua pura. Si la evaporación se efectúa a una atmósfera, la disolución ebullicará a  $100^{\circ}\text{C}$ , considerando una diferencia de temperatura de  $10^{\circ}\text{C}$ , el vapor vivo será vapor saturado de 1.46 atm que condensa a  $110^{\circ}\text{C}$ .

Considerando las entalpías del vapor producido y el vapor vivo, se tiene:

Vapor a $100^{\circ}\text{C}$ .....	$H_1 = 638.9$ Kcal/Kg
Vapor vivo a $110^{\circ}\text{C}$ .....	$H_2 = 642.5$ Kcal/Kg
Agua a $100^{\circ}\text{C}$ .....	$H_0 = 100.0$ Kcal/Kg
Diferencia de entalpías $H_2 - H_1$ ..	$= 3.6$ Kcal/Kg

El aprovechamiento del vapor de escape es posible si se comprime desde 1 atmósfera hasta 1.46 atm. Teóricamente sería suficiente suministrar 3.6 Kcal de

energía mecánica para convertir el vapor de escape en vapor vivo.

Sin embargo, hay que tener en cuenta la realización práctica de la compresión. En el compresor adiabático ideal, el vapor de salida a la presión  $P_2$  ( 1.46 atm ), será vapor recalentado, con entalpia  $h_2'$  superior a la del vapor vivo; la diferencia, que no tiene valor práctico para la evaporación por ser calor sensible de recalentamiento, supone un exceso de energía mecánica sobre el valor teórico. Por otra parte, la compresión práctica no es exactamente adiabática, por tanto el consumo de energía será aun superior.

En la figura 4.4 se reproduce esquemáticamente una parte del diagrama de Molliere para el vapor de agua: El punto 1 corresponde al vapor de escape; el 2, al vapor vivo; el 2', al vapor obtenido en la compresión adiabática ideal ( isoentrópica), y el 2'', al vapor obtenido en la compresión real. Las entalpias  $h_2''$  y  $h_2'$  están relacionadas mediante el rendimiento de compresión:

$$R = (h_2' - h_1) / (h_2'' - h_1),$$

siendo el denominador el trabajo aplicado. En este caso,  $h_2''$  es igual a 654.7 Kcal/Kg; admitiendo un rendimiento de compresión del 70 %, se encuentra que  $h_2''$  es igual a 661.4 Kcal/Kg. Siendo el

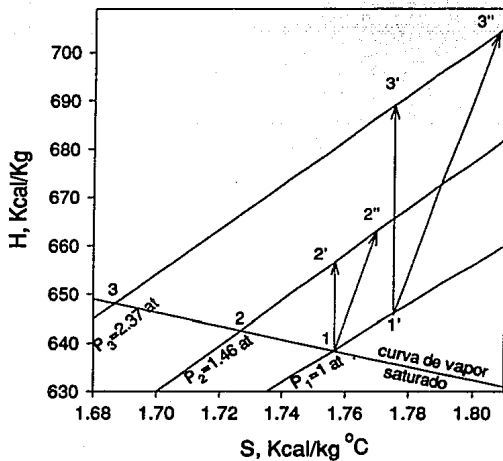


Figura 4.4 Representación esquemática y parcial del diagrama de Molliere para el vapor de agua

(Fuente: Vian, A.; Ocon, J. Elementos de Ingeniería Química. Ed. Aguilar, 1979)

trabajo real de compresión de  $661.4 - 638.9 = 22.5$  Kcal/Kg, como se observa éste es más de seis veces superior al teórico; el vapor sale de la compresión a  $148^{\circ}\text{C}$ ; pero los  $38^{\circ}\text{C}$  de recalentamiento tiene poco valor práctico.

Hasta el momento, se ha supuesto que no hay elevación en el punto de ebullición. Pero para una elevación de  $15^{\circ}\text{C}$ , el vapor que sale del evaporador, será vapor recalentado (1 atm,  $115^{\circ}\text{C}$ ,  $H_v = 646$  Kcal/Kg,  $v'$ ). Para mantener la misma diferencia de temperatura, el vapor debe de condensar a  $125^{\circ}\text{C}$  de tal forma que será vapor saturado a 2.37 atm. El vapor a esta presión, obtenido por recompresión con un rendimiento del 70 %, tendrá una entalpia de 703 Kcal/Kg, y su temperatura será de  $201^{\circ}\text{C}$  ( $v''$ ). El trabajo de compresión en este caso será de  $703 - 646 = 57$  Kcal/Kg, más del doble que cuando no había elevación en el punto de ebullición, resultando éste inconveniente debido al excesivo gasto de energía en el trabajo de compresión. Por lo tanto, para licores que tienen una alta elevación en el punto de ebullición, no es recomendable utilizar la recompresión mecánica debido a la reducción del delta de temperatura disponible para la transferencia de calor, en cuyo caso se requiere una mayor superficie de calentamiento. (31)

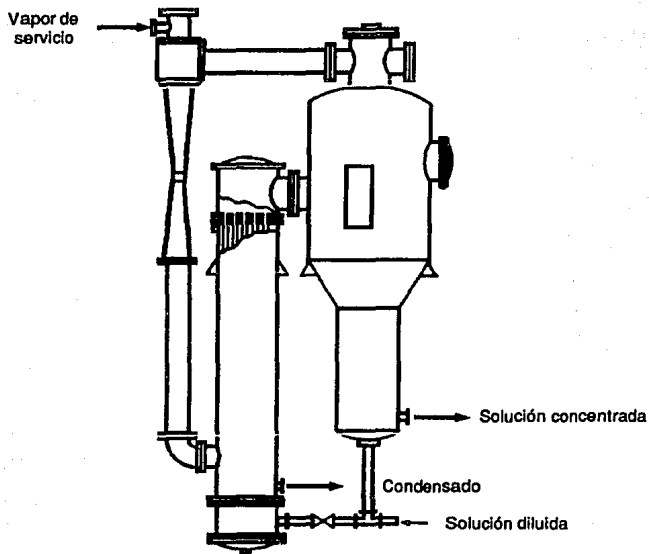
#### 4.2.2 - RECOMPRESION TERMICA.

Cuando se dispone de vapor a mayor presión que la requerida en el evaporador, la recompresión puede efectuarse en un eyector, mediante un chorro de vapor de alta presión que arrastra al vapor de baja ( evaporado ), y se mezcla con el, saliendo como vapor de presión media.

La recompresión térmica puede aplicarse tanto en un evaporador de simple efecto como en un evaporador de múltiple efecto. (2) Como se observa en la figura 4.5 una parte del vapor que sale de la cámara ( evaporado ) pasa al eyector, descartándose un flujo igual al de vapor vivo de entrada. Siendo el eyector relativamente barato y de funcionamiento sencillo, este procedimiento de recuperación de calor es aparentemente más económico que la recompresión mecánica. En comparación con el evaporador de simple efecto, la misma cantidad de vapor proporciona una evaporación muy superior. La economía de vapor definida por el cociente entre el flujo de evaporado y el del vapor que llega a la instalación, puede ser superior a 2. Asimismo, puesto que los eyectores de vapor de agua pueden tratar grandes volúmenes de vapor de baja densidad, la recompresión térmica resulta más adecuada para la



evaporación a vacío que la recompresión mecánica. (29) Una de las principales ventajas de los sistemas de evaporación con recompresión térmica es que pueden operar en un rango más amplio de presiones que las unidades de recompresión mecánica, además éstos pueden ser fabricados en diferentes tipos de aleaciones, lo cual lo hacen más resistente a la corrosión producida por el vapor. (3)



**Figura 4.5** Evaporador con recompresión térmica

(Fuente: Kern, Donald. Procesos de transferencia de calor. Ed. C.E.C.S.A., 1982)

Refiriéndose a la figura 4.6. el vapor vivo de alta presión se expande en la boquilla a de la cual emerge con alta velocidad en un espacio de mezcla b, donde transfiere algo de su momentum al vapor succionado. En la sección de difusión c que es el reverso de una boquilla, los vapores mezclados se comprimen a la presión de la calandria  $P_3$ . El trabajo de compresión resulta de la conversión de la energía cinética de la mezcla a alta velocidad a una carga de presión. Así, el vapor a baja presión  $P_2$  se arrastra y comprime a una presión mayor  $P_3$  a expensas de la energía del vapor vivo. (26)

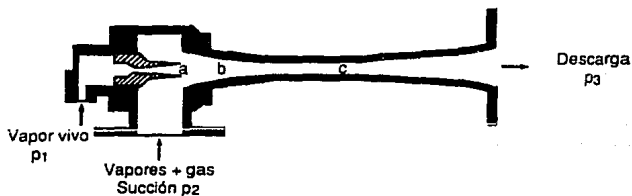


Figura 4.6 Eyector

(Fuente: Kern, Donald. Procesos de transferencia de calor. Ed. C.E.C.S.A., 1982)

# CONCLUSIONES

## CONCLUSIONES.

1.-La evaporación presenta grandes ventajas en la industria alimentaria, ya que mediante ésta se logra la conservación del producto, así como la disminución de los costos de transporte y almacenamiento, debido a la reducción de volumen del fluido alimenticio. Asimismo, es de gran importancia y utilidad el conocimiento de los principios de operación y características de los diferentes tipos de evaporadores con que se dispone para la realización de dicha operación, ya que esto permite una mejor selección del evaporador que considere las características del fluido como lo son: sensibilidad térmica, viscosidad, incrustaciones, formación de espumas, etc., evitándose de esta forma un funcionamiento inadecuado del equipo y/o daños al fluido.

2.-Dadas sus características de diseño y principio de operación, el evaporador de circulación natural no es recomendado para fluidos sensibles al calor y/o viscosos debido a los altos tiempos de residencia y a que la única fuerza impulsora para el flujo del fluido es la diferencia de densidades.

3.-En un evaporador de circulación forzada, las altas velocidades de circulación (6-18ft/seg) que imparte la bomba, permite obtener coeficientes globales más elevados para fluidos viscosos que en un evaporador de circulación natural. Sin embargo, a pesar del corto tiempo de residencia que se obtiene como consecuencia de las altas velocidades, este tipo de evaporador no es adecuado para soluciones sensibles al calor debido a que una porción del fluido se recircula continuamente.

4.-Los evaporadores de película ascendente, película descendente y película delgada agitada se presentan como una buena opción sobre el resto de los evaporadores tubulares convencionales, ya que su operación bajo el principio de una película de líquido, permite reducir la resistencia que ofrece el fluido en ebullición, lográndose con ésto coeficientes globales de transferencia de calor elevados y tiempos cortos de residencia. Ampliándose su aplicación hacia fluidos sensibles al calor y viscosos.

5.-El evaporador de película delgada agitada, posee una característica mecánica de diseño que lo diferencia del resto de los evaporadores, la cual consiste de un raspador

que remueve continuamente la película que se forma sobre la pared originando una elevada turbulencia, haciéndolo ventajoso para el manejo de fluidos altamente viscosos y sensibles al calor. Sin embargo, debido a sus partes en constante movimiento, los costos de operación y mantenimiento son altos.

6.-La aplicación de una superficie diferente de calentamiento permite que los evaporadores de placas presenten ciertas ventajas sobre su contraparte tubular, resaltando la fácil variación de su capacidad mediante la simple adición o remoción de placas, o bien la obtención de elevados coeficientes de transferencia de calor debido al alto nivel de turbulencia generado por el flujo del fluido en el reducido espacio entre placas.

7.-La selección del tipo de evaporador que se adecúe a las necesidades de proceso, depende en gran medida de la interrelación entre diferentes factores como lo son: sensibilidad térmica, impurezas, depósito de incrustaciones, formación de espuma y viscosidad; influyendo más esta última a la selección debido a la relación inversa que guarda con el coeficiente de transferencia de calor.

8.-Los balances de materia y energía juegan un rol importante en el diseño de equipo de evaporación, ya que mediante éstos se obtiene el calor transferido a la solución en ebullición, involucrándose esta variable en las correlaciones para el cálculo del coeficiente individual de transferencia de calor.

9.-Los evaporadores de circulación natural presentan como mecanismo de transferencia de calor la convección en combinación con la ebullición nucleada; mecanismos que fueron considerados por Piret e Isbin (17) en el desarrollo de su correlación, lo cual permite inferir que dicha correlación no solo es aplicable a evaporadores de tubos verticales cortos sino que su uso se puede extender a otros evaporadores de circulación natural como los de tubos verticales largos y los de canasta.

10.-La correlación desarrollada por Davis y David (6) para el cálculo del coeficiente individual, para transferencia de calor por convección con flujo en dos fases, puede ser aplicada para ciertos tipos de evaporadores que se rijan por este mecanismo, como lo es el evaporador de película ascendente, película descendente y



evaporador de placas, sin embargo para que ésta sea válida, se debe garantizar que el líquido humedezca la pared interior del tubo, condición que excluye al evaporador de película descendente, ya que como se expuso en el capítulo I, éste puede llegar a presentar durante su operación, la condición de pared seca.

11.-La transferencia de calor en un evaporador de película delgada agitada está regida tanto por la ebullición nucleada como por la convección forzada. Sin embargo, analizando el principio de operación de este evaporador, se puede inferir que el mayor aporte a la transferencia de calor será por convección forzada, ya que se ve favorecida por la elevada turbulencia generada por el raspador, mientras que la acción de éste minimiza la ebullición nucleada al romper las burbujas de vapor.

12.-La supresión de la ebullición en un evaporador de circulación forzada es una característica que diferencia a este equipo del resto de los evaporadores, tanto en su operación como en el cálculo del coeficiente individual, el cual se realiza utilizando las mismas correlaciones que para un intercambiador de calor, ya que únicamente existe transferencia de calor sensible.

13.-La evaporación en múltiple efecto es una buena opción para reducir el consumo de vapor de servicio, sin embargo, la economía de vapor obtenida debe estar balanceada con respecto al incremento en los costos del equipo.

14.-El compresor utilizado en la recompresión mecánica limita la aplicación de este sistema para casos en los que se opere a presión atmosférica o superior a ésta, ya que el volumen específico del vapor de agua se incrementa rápidamente a presiones inferiores a la atmosférica, originando un incremento en el tamaño del compresor.

## BIBLIOGRAFIA.

### ARTICULOS.

1.- Arne R. Gudheim y James Donovan. Heat transfer in thin film centrifugal processing units. Chemical Engineering Progress. Vol.53, No.10, pp 476-481. Oct.1957.

2.- Beagle M.J. Evaporation 3: Recompression evaporation. Chemical Engineering Progress. Vol.58, No.10. Oct.1962.

3.- Bennett R.C. Recompression evaporation. Chemical Engineering Progress. pp 67-70. Jul. 1978.

4.- Chun K.R y Seban R.A. Heat transfer to evaporating liquid films. Journal of heat transfer. Trans.ASME. Vol.93, No.4, pp 391-396. Nov.1971.

5.- Davinder K. Mehra, Brown y Root Inc. Selecting evaporators. Chemical Engineering. pp 56-72. Feb. 3. 1986.

6.- Davis E.J y David M.M. Two phase gas-liquid convection heat transfer. I E.C Fundamentals. Vol. 3, No. 2, pp 111-118. Mayo 1964.

7.- Ferris C. Standiford Jr, Badger W.L Associates, Inc.  
Evaporation. Chemical Engineering. pp 158-172. Dec.9, 1963.

8.- Fischer R. Luwa Corp. Agitated thin film evaporators.  
Part3. Process Applications. Chemical Engineering. pp  
186-190, Sep. 13,1965.

9.- Freese H.L y Glover W.B. Mechanically agitated thin  
film evaporators. Chemical Engineering Progress. pp 52-58,  
enero 1979.

10.- Krzysztof Stankiewicz y Rao M.A. Heat transfer in thin  
film wiped surface evaporation of model liquid foods.  
Journal of food process engineering. No. 10, pp 113-131,  
1988.

11.- Moore J.G y Hesler W.E. Evaporation of heat sensitive  
materials. Chemical Engineering Progress. Vol. 59, No. 2,  
pp 87-92. Feb. 1962.

12.- Moore J.G y Pinkel E.B. When to use single pass  
evaporators. Chemical Engineering Progress. Vol. 64, No.7,  
pp 39-44. Julio 1968.

- 13.- Mutzenburg A.B. Luwa Agitated thin film evaporators. Part 1: Thin film technology. Chemical Engineering. pp 175-178, Sep.13, 1965.
- 14.- Newman H.H. How to test evaporators. Chemical Engineering Progress. Vol. 64, No.7, pp 33-38. Julio 1968.
- 15.- Parker Norman H. How to specify evaporators. Chemical Engineering. pp 135-140, julio 22, 1963.
- 16.- Parker N. Agitated thin film evaporators. Part 2: Equipment and economics. Chemical Engineering. pp 179-185. Sep. 13, 1965.
- 17.- Piret Edgar L. e Isbin H.S. Natural circulation evaporation. (Two phase heat transfer). Chemical Engineering Progress. Vol.50, No.6, pp 305-311. Junio 1964.
- 18.- Weimer L.D y Dolp H.R. A systems engineering approach to vapor recompression evaporators. Chemical Engineering Progress. pp 70-77. Nov.1980.

LIBROS.

19. - Brennan J.G

Las operaciones de la Ingeniería de los alimentos.

Editorial Acribia.

Zaragoza, España. 1980

20. - Charm Stanley

The fundamentals of food engineering.

AVI Publishing Co.

Westport, Conn. USA 1978

21. - Foust Alan S. Wenzel Leonard y Clump Curtis.

Principios de operaciones unitarias.

Editorial CECSA

México, 1978.

22. - Geankoplis Christie J.

Procesos de transportes y operaciones unitarias.

Editorial CECSA

México, 1986.

23. - Granger Brown George.

Operaciones básicas de la Ingeniería Química.

Editorial Marín S.A

Barcelona, España. 1985

24. - Heldman Dennis y Singh Paul R.  
Introduction to food engineering.  
Editorial Academic Press Inc. 1984.
25. - Heldman Dennis R. y Singh Paul R.  
Food process engineering  
Editorial AVI Publishing Co.  
Westport, Conn. 1981
26. - Kern Donald Q.  
Procesos de transferencia de calor.  
Editorial CECSA  
México, 1982.
27. - Kreith Frank.  
La transmisión del calor: Principios fundamentales.  
Editorial Alhambra.  
Madrid, España. 1983.
28. - McCabe Warren L y Smith Julian G.  
Operaciones básicas de la Ingeniería Química.  
Editorial Reverté S.A 1981

- 29.- Perry Robert H y Chilton Cecil H.  
Manual del Ingeniero Químico.  
Editorial McGraw Hill  
Segunda edición en español.  
México, 1982.
- 30.- Potter Norman N.  
La ciencia de los alimentos.  
Editorial Harla.  
México, 1978.
- 31.- Vian Angel y Ocon Joaquín.  
Elementos de Ingeniería Química.  
Editorial Aguilar.  
Madrid, España.
- 32.- Welty James R.  
Transferencia de calor aplicada a la ingeniería.  
Editorial Limusa.  
México, 1981.



MANUALES.

33.- United Nations Industrial Development Organization  
Vienna. The use of centri-thermexpanding flow and forced  
circulation plate evaporator in the food and biochemical  
industries.

Food industry studies No. 1. United Nations, N.Y 1969.

34.- APV equipment incorporated.

Evaporator handbook.

**APENDICE A.1**  
**PROPIEDADES FISICAS**  
**DE LOS ALIMENTOS**

TABLA A.11

CAPACIDAD CALORIFICA DE ALIMENTOS.  
( CAPACIDAD CALORIFICA PROMEDIO DE 32 A 212° F )

ALIMENTO	CONTENIDO DE AGUA %	CAPACIDAD CALORIFICA. Cp ( BTU/lb°F )
<b>JUGOS:</b>		
naranja	87.5	0.93
uva	-	0.91
cereza	27.7	0.92
fresa	30.38	0.95
manzana	97.4	0.92
<b>BEBIDAS:</b>		
leche entera de vaca <sup>1</sup>	87.0	0.92
leche descremada <sup>1</sup>	90.5	0.94
cacao <sup>2</sup>	-	0.44
crema, 45-60% grasa <sup>2</sup>	57-73	0.73-0.78
<b>SOPAS:</b>		
col <sup>2</sup>	-	0.9
chicharo <sup>2</sup>	-	0.98
papa <sup>2</sup>	88.0	0.94
tomate concentrado <sup>1</sup>	81.4	0.89

1.-Heldman D. y Singh P. Introduction to food engineering  
Ed. Academic Press. 1984.

2.-Charm Stanley. The fundamentals of food engineering. AVI  
Publishing Co. USA 1976.

Continuación TABLA A.1.1

ALIMENTO	CONTENIDO DE AGUA %	CAPACIDAD CALORIFICA Cp ( BTU/lb <sup>o</sup> F )
<b>PESCADO:<sup>2</sup></b>		
frito	80	0.72
fresco	80	0.88
seco, salado	18-20	0.41-0.44
<b>GRASAS:<sup>2</sup></b>		
mantequilla	14-15.5	0.49-0.51
margarina	9-15	0.42-0.5
aceites vegetales	-	0.35-0.45
<b>VEGETALES:<sup>2</sup></b>		
alcachofas	90	0.93
zanahoria, fresca	86-90	0.91-0.94
zanahoria, cocida	92	0.9
pepino	97	0.98
col blanca, fresca	90-92	0.93
lentejas	12	0.44
hongos, frescos	90	0.94
hongos, secos	30	0.56
cebolla	80-90	0.86-0.93
perejil	85-95	0.78-0.97
chicharos, secos	14	0.44
papas	75	0.84

2.-Charm Stanley. The fundamentals of food engineering. AVI Publishing Co. USA 1978.

Continuación TABLA A.1.1

ALIMENTO	CONTENIDO DE AGUA %	CAPACIDAD CALORIFICA Cp ( BTU/lb°F )
papas, cocidas <sup>2</sup>	80	0.87
espinacas <sup>2</sup>	85-90	0.90-0.94
FRUTAS: <sup>2</sup>		
manzana	75-85	0.89-0.90
toronja	89	0.92
ciruela, fresca	75-79	0.84
ciruela, seca	28-35	0.53-0.59
frutas, frescas	75-92	0.80-0.90
frutas, secas	30	0.5
CARNE: <sup>2</sup>		
tocino	50	0.48
carne de vaca, grasa	51	0.64
carne de vaca, magra	72	0.82
carne de vaca, picadillo	-	0.84
carne de vaca, cocida	57	0.73
carne de puerco, grasa	39	0.62
carne de puerco, magra	57	0.73
salchicha, fresca	72	0.82
carne de ternera	63	0.73
chuleta de ternera	72	0.82
chuleta de ternera frita	58	0.74
carne de venado	70	0.81
carnero	90	0.93

2. -Charn Stanley. The fundamentals of food engineering. AVI Publishing Co. USA 1978.

TABLA A.12

CONDUCTIVIDAD TERMICA DE ALIMENTOS.

ALIMENTO	CONT. DE AGUA %	TEMP. °F	CONDUCTIVIDAD TERM. (BTU-ft/hrft <sup>2</sup> °F)
<b>JUGOS:</b>			
naranja (cong.) <sup>2</sup>	-	0	1.38
pera <sup>2</sup>	84.7	68	0.318
pina	-	-	0.317
manzana <sup>1</sup>	36	68	0.225
	36	176	0.252
	87.4	176	0.365
<b>BEBIDAS:<sup>2</sup></b>			
leche concentrada	80	80	0.31
leche concentrada, 2.5% grasa inicial.	-	68	0.292
leche descremada	-	34.7	0.311
leche en polvo	42	102	0.242
<b>OTROS:<sup>2</sup></b>			
adorno de manzana	-	72.6	0.4
puré de plátano	-	60	0.4
mantequilla	15	40	0.114
maíz (diente amarillo)	0.91	70	0.0812
róbalo (congelado)	-	-10	0.011
pescado (fresco)	-	32	0.249
borrego (cong.)	-	5.6	0.65

1.-Heldsan D. y Singh P. Introduction to food engineering Ed. Academic Press. 1984.

2.-Chera Stanley. The fundamentals of food engineering. AVI Publishing Co. USA 1978.

Continuación TABLA A.1.2

ALIMENTO	CONT. DE AGUA %	TEMP. °F	CONDUCTIVIDAD TERM. (BTU-ft/hrft <sup>2</sup> °F)
OTROS: <sup>2</sup>			
miel	12.8	36	0.29
margarina	-	44	0.135
avena	8.7	-	0.037
aceite de cacahuete	-	39	0.097
naranja	61.2	66.5	0.249
chícharo congelado	-	10	0.29
carne de puerco	75.1	6.2	0.75
papa	-	9	0.63
puré de zanahoria	-	20	0.73

2.-Charm Stanley. The fundamentals of food engineering. AVI Publishing Co. USA 1979.

TABLA A.13

VISCOSIDAD DE LIQUIDOS ALIMENTICIOS.

ALIMENTO <sup>1</sup>	COMPOSICION	TEMPERATURA °C	VISCOSIDAD (Pa-seg)
Jugo de manzana	20°Brix	27	0.0021
	60°Brix	27	0.03
Jugo de uva	20°Brix	27	0.0025
	60°Brix	27	0.11
Jarabe de maíz	48.4 sól.tot.	27	0.053
Crema	10 % grasa	40	0.00148
	10 % grasa	60	0.00107
	10 % grasa	80	0.00083
	20 % grasa	60	0.00171
	30 % grasa	60	0.00289
Leche homogenizada	40 % grasa	60	0.00510
	-	20	0.0020
	-	40	0.0015
	-	60	0.000775
	-	80	0.0005
Aceite de maíz	-	0	0.00344
	-	10	0.00264
	-	20	0.00199
	-	30	0.00149
	-	40	0.00123
	-	25	0.0565
	-	38	0.0317

1.-Heldman D. y Singh P. Introduction to food engineering  
Ed. Academic Press. 1984.



VISCOSIDAD DE LIQUIDOS ALIMENTICIOS.

ALIMENTO <sup>1</sup>	COMPOSICION	TEMPERATURA °C	VISCOSIDAD (Pa-seg)
Aceite de algodón	-	20	0.0704
	-	38	0.0306
Aceite de cacahuete	-	25	0.0658
	-	38	0.0251
Aceite de girasol	-	25	0.0522
	-	38	0.0286

1.-Heldman D. y Singh P. Introduction to food engineering  
Ed. Academic Press. 1984.

**APENDICE A.2  
CARACTERISTICAS DE LOS  
EVAPORADORES.**

TABLA A21

CARACTERISTICAS DEL EVAPORADOR DE PELICULA DESCENDENTE.

Superficie de calentamiento:	17-517 ft <sup>2</sup>
Capacidad evaporativa:	88-3524 lb/hr
Rango de viscosidad:	180-1000 cp
Tiempo de residencia:	5-10 seg.
Líquidos manejados:	Fluidos sensibles a la temperatura, cristalizables y moderadamente impuros.
Ejemplos de productos alimenticios:	Jugos de frutas, leche, productos lácteos, almidón, glucosa y soluciones de azúcar.

TABLA A22

CARACTERISTICAS DEL EVAPORADOR DE PLACAS.

Capacidad evaporativa:	1000-35 000 lb/hr
Rango de viscosidad:	100-1500 cp
Condiciones máximas de diseño:	150 psig y 400°F
Temperatura de operación:	60-210°F
Espacio entre placas:	1/8 a 1/4 pulgada.

TABLA A23

CARACTERISTICAS DEL EVAPORADOR DE CIRCULACION FORZADA.

Tiempo de residencia:	1-3 seg.
Velocidad del fluido:	6-18 ft/seg
Diámetro externo de los tubos:	< 2 pulgadas
Rango de viscosidad:	100-1000 cp
Líquidos manejados:	Líquidos que forman espuma, cristales ó contengan sólidos en suspensión.

TABLA A24

CARACTERISTICAS DEL EVAPORADOR DE PELICULA DELGADA AGITADA.

Superficie de calentamiento:	1-200 ft <sup>2</sup>
Rango de viscosidad:	> 50 000 cp
Tiempo de residencia:	3-100 seg
Presión del vapor de calentamiento:	> 150-170 psig
Diámetro del tubo:	3-48 pulgadas
Longitud del tubo:	2-24 pies
Velocidad de las aspas:	5-10 ft/seg
Líquidos manejados:	Líquidos sensibles a la temperatura, extremadamente viscosos o que formen cristales.

**Ejemplos de productos alimenticios:**

Puré de pera arriba del  
28 %, gelatina, jugos de  
frutas, pasta de tomate,  
aminoácidos, jaleas, etc.

**Recomendaciones de mantenimiento:**

Dos veces al año o más  
cuando se procesan productos  
de viscosidades extremas.