

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO

Facultad de Quimica

DISEÑO DE UNA PRACTICA DE INGENIERIA QUIMICA
PARA CALCULAR COEFICIENTES GLOBALES EN
EVAPORACION A SIMPLE EFECTO

424

GENOVEVO SILVA PICHARDO

INGENIERO QUIMICO

1976



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 esta protegido por la Ley Federal del Derecho de Autor (LFDA) de los Estados Unidos Mexicanos (México).

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

CLAS. TESIS
AGE 1976
FECHA 1976
PROC. ut
S. ut

~~402~~ 402



QUÍMICA

JURADO ASIGNADO

PRESIDENTE: PROFR. CARLOS DOORMAN MONTERO
VOCAL: PROFR. ANTONIO VALIENTE B.
SECRETARIO: PROFR. GUILLERMO ALCAYDE L.
1er. SUPLENTE: PROFR. CLAUDIO AGUILAR M.
2do. SUPLENTE: PROFR. CARLOS BAZAN VILLEGAS

SITIO DONDE SE DESARROLLO EL TEMA:

LABORATORIO DE ING. QUIMICA UNAM

SUSTENTANTE:

GENOVEVO SILVA PICHARDO

ASESOR DEL TEMA:

M.C. ANTONIO VALIENTE BARDERAS

A M I M A D R E
CON ADMIRACION Y AGRADECIMIENTO
POR TODO LO QUE ME HA DADO

A M I P A D R E
CON TODO RESPETO .

CON GRATITUD A MIS HERMANAS

MARGARITA

JOSEFINA

Y

ALICIA

A MI HERMANO

EDUARDO

AL MAESTRO ANTONIO VALIENTE BARDERAS
COMO AGRADECIMIENTO POR SU DIRECCION
Y ENSEÑANZA DENTRO Y FUERA DEL LABO-
RATORIO

AL ING. MIGUEL ANGEL PARRODI A.

A MIS AMIGOS Y COMPAÑEROS:

MARIA VICTORIA SOTO TORRES
GUILLERMO SALCEDO ARIAS
DAVID MORA REYES
JOSE ISABEL RECERRIL

POR SU DESINTERESADA PARTICIPACION -
EN LA PARTE EXPERIMENTAL DE ESTE TRABAJO .

AL PERSONAL DOCENTE, TECNICO Y
ADMINISTRATIVO DEL LABORATORIO
DE INGENIERIA QUIMICA POR SU -
VALIOSA AYUDA

A MI ABUELITA:

MA. DE JESUS PUENTES

CON PROFUNDO AGRADECIMIENTO .

A MI ABUELITO:

GABINO PICHARDO

(Q.E.P.D.)

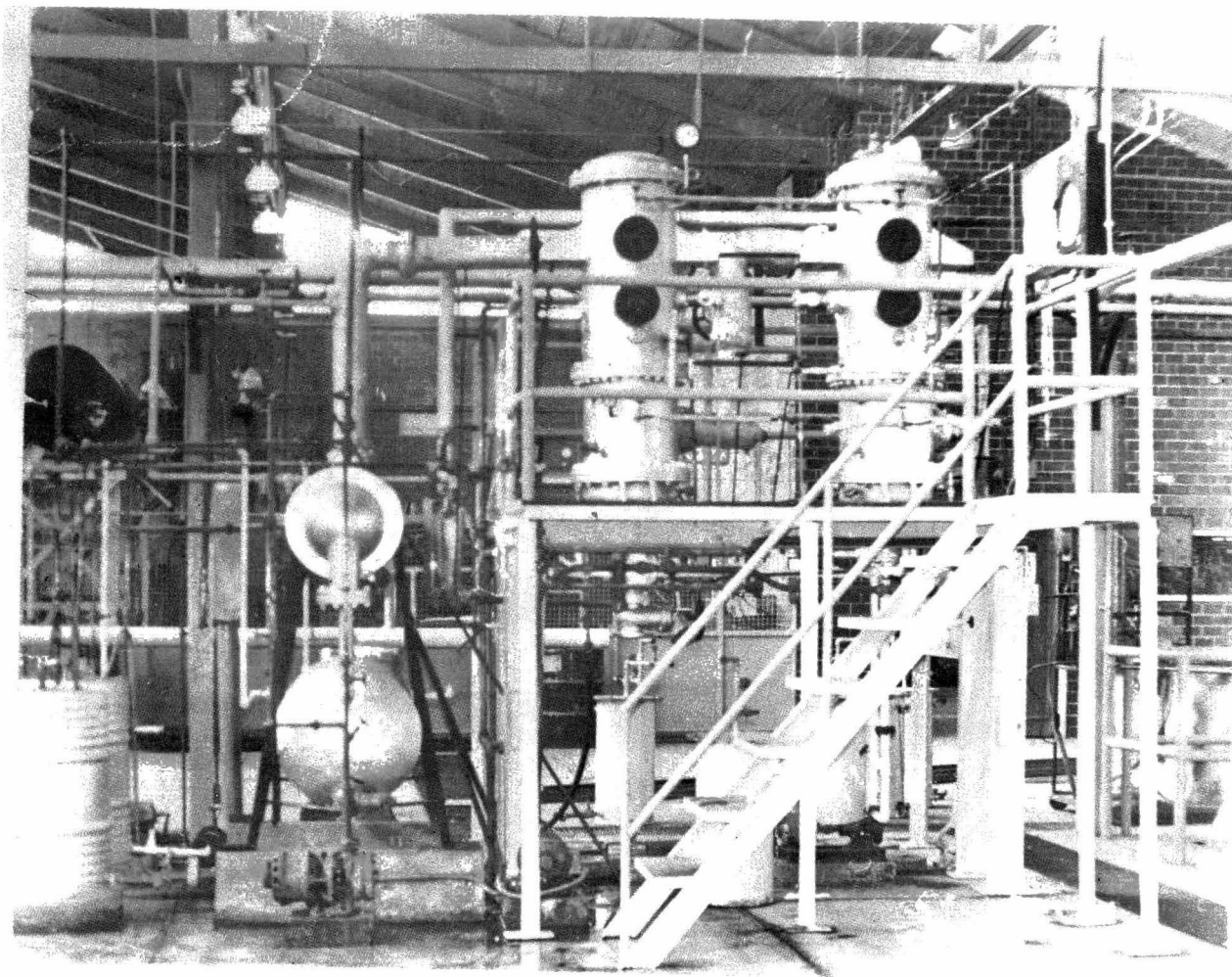
A MIS TIOS, TIAS, PRIMOS Y PRIMAS

A TODAS AQUELLAS PERSONAS QUE A LO
LARGO DE LA CARRERA ME ORIENTARON -
Y AYUDARON .

A R O S A L I N D A

CON TODO CARIÑO

ENSEÑAME, SEÑOR, A TRADUCIR LOS
ALTOS IDEALES EN OBRAS CONCRE--
TAS, QUE TU GRACIA ME ACOMPAÑE,
PARA QUE PUEDA EQUILIBRAR EL CO
NOCIMIENTO DE LAS COSAS DE ESTE
MUNDO Y LAS DEL ESPIRITU, Y QUE
EL CONOCIMIENTO SE PONGA AL SER
VICIO DE LA VERDAD Y NO EN CON-
TRA



INDICE

Pág.

PREFACIO.	1
1. GENERALIDADES	
1.1. Definiciones.	3
1.2. Mecanismo de Evaporación.	6
1.3. Factores que afectan la Evaporación	7
1.4. Balance de Materia y Energía.	12
1.5. Ecuación de Diseño.	16
1.6. Clasificación de los procesos de Evaporación.	21
1.7. Tipos de Evaporadores	27
2. SOBRE COEFICIENTES DE TRANSFERENCIA DE CALOR	
2.1. Resistencia a la Transferencia Calor	41
2.2. Coeficiente de Transferencia de Calor	45
2.3. Ebullición Nuclear y Ebullición en Película	52
2.4. Correlaciones del Coeficiente Global de Transferencia - de Calor.	60
3. METODO EXPERIMENTAL	
3.1. Técnica de Arranque y Operación.	63
3.2. Descripción del Equipo.	71
3.3. Toma de Datos en el Equipo.	79
3.4. Ejemplo de Manejo de Datos en los Cálculos.	81
3.5. Datos obtenidos y Resultados de los Coeficientes y el - Flux.	99

	Pág.
4. ORDENAMIENTO Y SELECCION DE DATOS PARA CONSTRUCCION DE GRA-- FICAS.	114
4.1. Gráficas	119
4.2. Conclusiones y determinación de una nueva correlación.	126
5. PRACTICA DE EVAPORACION A SIMPLE EFECTO.	128
BIBLIOGRAFIA.	151

P R E F A C I O

El presente trabajo trata de describir los principios de evaporación, así como el manejo del equipo para evaporación marca Devine del laboratorio de Ingeniería Química, con el propósito de que el estudiante de Ingeniería Química lleve a cabo esta operación realizando mediciones que le proporcionen información para comprobar, modificar o refutar una ecuación o correlación que aparece en la literatura (o en general una teoría) en términos de una base cuantitativa o numérica.

También se incluyen el análisis de los datos y resultados experimentales para la determinación de una nueva correlación para calcular el coeficiente global de ---transferencia de calor en evaporación "U".



C A P I T U L O I

G E N E R A L I D A D E S

Debido a la importancia de la evaporación como una - de las operaciones utilizadas extensamente en la Industria Química y Petro Química, el presente trabajo trata el estudio de los principios de esta operación.

DEFINICIONES

EVAPORACION

Esta operación se basa en la propiedad que tienen - los líquidos de pasar al estado de vapor, de acuerdo con - las condiciones de temperatura y presión y se define como: "La separación por vaporización de un material volátil de otro no volátil".

LA EVAPORACION SE HACE POSIBLE POR:

Un suministro de calor para cambio de estado y esto se logra por suministro del calor latente del vapor vivo y un rompimiento continuo del equilibrio dinámico entre la - presión del vapor del líquido y la presión parcial del vapor en el espacio que rodea al líquido. En el estudio de esta operación se aplican los conceptos generales de trans



misión de calor, desde el vapor vivo que condensa hasta la solución concentrada.

La evaporación se refiere al procedimiento para concentrar sustancias solubles sólidas o líquidas y en la práctica se usa para concentrar soluciones acuosas como por ejemplo: la concentración de compuestos inorgánicos, - colas, azúcares, etc. El principal problema está en recuperar el material soluble (soluto).

PRINCIPIOS Y CONCEPTOS FUNDAMENTALES EN ESTA OPERACION

PRESION DE VAPOR O PRESION DE SATURACION

Se define como la presión que ejercen las moléculas - de un líquido sobre el recipiente que lo contiene cuando a una temperatura dada, el número de moléculas que entran es igual al número de moléculas que salen, es decir, el sistema se encuentra en equilibrio dinámico.

PUNTO DE EBULLICION

Puesto que el movimiento molecular es una función creciente de la temperatura, existe un punto en el cual las - moléculas que se escapan (por el movimiento) de una subs--tancia mantienen por sí mismas una presión igual a la at--mosférica, evaporándose indefinidamente por lo que el pun--to de ebullición se define como: "La temperatura a la cual la presión que existe sobre el líquido, es igual a la pre--sión de vapor de dicho líquido".

CALOR DE VAPORIZACION

Es la cantidad de calor que hay que suministrar de una fuente exterior para que un líquido mantenga su vaporización (porque las moléculas del líquido contienen menos energía cinética que las que salen).

CALOR SENSIBLE

Es el necesario para elevar la temperatura de una solución o un líquido, desde la temperatura de alimentación (T_f) hasta la temperatura de ebullición (T_e) y se expresa con la siguiente ecuación:

$$Q = mc_p (T_e - T_f)$$

CALOR LATENTE

Es el necesario para pasar la solución del estado líquido al estado de vapor a la temperatura de ebullición de la solución y se expresa como:

$$Q_s = m_s \lambda_s$$

En donde:

m = Masa de la solución alimentada o evaporada
Kg/hr

c_p = Calor específico K cal/Kg °C

λ_s = Calor latente de evaporación a la temperatura de ebullición, la cual está en función de la presión

absoluta y de la concentración.

MECANISMO DE EVAPORACION

Según Jakob y Fritz cuando se calienta la pared de un tubo por medio de vapor de agua y éste se encuentra bañado por un líquido se forman burbujas de vapor completamente al azar, en la pared que está en contacto con el líquido. El calor que pasa por donde no se forman burbujas se transfiere por convección al líquido que lo rodea y éste transfiere algo de este calor a la burbuja provocando evaporación.

Kelvin postuló que una burbuja de vapor sólo puede originarse si el líquido está calentado en tal forma que puede producir un aumento de presión, que está dado en la siguiente ecuación:

$$p = \frac{4\sigma}{d(\rho_l - \rho_v)} \quad \dots\dots(1)$$

En donde:

σ = Tensión superficial en la superficie de separación vap-líqu.

d = Diámetro de la burbuja de vapor

ρ_l = Densidad del líquido

ρ_v = Densidad del vapor

Bonsjakovic considera que el calor de sobrecalentamiento

to del líquido se transforma en calor de vaporización, con el que la burbuja se desarrolla cada vez más hasta el momento en que las fuerzas ascendentes son suficientes para vencer las tensiones superficiales, entonces la burbuja se separa de la pared en forma violenta.

En el momento de separarse el radio de curvatura en diversos puntos de la superficie de la burbuja tiende a hacerse muy pequeña, las fuerzas generadas por la tensión superficial son muy grandes comparadas con las fuerzas de inercia, esto hace que las burbujas mantengan su forma esférica. En las proximidades de estos puntos, la masa del líquido se encuentra sometida a una aceleración muy violenta, que produce remolinos. Esta es una de las razones -- por las cuales pueden registrarse coeficientes de transmisión extremadamente elevados en el curso de la evaporación.

La burbuja de vapor desprendida se eleva expulsando el líquido que la rodea. Si la burbuja se encuentra todavía en la proximidad de la pared calefactora, los movimientos del líquido provocados por la separación de la burbuja contribuyen a aumentar la transmisión de calor de la pared calefactora al líquido.

FACTORES QUE AFECTAN LA EVAPORACION

La cantidad de calor total que se trasmite puede ser afectada por cambios en la caída de temperatura o por cambios en el coeficiente.

Los factores que afectan al coeficiente global pueden dividirse en dos clases:

- a) Los que afectan al coeficiente del vapor condensante y
- b) Los que afectan al coeficiente del líquido hirviente.

a) Respecto al vapor condensante la resistencia presentada por la película es despreciable cuando se toman las siguientes precauciones en la operación del evaporador:

- 1a. El vapor de calentamiento debe ser saturado y no sobrecalentado, porque el vapor sobrecalentado se comporta como si fuera gas presentando un coeficiente de transmisión muy pequeño (10 a 30).^{*} En cambio, en el caso de los vapores que están condensando los coeficientes obtenidos son más altos (oscilan entre 1000 y 2500) ^{**}. En el caso de tener vapor sobrecalentado es necesario quitar el sobrecalentamiento antes de entrar al evaporador por medio de un aparato llamado "Desuperheaters". (Se citan otras desventajas al tratar el punto de elección de la presión del vapor de calentamiento).

- 2a. El vapor debe llevar la menor cantidad de gases incondensables, porque éstos se acumulan cerca de la superficie de calentamiento formando una película

* BTU/Ft² °F hr.

** K cal/m² °C hr.

gaseosa con un coeficiente de transferencia muy bajo, el vapor que producen las calderas siempre lleva estos gases que además aumenta la presión en la calandria que es un nuevo inconveniente, - por lo que su eliminación se hace necesaria y es to se hace por medio de trampas especiales o simplemente poniendo una salida conveniente graduada en la parte más fría de la cámara de vapor -- que se localiza en el extremo superior opuesto a la entrada del vapor.

b) Lo que respecta al líquido hirviente o sea el -- coeficiente de superficie en el líquido hirviente cuatro -- son los factores más importantes que rigen la magnitud de éste y son:

- I.- Limpieza de la superficie calentadora.
- II.- Velocidad.
- III.- Viscosidad del líquido que se evapora.
- IV.- Nivel del líquido que se evapora.

I.- La limpieza de las superficies tiene un efecto - sorprendente sobre el coeficiente pues en un experimento en el que determinaron coeficientes globales Pridgeon y Badger hirviendo agua destilada en un evaporador de tubos horizontales para un punto de ebullición dado y un (ΔT) de 11.1°C los resultados fueron los siguientes: para tubos de acero -

nuevos y limpios el coeficiente fue aproximadamente de --- 2196 *, para tubos de cobre nuevos fue de 4880, para tubos de cobre nuevos y pulidos fue de 15360, no se supo realmente por qué existía tanta diferencia en el valor de los coeficientes, sin embargo, el bajo valor del acero se atribuye a la formación de una película sólida de óxido de baja conductividad térmica (cosa que no sucede con el cobre).

II.- La velocidad que tiene la solución en los tubos es de gran importancia en la transmisión de calor por conducción y por convección y esto también es cierto en el caso de los líquidos que están hirviendo. En evaporadores de circulación natural el movimiento del líquido en los tubos es producido por las diferencias de densidad entre el líquido caliente en contacto directo con la superficie de calentamiento y el líquido más frío, la velocidad depende principalmente de la forma, tamaño y distribución geométrica de la superficie de calentamiento con respecto al compartimiento que ocupa el líquido. En este caso la circulación del líquido depende de su viscosidad, densidad y de la cantidad de calor que pasa a través de la superficie de calentamiento por unidad de tiempo, ya que el último factor determina la intensidad de la ebullición y por consiguiente la producción de burbujas.

En los evaporadores de circulación forzada la solución fluye por los tubos con una velocidad mucho mayor reducién-

* $\text{K cal/hr m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}$

dose el espesor de la película aumentando por tanto el coeficiente de transmisión, es decir, en la evaporación la masa velocidad de la solución en los tubos es un factor importante en la determinación del coeficiente de transmisión.

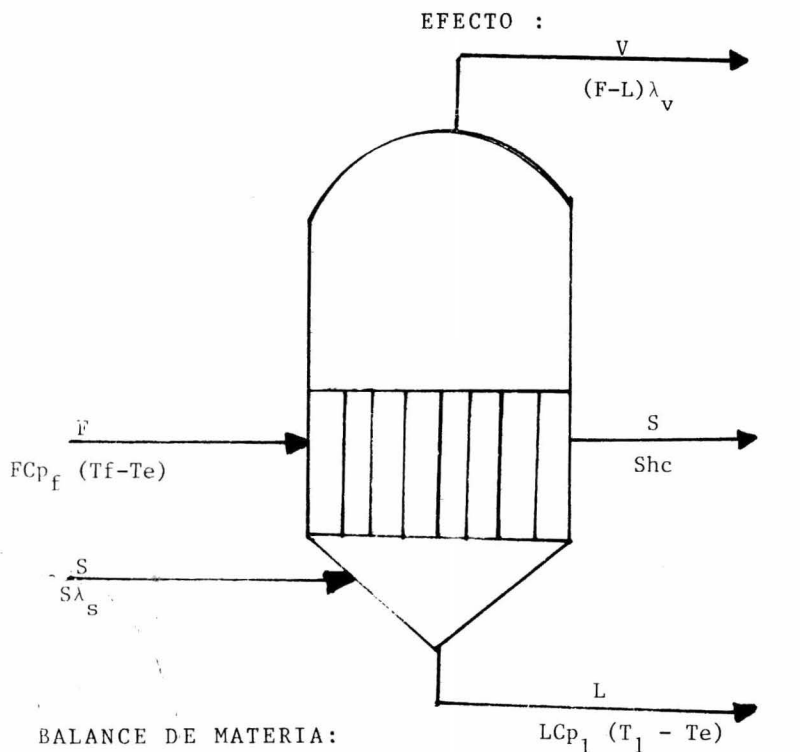
III.- La viscosidad tiene su efecto específico además del indicado antes sobre la circulación, pues a una velocidad determinada, mientras mayor viscosidad tenga la solución, mayor espesor de la película y por consiguiente mayor será la resistencia, disminuyendo su coeficiente de transmisión.

IV.- Nivel del líquido en el evaporador.

Cuanto menor es el nivel del líquido tanto mayor es el coeficiente de transmisión, hasta una altura determinada en que el líquido arrastrado por el vapor es insuficiente para mojar toda la superficie de calefacción. Sin embargo, operando con bajos niveles de líquido se forman incrustaciones y separación de sales, pudiendo ocurrir que cuando se manejan soluciones que depositan sólidos sobre la superficie de calentamiento sea demasiado pequeño el período útil de trabajo entre dos limpiezas sucesivas y, al contrario, con un nivel de líquido muy por encima del extremo superior de los tubos debido a la carga hidrostática apenas tiene lugar evaporación en los tubos, mientras que disminuye grandemente la formación de costras.

En cada instalación particular hay que elegir el nivel de líquido adecuado, haciendo un balance entre el mejor coeeficiente de transmisión por un lado y por otro el mejor ciclo de operación. Por lo general, el nivel óptimo se encuentra próximo al extremo superior de los tubos, aunque a veces llega a estar hasta 60 cm. por encima.

BALANCE DE MATERIA Y ENERGIA PARA EVAPORACION A SIMPLE -



$$F = L + V \quad \dots\dots\dots (2)$$

BALANCE DE SOLIDOS:

$$Fx_f = Lx_l \quad \dots\dots\dots (3)$$

En la ecuación (3) se considera que el vapor no arrastra sólidos.

NUMENCLATURA BALANCE DE MATERIA:

F = Alimentación: Kg/hr (solución diluida)

L = Concentrado: Kg/hr (solución concentrada)

V = Vapor: Kg/hr (solvente evaporado)

X_f = % en peso de sólido en la solución diluida.

X_1 = % en peso de sólido en la solución concentrada.

BALANCE DE ENTALPIA POR LADO DEL VAPOR CONDENSANTE

(Ver fig. 1)

$$Q_s = SH_s + Sh_c \dots\dots\dots (4)$$

$$Q_s = S(h_c - H_s) \dots\dots\dots (5)$$

En la práctica es válido suponer que el sobrecalentamiento y el subenfriamiento en el vapor vivo (S) es despreciable por tener un valor muy pequeño considerándose la diferencia entre la entalpia del vapor vivo y la del condensado como el calor latente de condensación del vapor de agua (λ_s) por lo que:

$$h_c - H_s = - \lambda_s \dots\dots\dots (6)$$

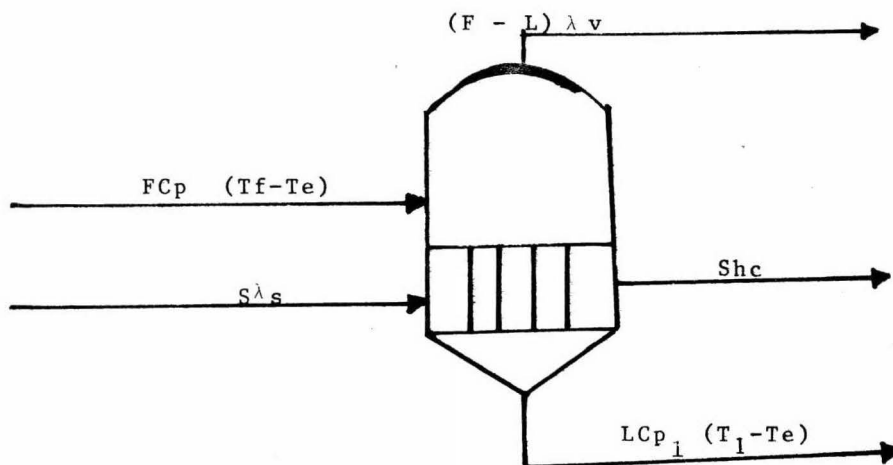
La ecuación (6) toma signo negativo por estarse quitando calor al fluido.

Sustituyendo ecuación (6) en ecuación (5) :

$$Q_s = - S \lambda_s$$

$$Q_s = - S \lambda_s \quad \dots\dots\dots (7)$$

BALANCE DE ENTALPIA POR LADO DE LA SOLUCION QUE SE CONCENTRA



$$Q = V H_v + L h_1 - F h_f \quad \dots\dots\dots (8)$$

Como $V = F - L$

$$Q = (F - L) H_v + L h_1 - F h_f \quad \dots\dots\dots (9)$$

Las entalpias (H_v , h_1 y h_f) dependen de las características de la solución que se concentra. En algunos casos al concentrar una solución hasta una densidad elevada se necesita además del calor latente de vaporización, una cantidad adicional de calor.

Para soluciones que poseen calores de dilución despreciables las entalpias se pueden calcular a partir de los calores

res específicos de la solución eligiendo una temperatura de referencia por encima de la cual se calcula las entalpías.

La solución concentrada (L) y el vapor que sale (V) es tán en equilibrio por lo que tienen igual temperatura y es la temperatura de ebullición en el evaporador, por lo que es conveniente seleccionar como temperatura de referencia a la temperatura de ebullición Te.

Así, la entalpia específica está dada por:

$$h_1 = CP_1 (T_1 - Te) \dots\dots\dots (10)$$

Para la solución que se concentra (alimentación).

Respecto al calor específico de la solución en este ca so se puede determinar, para una concentración X, si se conoce para otra concentración Xo, considerando que el calor específico es función lineal de la concentración de acuerdo con la expresión

$$Cp = L - (1 - Cpo) \frac{X}{X_0} \dots\dots\dots (11)$$

Si la solución tiene un aumento apreciable en el punto de ebullición entonces el vapor procedente de la solución es vapor sobrecalentado y tomando como temperatura de referencia (T_1) su entalpia será el calor latente a $T_1 - Te$ más el aumento de entalpia debido al sobrecalentamiento y este aumento es aproximadamente igual a 0.46 veces la elevación del punto de ebullición.

La entalpia específica para la alimentación está dada por:

$$h_f = C_{P_f} (T_f - T_e) \dots\dots\dots (12)$$

Sustituyendo ecuación (10) y (12) en ecuación (9):

$$= (F - L) H_v + L C_{P_1} (T_1 - T_e) - F C_{P_f} (T_f - T_e) \dots\dots\dots (13)$$

Por el equilibrio que existe entre (V) y (L) $T_1 = T_e$, H_v es igual al calor latente de vaporización de la solución que se concentra a la T_e , por lo tanto la ecuación (13) se escribe como:

$$Q = (F - L) \lambda_v + F C_{P_f} (T_e - T_f) \dots\dots\dots (14)$$

Si no hay pérdidas de calor:

$$Q = (F - L) \lambda_v + F C_{P_f} (T_e - T_f) = -S \lambda_s = -Q_s \dots\dots (15)$$

Es decir, el calor transmitido desde el vapor vivo (S) hacia los tubos es igual al que se transmite de los tubos a la solución.

ECUACION DE DISEÑO

La cinética física establece que un proceso transcurre tanto más rápidamente cuanto más alejado está del equilibrio

y la velocidad en un instante cualquiera viene dada por la distancia que separa al sistema del equilibrio en dicho momento.

La velocidad en la mayor parte de los procesos físicos es proporcional a una magnitud denominada fuerza impulsora o potencial impulsor. La naturaleza del potencial impulsor depende del tipo de proceso así en transmisión de calor es una diferencia de temperatura.

En oposición a una fuerza impulsora existe siempre una resistencia y la velocidad del proceso en un instante cualquiera es proporcional a la fuerza impulsora e inversamente proporcional a la resistencia. Este hecho se puede expresar como:

$$\frac{dG}{dt} = \frac{\Delta F}{R} \quad \dots\dots\dots (16)$$

En donde:

G = Magnitud que se transfiere

ΔF = Fuerza impulsora

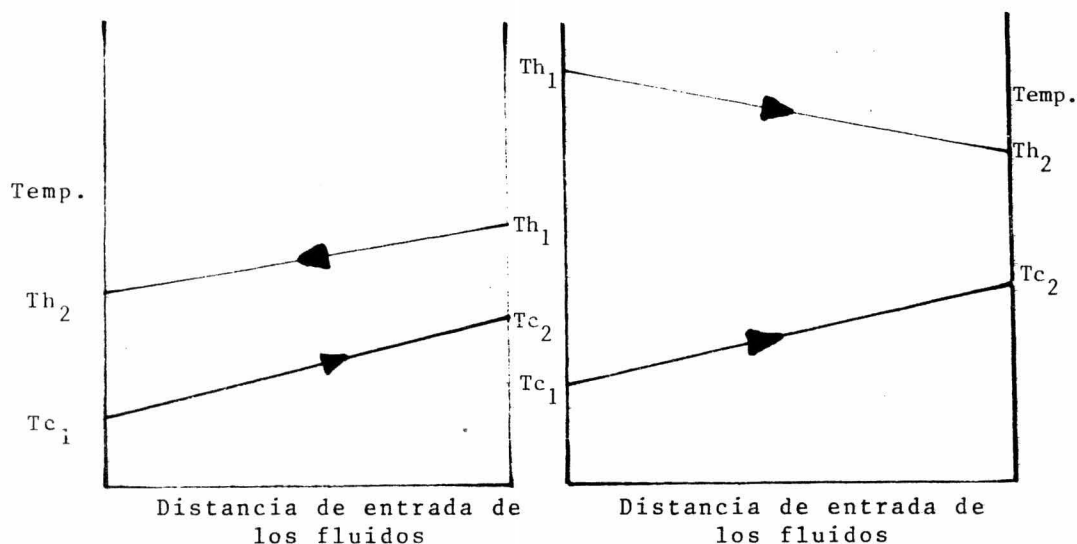
t = Tiempo

R = Resistencia

De acuerdo a la ecuación (16) la densidad de flujo de calor es proporcional a una fuerza impulsora. Para el flujo de calor, se toma $(T_h - T_c)$ como fuerza impulsora, -

siendo T_h la temperatura media del fluido caliente y T_c la temperatura media del fluido frío. $(T_h - T_c)$ es la diferencia global de temperatura local y se representa por ΔT .

Del siguiente perfil de temperatura para un cambiador de calor de tubos concéntricos a contracorriente y corriente paralela,



se observa que ΔT puede variar notablemente de un lugar a otro a lo largo del tubo y puesto que la densidad del flujo de calor es proporcional a ΔT , también la densidad del flujo variará con la longitud del tubo. Por esta razón, es necesario plantear una ecuación diferencial considerando un elemento diferencial de área, dA , a través del cual tiene lugar un flujo diferencial de calor, dq , por efecto de la fuerza impulsora correspondiente al vapor local de

La densidad de flujo local es por consiguiente dq/dA y está relacionado con el valor local de ΔT mediante la ecuación

$$\frac{dq}{dA} = U \Delta T = U (T_h - T_c) \dots\dots\dots (17)$$

La magnitud de U es un factor de proporcionalidad entre dq/dA y ΔT y recibe el nombre de coeficiente global - local de transmisión de calor.

Para completar la definición de U en un caso concreto, es preciso especificar el área. Si para A se toma el --- área exterior del tubo A_o el coeficiente U se basa en ella y se representa por U_o , si se elige el área interior A_i el - coeficiente está basado en ella y se representa por U_i . - Puesto que tanto ΔT como dq son independientes del área elegida resulta:

$$\frac{U_o}{U_i} = \frac{dA_i}{dA_o} = \frac{D_i}{D_o} \dots\dots\dots (18)$$

Siendo D_i y D_o los diámetros interior y exterior del tubo, respectivamente.

La velocidad de transmisión de calor a través de la su perficie de calentamiento de un evaporador, de acuerdo con la definición del coeficiente global de transmisión de calor dada en la ecuación (17) es igual al producto de tres facto-

res: el área de superficie de transmisión de calor A , el coeficiente global de transmisión de calor U y la caída -- global de temperatura ΔT . Esto se expresa como:

$$q = UA\Delta T \quad \dots\dots\dots (19)$$

$$q = UA (T_s - T_e) \quad \dots\dots\dots (20)$$

Siendo la ecuación (20) la de diseño.

NOMENCLATURA PARA BALANCE DE ENERGIA Y ECUACION DE DISEÑO.

T_s : Temperatura del vapor vivo de agua, saturado $^{\circ}C$

T_e : Temperatura de ebullición de la solución $^{\circ}C$

q_s : Calor transferido por el vapor vivo $K \text{ cal/hr}$

q : Calor que recibe la solución $K \text{ cal/hr}$

$S=C$: Masa del vapor vivo condensado Kg/hr

A : Area de la superficie de transmisión de calor m^2

H_s : Entalpia específica del vapor vivo $K \text{ cal/kg}$

h_c : Entalpia específica del condensado $K \text{ cal/kg}$

λ_s : Calor latente de condensación del vapor vivo $K \text{ -- cal/kg}$

H_v : Entalpia específica del vapor de agua (agua evaporada de la solución) $K \text{ cal/kg}$

h_f : Entalpia específica de la solución diluida $K \text{ cal/Kg}$

h_l : Entalpia específica de la solución concentrada $K \text{ -- cal/kg}$.

v : Calor latente de evaporación del solvente a la temperatura de ebullición, la cual es función de la - presión absoluta y la concentración del solvente.

CP_f : Calor específico de la solución diluida K cal/Kg°C

CP_l : Calor específico de la solución concentrada K cal/kg°C

CLASIFICACION DE LOS PROCESOS DE EVAPORACION

Esta clasificación se hace en función de cómo se "sumi-
nistra" el calor necesario al solvente a evaporar y de cómo se "elimina" el vapor producido para evitar su acumulación.

El calor necesario se suministra de dos formas:

- a) Por contacto directo del líquido con la fuente pro-- ductora de calor.
- b) Por transmisión a través de una pared sólida.

El vapor producido se elimina de dos formas:

- 1) Mezclado con un gas inerte; como aire o gases de -- combustión.
- 2) Como vapor puro.

De las formas de suministro de calor y de eliminación del vapor resultan las siguientes combinaciones en los procesos de evaporación.

Primer caso.- El calor se suministra por contacto directo con el líquido y se elimina el vapor por medio de un gas inerte. Los siguientes ejemplos pertenecen a este caso:

LA EVAPORACION SOLAR

Es un ejemplo típico de este tipo de evaporación, -- aquí el calor se transmite directamente por radiación y -- el vapor se elimina por el aire atmosférico como sucede -- en las salinas. El equipo empleado es muy sencillo, consta de tanques de gran superficie y de poco fondo, coloca-- dos uno a lado de otro que se llenan con la solución que -- se desea evaporar.

Otra clase de equipo que emplea la radiación solar -- consiste en una serie de ramas por la que escurre la solu-- ción que se quiere concentrar recogién^{do}se en depósitos colocados en la parte inferior, la evaporación se efectúa -- por medio del calor solar pero principalmente por el vien-- to.

EVAPORACION POR MEDIO DE TORRES

Puede obtenerse una gran superficie de contacto pasan^{do} la solución en películas delgadas por torres empacadas (del material adecuado), usándose en contra corriente con gases de combustión.

Cuando se introduce gas caliente sin polvo que proviene de un gasógeno, la evaporación es muy rápida, con la -- ventaja de que el producto obtenido está libre de polvo. -- La torre de Glover en la fabricación de ácido sulfúrico, -- por el método de las cámaras de plomo, es un tipo de estas torres.

EVAPORACION POR BURBUJEO DE GAS CALIENTE

Se puede efectuar una evaporación burbujeando aire u otro gas caliente en el seno de la solución a una temperatura lo más elevada posible, sin que se efectúe descomposición del líquido.

El aire es muy efectivo no sólo porque arrastra el vapor formado sino porque produce una agitación en la solu--ción manteniendo el líquido a una temperatura uniforme.

Ventajas de los evaporadores de este tipo.

El aparato (evaporador) se puede construir con el material más apropiado por lo referente a la corrosión, sin --- preocuparse de su mayor o menor conductibilidad térmica, ya que las incrustaciones producidas por la solución a evapo--rar no afectan la conductibilidad.

Desventajas.

En esta clase de evaporadores no ha sido posible apli-car el principio de múltiple efecto para recuperar ealor.

En el caso de evaporación solar los únicos datos disponibles son los metereológicos entre los que figuran princi-palmente la precipitación pluvial y la humedad del aire en las diferentes épocas del año.

Segundo caso.- El calor se suministra por contacto directo con el líquido y el vapor se elimina como vapor puro.

Este caso no tiene aplicaciones industriales, sin em--

bargo se puede realizar físicamente produciendo calor por medio de una resistencia eléctrica sumergida en el líquido.

Tercer caso.- El calor se transmite a través de una pared sólida y el vapor se elimina por arrastre con un gas inerte.

Este caso se encuentra rara vez en la práctica, excepto cuando el evaporador se calienta directamente y se conducen los gases de combustión a contacto con la solución.

En este caso, el calor se transmite por dos formas: - por conducción a través de las paredes del evaporador y -- por convección de los gases a la superficie del líquido. - Cuando se quiere que una evaporación se lleve a cabo lentamente con el objeto de obtener una cristalización en las condiciones más favorables se emplea este tipo de evaporación, el calentamiento en esos casos se efectúa sin que el líquido hierva.

Cuarto caso.- El calor se trasmite a través de una pared sólida y el vapor se elimina como vapor puro.

La mayor parte del equipo industrial de evaporación pertenece a este caso. Debido a la naturaleza misma de la transmisión de calor y con el objeto de evitar contaminaciones y pérdidas, el equipo tiene la forma de un recipiente cerrado y está construido de manera que los factores "U", - "A" y " ΔT ", que dan la transmisión de calor o sea la capaci

dad, sean lo más grandes posibles.

Existen tres formas principales de efectuar el calentamiento en un proceso de evaporación de este tipo y son:

- a).- Calentamiento por fuego directo o por gases calientes.
- b).- Calentamiento por aceite u otro líquido caliente.
- c).- Calentamiento por vapor de agua.

- a).- EVAPORADORES CALENTADOS A FUEGO DIRECTO O CON GASES.

Están formados generalmente por un recipiente de acero o de fierro fundido. Es muy conveniente que la combustión se complete antes que los gases se pongan en contacto con las paredes metálicas del evaporador, ya que la velocidad de combustión de los gases disminuye considerablemente por un descenso de su temperatura.

La capacidad del evaporador depende del área de calentamiento, la diferencia de temperaturas entre los gases de combustión y la temperatura de ebullición de la solución (ΔT) y del coeficiente de transmisión de calor (U).

- b).- EVAPORADORES CALENTADOS CON ACEITE.

Cuando no se puede obtener una temperatura suficientemente alta usando vapor a la presión ordinaria y cuando el calentamiento a fuego directo no es conveniente se puede -- efectuar el calentamiento empleando aceite caliente.

El equipo para este tipo de calentamiento, requiere - una caldera con aparatos de control automáticos de gran -- exactitud, para evitar sobrecalentamientos, un equipo completo para hacerlo circular, el evaporador propiamente dicho resulta costoso; además el método no presenta una ventaja apreciable en el valor del coeficiente total (U).

c).- EVAPORADORES CALENTADOS POR VAPOR.

Es el sistema de calentamiento universalmente empleado y que se encuentra en la mayoría de las industrias utilizando aparatos y procedimientos de trabajo perfectamente conocidos.

Este método presenta varias ventajas, por ejemplo, el control de temperatura del vapor por medio de manómetros - cuyo funcionamiento es perfectamente conocido; la cantidad de calor que lleva el vapor es del mismo orden de magnitud que el calor necesario para evaporar la solución, por consiguiente la cantidad de vapor empleada no es muy grande y finalmente es el medio de calentamiento que da el mayor -- coeficiente de transmisión de calor (1000,3000) *. Pre--senta, sin embargo, una desventaja cuando se quieren obtener temperaturas elevadas, ya que en estos casos la pre---sión que debe tener el vapor debe ser muy grande y por consiguiente los equipos necesitan estar construidos especialmente y con gran resistencia. Para evitar esto en lugar

* $K \text{ cal/hr m}^2, ^\circ\text{C}$

de agua se puede emplear óxido de difenilo, que da temperaturas elevadas a presiones del orden de la atmosférica.

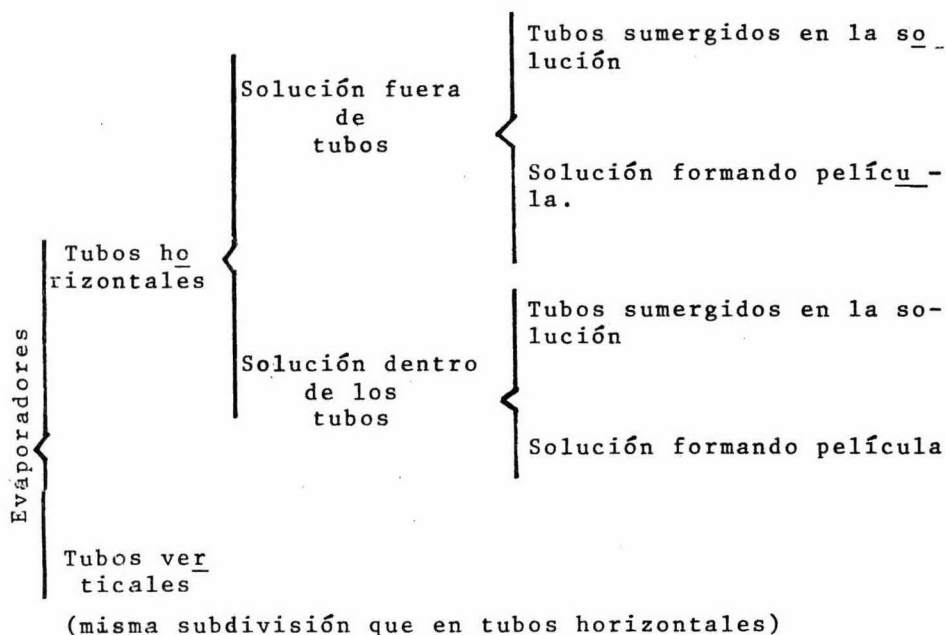
Los equipos que utilizan vapor de agua como medio de calentamiento son de características muy variadas, sin embargo, deben cumplir ciertas condiciones con el objeto de tener la capacidad máxima posible. La superficie de calentamiento debe ser grande, lo cual se logra con un número elevado de tubos.

El valor de ΔT , debe ser lo más grande posible y con objeto de disminuir la temperatura de ebullición disminuimos la presión de trabajo. Desgraciadamente no se puede disminuir la presión indefinidamente, debido a que a temperaturas bajas la viscosidad del líquido aumenta disminuyendo su circulación y por consiguiente el valor del coeficiente (U); además el hecho de disminuir demasiado la presión de trabajo operando el vacío nos significa gastos adicionales que no compensan las ganancias obtenidas en la capacidad. Generalmente se trabaja a una, dos o tres pulgadas de mercurio como presión absoluta mínima (2.54 a 7.62 cm. de Hg).

TIPOS DE EVAPORADORES CALENTADOS POR VAPOR

La superficie de calentamiento de un evaporador, está generalmente representada por una serie de tubos rectos, debido a la facilidad de su construcción y de su limpieza; pueden ser horizontales, verticales o inclinados.

La solución que se va a concentrar puede encontrarse -- en el interior o en el exterior de los tubos, estando el va por en la parte opuesta. Finalmente dicha solución puede cubrir la superficie de calentamiento como en el caso de tu bos sumergidos en el líquido o puede estar distribuida sobre la superficie de calentamiento en forma de película. De --- acuerdo con estas posibilidades los evaporadores pueden clasificarse en la siguiente forma:



EVAPORADORES DE TUBOS HORIZONTALES CON LA SOLUCION FUERA DE TUBOS Y CON LA SUPERFICIE DE CALENTAMIENTO SUMERGIDA EN LA SOLUCION.

Este tipo de evaporador consta de una coraza vertical a

la que están sujetas dos cámaras de vapor, una de ellas recibe el vapor alimentado y lo distribuye a los tubos horizontales y el vapor que se condensa se saca por medio de una trampa en la cámara colocada en el extremo opuesto de los tubos, el líquido que está hirviendo se encuentra en la parte principal del evaporador, alrededor de los tubos de calentamiento y el espacio colocado sobre el líquido sirve para que las gotas arrastradas por el vapor tengan tiempo de asentarse.

La solución diluida se alimenta por medio de un tubo de carga en uno de los lados del evaporador, ya sea arriba o abajo del nivel libre del líquido. La solución concentrada se saca por el fondo del evaporador. Los vapores que salen por la parte superior del evaporador pueden ir a un condensador o a otro evaporador. Las conexiones de los tubos con las cámaras de vapor están ajustadas por medio de un empaque. Con el objeto de asegurar una circulación eficiente del líquido a la ebullición el evaporador tiene un espacio libre de tubos en la parte central, a los lados del evaporador o en ambas posiciones.

Este tipo de evaporador puede ser de sección circular o rectangular, en este último caso recibe el nombre de "evaporador de Wellner Jelinek". Generalmente los tubos tienen un diámetro que varía entre $7/8$ y $1\ 1/4$ de pulgada (2.2 a 3.2 cm.) y una longitud de 0.12 a 4.57 m. (4 a 15 pies).

Prácticamente todos los fabricantes construyen aparatos de este tipo, variando únicamente la efectividad de la circulación, resistencia y perfección de su construcción mecánica. La localización y tamaño de la calandria, así como el espacio para favorecer la circulación tiene una influencia marcada en el coeficiente de transmisión de calor. Este tipo de evaporador, se usa sólo para líquidos no viscosos y en aquellos casos en donde no se producen incrustaciones ni precipitan sales.

EVAPORADORES DE TUBOS HORIZONTALES CON LA SOLUCION FUERA DE LOS TUBOS EN FORMA DE PELICULA.

El evaporador "Lillie" es el representante de esta clase. Consta sólo de una cámara de vapor en la calandria y cada uno de los tubos que llevan el vapor está cerrado en el otro extremo conteniendo únicamente una abertura que permite la salida a los gases no condensables a una cámara que rodea a los tubos.

Los tubos están ligeramente inclinados hacia la cámara de vapor con el objeto de facilitar el escurrimiento del agua condensada proveniente del vapor hacia la cámara de vapor, y de ahí se elimina por medio de trampas.

La solución se alimenta sobre la hilera de tubos más alta y se distribuye en el evaporador por medio de un dispositivo adecuado. La solución concentrada se recoge en el fondo del evaporador y se saca por medio de una bomba,

empleándose ya sea como producto final inyectándose a otro evaporador o bien recirculándose únicamente.

Evidentemente la cantidad de líquido expuesto a la temperatura alta, es pequeña comparada con la cantidad expuesta en el evaporador del caso anterior y por consiguiente el tiempo de exposición del líquido será mucho menor. Para aquellos materiales que sufren deterioro con un calentamiento prolongado es recomendable el uso de este aparato.

EVAPORADORES CON TUBOS HORIZONTALES CON LA SOLUCION -- POR DENTRO EN FORMA DE PELICULA

El evaporador "Yaryan" es el representante de este --- equipo y está equipado con tubos horizontales rodeados por vapor. La solución alimentada entra a los tubos y fluye - por varios pasos horizontales descargándose a una cámara -- donde el líquido arrastrado por los gases se separa de éstos por mamparas convenientemente colocadas. Por medio de codos de retroceso se forman series de tres a cinco tubos - cada una. La solución pasa por todos los tubos de una serie antes de entrar en la cámara de separación. Estos evaporadores han tenido éxito en la evaporación de líquidos -- que forman espuma, tales como la cola, gelatina, jugos de frutas y suspensiones de pulpas y papeles de maderas resinosas. Los tubos son de 1 1/2 a 3 pulgadas (3.81 a 7.62 cm) de diámetro y de 3 a 4.5 m. de largo (10 a 15 Ft).

EVAPORADORES CON TUBOS VERTICALES CON LA SOLUCION FUERA DE TUBOS Y LA SUPERFICIE DE CALENTAMIENTO SUMERGIDA

Los primeros evaporadores se construían de grandes corazas cilíndricas verticales, cuyos elementos de calentamiento consistían en un conjunto de tubos conductores de vapor conectados en la parte superior y en la inferior con dos cámaras horizontales para el abastecimiento del vapor y para la eliminación del condensado.

Debido a los inconvenientes que presentaron estos tipos de evaporadores en la instalación de los elementos de calentamiento para asegurar una área máxima en el volumen ocupado por la coraza, así como la disminución que experimentaba la circulación del líquido a la ebullición debido a las cámaras horizontales; en la actualidad no se usa esta clase de evaporadores.

EVAPORADORES DE TUBOS VERTICALES CON LA SOLUCION DENTRO Y LA SUPERFICIE DE CALENTAMIENTO SUMERGIDA

Los evaporadores de tubos verticales que pertenecen a este tipo son los más empleados en la actualidad y existen varias clases, entre ellas:

EVAPORADORES STANDARD

Están formados por una coraza vertical con dos planchas perforadas (espejos) que sostienen una serie de tubos verticales, en el centro hay un conducto por donde regresa la so-

lución. El vapor se inyecta por fuera de los tubos y la solución por dentro. Al hervir la solución penetra en el interior de los tubos y al llegar a la parte superior - regresa por el ducto central al fondo del evaporador, mejorando en esta forma la circulación; sin embargo, el choque producido por la reunión de los líquidos que fluyen de los tubos tiende a producir espuma. Este tipo de evaporadores se adapta especialmente a las soluciones que producen incrustaciones o precipitan sales. El fondo del evaporador puede ser cónico o formado por una plancha horizontal, los tubos son de diámetro comprendidos entre 1 1/4 y 3 pulgadas (3.175 y 7.62 cm), con longitudes de 0.76 a 0.18 m. El agua producida por la condensación del vapor puede eliminarse por cualquier lugar conveniente, en la plancha inferior los gases no condensables que vienen con el vapor - se eliminan también adecuadamente. Con el objeto de mejorar la circulación de este aparato se han propuesto otros evaporadores que varían sólo en la forma y posición del tubo de retorno de la solución.

EVAPORADORES DE CANASTA

Este evaporador es esencialmente el mismo que el evaporador estándar, sin embargo, su superficie de calentamiento llamada también calandria forma un conjunto separado en el centro del evaporador y el ducto por donde regresa la solución en lugar de encontrarse en dicho centro y - tener la forma tubular, ahora se encuentra en la periferia

y es de forma anular.

El vapor puede introducirse por medio de un tubo recto por un lado del evaporador de manera que atraviesa el espacio anular por donde regresa la solución. La notable ventaja de esta clase de evaporador es la facilidad con -- que se efectúa su limpieza de las incrustaciones, ya que -- se puede sacar la calandria y reemplazarla inmediatamente por una limpia. Este tipo es muy conveniente para concen-- trar soluciones salinas que contienen yeso, sin embargo, de-- bido a las dificultades que presenta su construcción por -- el hecho de tener la calandria en medio de la coraza su -- uso no está muy extendido, además si la solución es corro-- siva, puede debilitar los sostenes de tal manera que re--- quiere cambio inmediato, así como los tubos de alimenta--- ción del vapor.

Hay otros evaporadores que tienen el conducto de re-- greso por un lado del evaporador, lo que trae algunas ven-- tajas ya que la circulación es más efectiva pues no se pro-- ducen choques, además, el vapor se introduce directamente a la calandria sin tener que pasar por el espacio destina-- do al regreso de la solución y el sistema de sostén de la calandria no ofrece tantas dificultades.

EVAPORADORES DE TUBOS LARGOS VERTICALES

Los evaporadores de este tipo están formados por una serie de tubos verticales de gran longitud que conducen la

solución y que están sostenidos por dos placas horizontales que sirven a su vez para formar la cámara de vapor.

La solución se alimenta por la parte inferior con su suficiente presión para que suba un poco en los tubos.

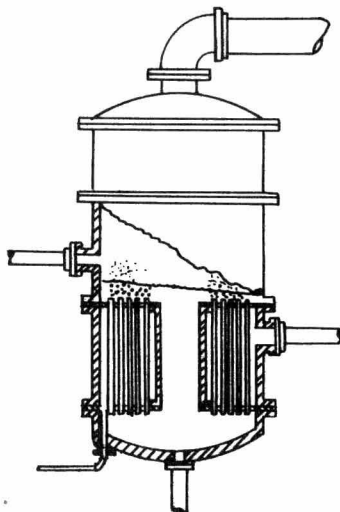
Cuando se emplean tubos muy largos en un evaporador de tubos verticales manteniendo el nivel del líquido bajo las burbujas que se forman en la evaporación ejercen una acción de bombeo bastante grande y la velocidad con que el líquido sale es elevada.

El primer evaporador que utilizó este principio fue el de "Kestner". El líquido concentrado que sale por la parte superior a gran velocidad, choca contra un deflector que cambia la dirección del líquido hacia la parte -- más fría del espacio vapor, siendo después extraída por la parte inferior. La velocidad del licor es lo sufi--cientemente alta como para que el deflector actúe también como un rompedor eficaz de espuma. Los tubos son de 3.5 a 6 m. de longitud. Este tipo de evaporador no es especialmente adaptable a los licores incrustantes o que depo--sitan sales, pero es excelente para manejo de líquidos es--pumosos o que forman natas.

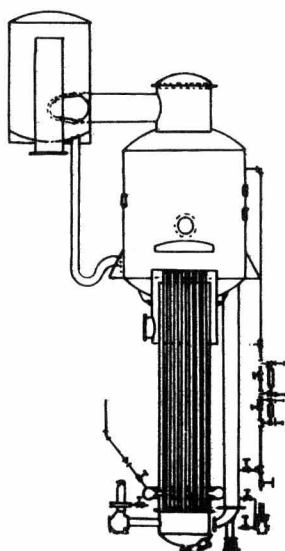
EVAPORADORES DE CIRCULACION FORZADA

Los evaporadores de circulación forzada pueden no -- ser tan económicos en operación como los evaporadores de

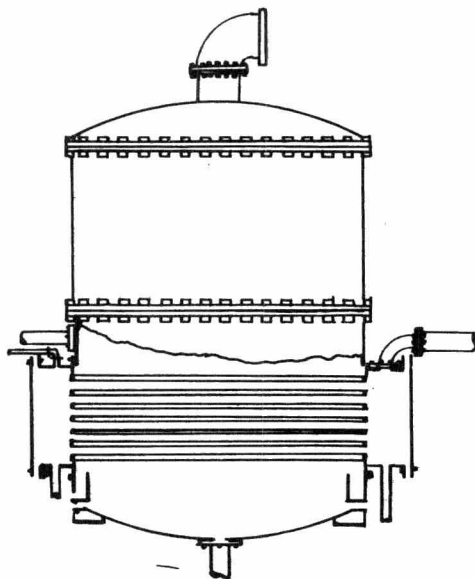
circulación natural, pero son necesarios cuando los problemas de concentración involucran incrustaciones. Puesto - que el número de Grashof ($\frac{D^3 \rho^2 g \beta \Delta T}{\mu^2}$) varía inversamente - con el cuadrado de la viscosidad, hay un límite de viscosidad de las soluciones que recirculan naturalmente. Este evaporador da coeficientes de transmisión de calor muy elevados por las altas velocidades que se obtienen por el uso de las bombas de recirculación. Es especialmente apropiado para evaporar líquidos viscosos, cuando hay que usar materiales costosos por la superficie de calefacción, cuando la caída de temperatura que pueda emplearse sea pequeña o cuando durante el funcionamiento se separen sales que incrustan a los tubos. Estos tienen 7/8 de pulgada (2.22 - cm.) de diámetro y de 2.44 a 4.57 m. de largo.



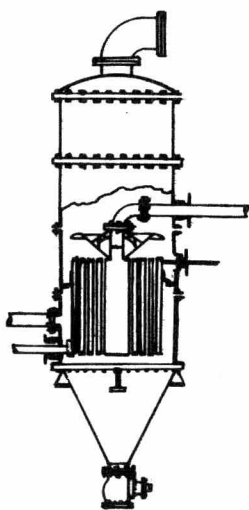
I. EVAPORADOR DE TUBOS VERTICALES



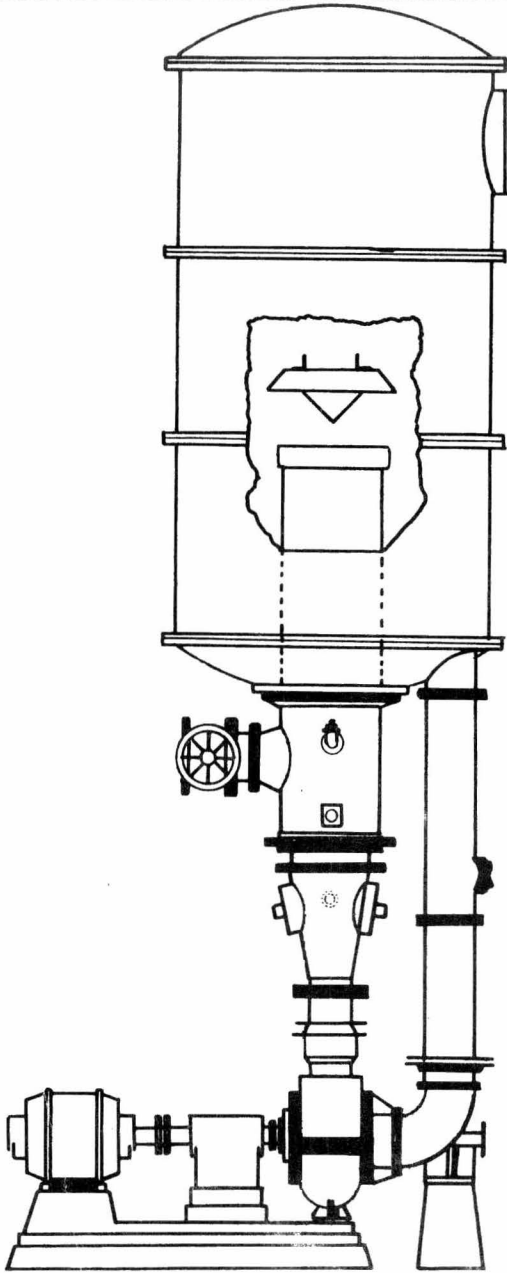
II. EVAPORADOR DE PELÍCULA DE TUBOS LARGOS



III. EVAPORADOR DE TUBOS HORIZONTALES



VI. EVAPORADOR DE CANASTA



C A P I T U L O I I

SOBRE COEFICIENTES DE TRANSFERENCIA DE CALOR

Al hablar de un coeficiente de transmisión de calor en evaporación nos referimos al coeficiente total U que está -- en función de los coeficientes individuales que a su vez dependen de las cuatro resistencias al paso del calor, estas resistencias son:

- 1.- $\frac{1}{h_s}$ Resistencia presentada por la película del vapor que se está condensando (S)
- 2.- $\frac{X}{K}$ Resistencia de la pared sólida al paso del calor.
- 3.- $\frac{1}{h_i}$ Resistencia presentada por las incrustaciones.
- 4.- $\frac{1}{h_l}$ Resistencia presentada por la película del líquido que está hirviendo.

De acuerdo con estas resistencias y suponiendo que el grosor de los tubos es lo suficientemente pequeño para considerar las áreas medias como iguales o en otras palabras, tomando los coeficientes referidos en una área determinada que se ha tomado como área de calentamiento y que generalmente -

es la del líquido, por lo que se puede relacionar el coeficiente total con los coeficientes individuales de la siguiente manera:

$$U = \frac{1}{\frac{1}{h_s} + \frac{x}{K} + \frac{1}{h_1} + \frac{1}{h_L}} \dots\dots\dots ()$$

Siendo:

h_s : Coeficiente de transmisión de calor de lado del vapor (S) en K cal/hr m² °C

x : Espesor de la pared sólida en m.

K : Conductibilidad de la pared sólida en K -- cal/hr m °C

h_1 : Coeficiente de transmisión de calor de la incrustación en K cal/hr m² °C

h_L : Coeficiente de transmisión de calor del lado del líquido en ebullición en K cal/hr m² °C.

Considerando en detalle estas resistencias:

RESISTENCIA PRESENTADA POR LA PELICULA DE VAPOR QUE -
ESTA CONDENSANDO $\frac{1}{h_s}$. Es generalmente despreciable con relación a otras resistencias siempre y cuando se tomen las precauciones que se indican en la parte de factores que influyen la evaporación (por lado del vapor que condensa).

RESISTENCIA PRESENTADA POR LA PARED SOLIDA (X/K). La transmisión de calor depende de su conductibilidad que a su vez es función de la naturaleza de la pared, de su temperatura, del grueso que tenga de acuerdo con la clase de equipo y con la corrosión que pueda presentar la solución que se va a evaporar. En la práctica el grueso de la pared -- del tubo es standard, variando únicamente la clase de materia que se emplee en su construcción ya que puede ser de -- fierro o de acero, usándose también de cobre con una conductividad muy alta o de níquel para evaporaciones especiales. La naturaleza del metal que se ha empleado no tiene una importancia muy grande, en cambio la naturaleza de la superficie metálica según su grado de pulimiento, tiene una in----fluencia muy marcada en la formación de la película como ya se indicó en factores que influyen la evaporación. Cuando el espesor de los tubos no sea muy grande se puede decir que la resistencia presentada por la pared metálica es del mismo orden de magnitud que la presentada por el vapor y por lo tanto puede despreciarse.

RESISTENCIA PRESENTADA POR LA INCRUSTACION DEL LIQUIDO A LA EBULLICION. $1/h_i$

Propiamente las incrustaciones provienen de dos causas: la primera, son las sales de calcio y magnesio contenidas - en el agua que ha servido para hacer la solución. La se--gunda son los cristales formados por un sobrecalentamiento

local de la solución. Se pueden evitar las incrustaciones eliminando las sales de calcio o de magnesio por un tratamiento adecuado del agua empleada en la solución por ablandadores (tratamiento con carbonato de sodio).

Es menester tener una vigilancia extrema con el objeto de evitar los sobrecalentamientos en ciertas partes del evaporador e impedir que el nivel de la solución descienda considerablemente dejando una porción de los tubos secos - que facilitaría la formación de incrustaciones.

En el caso que la evaporación se haga hasta saturación es imposible evitar la formación de cristales, en este caso es necesario lavar seguido. En el mercado existen sustancias que actúan como desincrustantes, sin embargo, su empleo está limitado por la clase de solución que se vaya a evaporar ya que en algunos casos su presencia puede impurificar la solución que se desea obtener.

Suele suceder en la evaporación de soluciones muy cercanas de su punto de saturación que por un pequeño sobrecalentamiento se cristalizan tapando en un momento los tubos del evaporador, en esos casos se cierra el vapor inmediatamente y se procede a limpiar el evaporador. Hay casos en que la incrustación formada es fácilmente soluble y basta con lavar empleando agua a presión para desincrustar completamente.

Sin embargo, en muchos casos esto no es suficiente y se necesita lavar con soluciones ligeramente ácidas.

En los casos más difíciles es indispensable emplear - turbinas que hacen el raspado de la incrustación hasta eliminarla, esto no se puede hacer en tubos de cobre.

RESISTENCIA PRESENTADA POR LA PELICULA DEL LIQUIDO -- QUE ESTA HIRVIENDO.

El coeficiente h_1 es probablemente el menos estudiado pues depende de un número considerable de factores cuya influencia no es fácil conocer para toda clase de soluciones; entre los más importantes podemos citar la naturaleza y -- forma de la superficie, la diferencia de temperaturas en--tre la pared metálica de calentamiento y el líquído en ebullición, la naturaleza del líquido, la presencia de gases disueltos, la velocidad del líquido en los tubos, agita--ción, etc.

COEFICIENTES DE TRANSFERENCIA DE CALOR

La velocidad de transferencia de calor se puede considerar igual a una fuerza propulsora que resulta de una diferencia de temperatura (entre el medio de calentamiento y el receptor) dividida por una serie de resistencias o, como se expresa usualmente, dicha velocidad es igual al producto de un "coeficiente de transmisión de calor" por un área de contacto o transferencia y por una caída de temperatura.

El principal problema de cálculo en la velocidad de transferencia suele ser la valoración del coeficiente de transmisión. Para ello, se puede partir de una correlación empírica de los coeficientes de transmisión establecida por una serie muy numerosa de ensayos o determinarse específicamente en un equipo ya establecido.

Los coeficientes de transferencia de calor indican -- una medida cuantitativa de la transferencia de calor en el equipo, es decir, el valor de coeficiente es una medida de la habilidad del equipo para transmitir el calor.

Como el coeficiente está en función muy fuerte de la diferencia de temperatura que existe entre el medio de calentamiento y la temperatura de ebullición de la solución a evaporar que a su vez depende de la presión que se tenga en el evaporador, a esta temperatura se le denomina aparente ya que la verdadera implica la mediación de la temperatura del líquido en todos los puntos del área de transferencia, como esto es prácticamente imposible, los coeficientes de transferencia de calor se calculan con la diferencia de temperatura aparente (ΔT aparente) razón por la cual a los coeficientes se les denomina aparentes.

Existen cuatro métodos disponibles para el cálculo de coeficientes de transferencia de calor:

- 1.- Análisis dimensional combinado con experimentos.
- 2.- Soluciones matemáticas exactas de las ecuaciones de capa frontera.

- 3.- Análisis aproximado de la capa frontera por método dos integrales.
- 4.- Analogía entre transferencia de calor, transferencia de masa y transferencia de cantidad de movimiento.

Las cuatro técnicas han contribuido para el conocimiento de la transferencia de calor. Sin embargo, ningún método aislado puede resolver todos los problemas debido a que cada uno tiene limitaciones que reducen su campo de aplicación.

La determinación de coeficientes individuales es bastante difícil por estar en función de muchas variables en el proceso, además de la falta de certeza con que se miden las temperaturas superficiales por lo que es necesario combinar la teoría con la evidencia experimental. Para el cálculo del coeficiente global a partir de coeficientes individuales, es necesario acudir al análisis dimensional. Con este método se establece la relación de las variables por medio de la formación de grupos adimensionales que para este caso son:

$$\text{Número de Nusselt } Nu = hD/K$$

$$\text{Número de Reynolds } Re = Dv \rho / \mu$$

$$\text{Número de Prandtl } Pr = Cp \mu / K.$$

El número de Nusselt es la relación del mecanismo que involucra la transferencia de calor, el número de Reynolds

es la relación de los mecanismos que involucran la transferencia de cantidad de movimiento, el número de Prandtl es -- una función de las propiedades del fluido y depende de las características del flujo.

Existen ecuaciones pre-establecidas para el cálculo del coeficiente global a partir del coeficiente de película que contienen algunos de los grupos adimensionales de Nusselt, Reynold, Prandtl y la constante α evaluada como 0.0225

$$\frac{hD}{K} = (Re)^{0.8} (Pr)^{0.4}$$

$$\frac{hD}{K} = (Re)^{0.8} (Pr)^{0.3}$$

La primera ecuación se aplica cuando el fluido se calienta, la segunda cuando el fluido se enfría. Las propiedades del fluido se determinan a la temperatura media del mismo.

Para el caso particular de tubos verticales y un Reynolds mayor de 2,100 se puede usar la siguiente ecuación para el cálculo de coeficientes individuales:

$$\frac{hL}{K} = 0.943 \left[\frac{L^3 \rho^2 g}{K \mu \Delta T} \right]^{0.25} = 0.925 \left[\frac{L^3 \rho^2 g}{\mu l'} \right]^{1/3}$$

Ecuación tipo Nusselt

h = Coeficiente de transferencia de calor

D = Diámetro

K = Conductividad térmica

ρ = Densidad

μ = Viscosidad

T = Diferencia de temperaturas

L = Longitud del tubo.

Según Jakob, los valores del coeficiente para evaporación en tubos son alrededor del 25% mayores que para la evaporación sobre placas planas y cuya ecuación es la siguiente:

$$\frac{h}{k} = \left(\frac{\sigma}{\rho' - \rho''} \right)^{0.8} = 31.6 \left[\frac{v_s}{v} \cdot \frac{\sigma}{\sigma_a} \cdot \frac{\rho a' - \rho a''}{\rho' - \rho''} \cdot \frac{h(\Delta T)}{\rho'' v a w_a} \right]^{0.8}$$

σ_a = Tensión superficial a la presión atmosférica

σ = Tensión superficial

ρ' = Densidad del líquido saturado

ρ'' = Densidad del vapor saturado

v = Viscosidad cinemática

v_s = Viscosidad cinemática del agua a 212°F

$\rho a'$ = Presión atmosférica

$\rho a''$ = Presión de vapor saturado

va = Calor latente de evaporación

w_a = Velocidad (*)

(*) w_a es igual a 918 pies/hr (4.6 m/min) y represen-

ta el producto de la frecuencia media de la formación de burbujas en cualquier punto de la superficie de calefacción, por el diámetro medio de las burbujas de vapor que abandonan la superficie.

El proceso de cálculo del coeficiente global basado en estas ecuaciones no es totalmente satisfactorio por las siguientes razones:

- a).- El efecto de los gases no condensables sobre el coeficiente global, no está considerado en la ecuación Nusselt.
- b).- En muchos evaporadores, el coeficiente del vapor condensante es elevado comparado con el del líquido en ebullición, por lo que el coeficiente global es aproximadamente igual al coeficiente del líquido en ebullición.

Existen otros factores que influyen en el coeficiente de transferencia de calor, además de la caída de temperatura y las propiedades del fluido, es la carga hidrostática (la magnitud de ésta no puede ser calculada).

Al proyectar la mayoría de los equipos industriales para transmisión de calor, por lo general se conocen las temperaturas a las cuales los fluidos deben penetrar y abandonar el equipo, por ser condiciones de operación pero no la temperatura de la pared de transferencia. Por lo tanto no se calcula directamente por los coeficientes indi

viduales la velocidad de transmisión de calor, puesto que éstos están basados en la diferencia de temperatura existente entre la pared de transmisión y los fluídos.

Se puede calcular con rapidez la velocidad de transmisión de calor por medio del coeficiente total U , porque dicho coeficiente está basado en la diferencia de temperatura entre los dos fluídos.

Por lo que se define finalmente al coeficiente total U como la velocidad a la cual se transmite el calor de un fluido a otro, por unidad de área de transferencia y por grado de diferencia de temperatura entre ambos fluidos -- (líquido en ebullición y vapor de calentamiento).

$$q = UA (T_s - T_e)$$

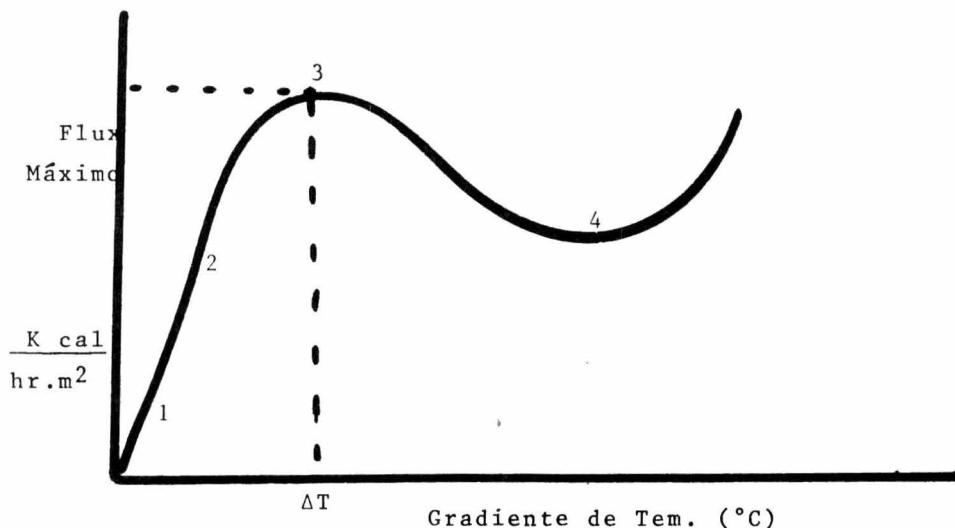
EBULLICION NUCLEAR Y EBULLICION EN PELICULA

Cuando la diferencia de temperatura entre la pared calefactora y el vapor del líquido es mayor que la crítica -- hay un predominio del vapor en la pared del tubo debido a la rápida y alta transferencia de calor, de manera que en realidad muy poco líquido tiene contacto con la pared calefactora. A esta condición se llama interferencia ya que la gran cantidad de vapor formado en la pared sirve realmente como una resistencia de gas al flujo de calor hacia el líquido, reduciendo el coeficiente de película a medida que la diferencia de temperatura es mayor, por lo tanto, en función del gradiente de temperatura puede haber dos tipos de ebullición. La que se efectúa en la superficie calefactora cuando el gradiente es pequeño se llama ebullición nuclear. Si el gradiente es mayor (de 45°C) la ebullición es en película por efectuarse en la película de vapor formada sobre la superficie calefactora.

Debido a que en este proceso la ascensión de las partículas de vapor es desordenado, algunos autores consideran que las burbujas pequeñas se unen a otras más grandes antes de separarse de la pared calefactora originando un estado inestable en el que está ocurriendo una evaporación mixta por ebullición nuclear y en película.

Se presta atención especial a la ebullición nuclear -- puesto que permite mayores flujos de calor que las vaporizaciones mixta y en película.

(1) La siguiente figura indica la relación típica entre el flujo de calor por unidad de área de transferencia o "flux" y la diferencia o gradiente de temperatura entre la superficie de calentamiento y la temperatura de saturación del líquido en ebullición.



En región (1) la transferencia es por convección natural y normalmente se presenta en sistemas que operan con - inferiores a 10 o 30 $^{\circ}F$ (7 o 17 $^{\circ}C$) aproximadamente. En esta región el líquido en contacto con la superficie caliente es sobrecalentado y tiende a subir por diferencia de densidades (convección natural) hasta la región de la interfase líquido vapor. En la superficie es liberado el calor de sobrecalentamiento mediante una vaporización relativamente tranquila del líquido. En esta región no hay -

formación de burbujas de vapor en el seno del líquido y -- los coeficientes de transferencia de calor que se obtiene en estas condiciones corresponden a los provistos por las ecuaciones aplicables al régimen de convección natural. La siguiente ecuación es típica para dicho mecanismo:

$$\frac{hD}{K} = Nu = 0.47 \left[(Gr) (Pr) \right]^{0.25} \dots (1)$$

En donde:

$$Gr = \text{Número adimensional de Grashoff} = \frac{D \rho g \beta \Delta T}{\mu^2}$$

$$Nu = \text{Número adimensional de Nusselt}$$

$$Pr = \text{Número adimensional de Prandtl}$$

La región (2) de la curva corresponde a un régimen de ebullición por nucleación. Aquí se forman diversos núcleos de generación de burbujas. Estas crecen en sus dimensiones rápidamente hasta que finalmente las fuerzas ascendentes tienden a elevarlas hasta la superficie del líquido. Existen diversas correlaciones que han sido propuestas para esta región de ebullición la ecuación de Mostinski

$$h = 0.225 P_c^{0.69} (Q/A)^{0.7} 1.8 (P/P_c)^{0.17} + 4 (P/P_c)^{1.2} + 10 (P/P_c)^{10} \dots (2)$$

Ha probado ser conveniente en representar dicha región

En donde:

h = Coeficiente de ebullición

$$\frac{Q}{A} = \text{Flux } K \text{ cal/hr } m^2$$

$= h (T \text{ superficie} - T. \text{ saturación})$

P_c = Presión crítica del fluido (absoluta)

P = Presión del sistema (absoluta)

El punto indicado como (3) en la gráfica representa el flux máximo de transferencia. Hasta este punto el flujo de calor aumentó al aumentar el gradiente disponible. La ΔT correspondiente al flux máximo se denomina gradiente ΔT crítico. En este punto la formación de vapores es tan elevada que prácticamente la superficie de calentamiento se encuentra cubierta de vapor y constituye una resistencia a la transferencia de calor (como se ha indicado anteriormente).

De lo anterior se deriva que es importante que el sistema se encuentre dentro de la región (2) o sea dentro de la correspondiente a la ebullición por nucleación para una ebullición satisfactoria.

El operar con gradientes superiores al valor crítico antes mencionado, representará obtener un decremento en el flujo de calor y por lo tanto un coeficiente de transferencia menor.

La ecuación de Palen y Small es adecuada para obtener el flujo máximo en bancos de tubos.

$$\frac{Q}{A \max} = 176 \psi \phi \quad \dots\dots\dots (3)$$

$$\psi = \rho_v \lambda \frac{g \sigma (\rho_l - \rho_v)^{0.25}}{\rho_v^2}$$

$$\phi = K_x \frac{P_t}{d_0 \sqrt{n}}$$

En donde:

λ = Calor latente de vaporización

$g = 4.17 \times 10^8 \text{ Ft/hr}^2$

σ = Tensión superficial del líquido contra su vapor

$K = 0.359$ para pitch cuadrado

$K = 0.334$ para pitch triangular

d_0 = Diámetro externo de los tubos

P_t = Pitch o arreglo

Además, se tienen las siguientes expresiones que dan resultados aproximados:

Ecuación de Rohsenow-Griffith

$$\frac{Q}{A \max} = 143 \rho_v \lambda \left(\frac{\rho_l - \rho_v}{\rho_v} \right)^{0.6} \quad \dots\dots\dots (4)$$

Ecuación de Clarke

$$(W)_{\max} = 110 \rho_1^{0.66} \rho_v^{0.33} \dots\dots\dots (5)$$

La ecuación (5) nos da $(W)_{\max}$ que es el flujo máximo de líquido evaporado en el punto crítico.

El gradiente de temperatura al cual se presenta el - flux máximo de calor o ΔT crítico normalmente se encuentra entre (17 y 75°C) para presiones de operación cercanas a la atmosférica.

Como guía deberá operarse dentro de los siguientes intervalos para asegurar que la ebullición se encuentra en la región de nucleación.

$$St = \frac{Nu}{Re Pr} = \frac{Cp \Delta T}{\lambda}; \text{ entre } 0.03 \text{ y } 0.3 \dots\dots (6)$$

$$= \frac{Cp \Delta T}{\lambda (Pr)^{0.6}}; \text{ entre } 0.02 \text{ y } 0.1 \dots\dots (7)$$

$$= \frac{K \Delta T}{\lambda \mu}; \text{ entre } 0.045 \text{ y } 0.07\dots\dots (8)$$

St = Número de staton.

La región posterior al punto del flujo máximo se denomina de transición y está caracterizada por una operación inestable en donde el flujo de calor disminuye a medida -- que se incrementa la ΔT hasta un punto en que se presenta un valor mínimo (4) conocido por el punto de Leidenfrost.- Deberá evitarse operar los equipos en esta región transi-- cional.

A partir del punto de Leidenfrost (4) se vuelve a lograr un incremento en el flux con un aumento en la ΔT . En esta zona al régimen se le conoce por ebullición tipo película o de capa, se lleva a cabo básicamente por conducción y radiación de calor a través de la película de vapor presente. Dicha capa de vapor se encuentra relativamente estable en contacto con la superficie de calentamiento.

Como se señaló anteriormente, la ebullición en película está caracterizada por coeficientes de transferencia bajos y diferencias de temperaturas elevadas. Los problemas de incrustación se acentúan en esta región.

La ecuación de Bromley predice los coeficientes en la región de ebullición por película:

$$h = 0.62 \left[\frac{K^3 \rho_v (\rho_l - \rho_v)}{D \mu_v \Delta T} \right]^{0.25}$$

K = Conductividad térmica del vapor.

μ_v = C_p del vapor.

Las propiedades se evalúan a la temperatura de película del vapor.

Nota: Lo antes mencionado tiene lugar cuando la vaporización del líquido se lleva a cabo en sistemas de ebullición sumergida. (Pool Boiling).

Vaporizadores de caldereta o tipo Kettle. En otra -

clase ya sea de circulación forzada o circulación natural, la ebullición se encuentra afectada por los esfuerzos corrientes debidos al flujo.

En general el fenómeno de ebullición por convección natural se verá por la convección forzada y el proceso de ebullición por nucleación se ve sensiblemente disminuido e incluso suprimido totalmente.

Cuando esto último ocurre, debido a la velocidad del fluido, el líquido sobrecalentado es arrastrado por la corriente turbulenta hasta la región de interfase líquido-vapor. En esta región se lleva a cabo la vaporización. Es decir en ciertas operaciones a circulación forzada no se presenta el cambio de fase sobre la superficie de calentamiento. En estas condiciones se obtienen coeficientes de transferencia de calor superiores a los que existieran si solo se presentara el fenómeno de ebullición por nucleación.

CORRELACIONES DEL COEFICIENTE GLOBAL DE TRANSFERENCIA DEL CALOR.

Algunos investigadores han relacionado experimentalmente al coeficiente global, con las variables que tienen gran influencia en esto, por ejemplo, Fragen y Badger obtuvieron la siguiente correlación empírica:

$$(2) \quad U = \frac{490 D^{0.57} v^{3.6/L}}{\mu^{0.25} \Delta T^{0.1}}$$

Esta ecuación fue obtenida con experimentos realizados en tubos de cobre de 7/8 de pulgada de diámetro externo (2.26 cm).

D = Diámetro del tubo

V = Velocidad

L = Longitud del tubo

μ = Viscosidad.

Para evaporadores de canasta se ha encontrado la siguiente correlación:

$$(2) \quad U = \frac{375 (\Delta T)^{0.22} (Pr)^{0.4}}{(v_g - v_e)^{0.37}}$$

Para un equipo Swenson existe la siguiente correla---

-
- (2) Ocaña Morales Ma. Evangelina.- Tesis Cálculo de los coeficientes globales de calor en un evaporador de calandria. UNAM, Ingeniería Química. 1975.

ción especial:

$$U = \frac{435 v^{0.45}}{\mu^{0.25} \Delta T^{0.1}}$$

v = Velocidad de alimentación.

Correlación especial para agua:

$$U = \frac{490 D^{0.57} \mu^{0.45}}{0.25 \Delta T^{0.1}}$$

D = Media aritmética de los tubos.

En evaporadores de tubos cortos verticales la U es una fuerte función de la diferencia de temperatura, el nivel de longitud y la viscosidad.

C A P I T U L O I I I

M E T O D O E X P E R I M E N T A L

TECNICA DE ARRANQUE Y OPERACION

EVAPORACION SIN PRECALENTAMIENTO DE LA ALIMENTACION

1.1 Preparar la solución a concentrar en el tanque de licor diluido agitando con el agitador que se encuentra en la parte superior de éste y cuyo control se halla en el tablero general, el agua de dilución proviene de la línea general del laboratorio y se controla con la válvula V-5.

1.2 Alineación de las líneas: (consultar diagrama de flujo).

1.2.1 Línea de alimentación del tanque de licor diluido al evaporador - (1) cerrar: válvulas V-4 de descarga al drenaje, V-3 de recirculación, V-5 y V-6 que comunican los precalentadores, V-11 que comunica con el segundo efecto; - abrir: válvulas V-9 y V-10 que comunica con el evaporador.

1.2.2 Línea de descarga del evaporador al tanque de licor concentrado - (2); cerrar: válvulas V-13 que comunica al segundo efecto, V-8 y V-15 que comunican los precalentadores, V-14 válvula del bypass; abrir: válvulas V-12, V-16 y V-17 que comunican con el tanque de licor concentrado.

1.2.3 Línea de vapor eliminado de la solución: o del evaporador -(3) al condensador y del condensador al acumulador de condensados; cerrar: válvula V-19 que comunica al segundo efecto. (4) abrir: válvula V-18.

1.2.4 Línea de vapor de calentamiento (S). De la línea general de vapor a la calandria del evaporador. (5) - cerrar: válvulas que comunican al segundo efecto, abrir: - V-5 que comunica a la calandria.

1.2.5 Línea de condensados del vapor de calentamiento (6) de la calandria al tanque receptor de condensado; - abrir: válvula V-28 o V-29 dependiendo del tanque que se use, cerrar: válvula de venteo V-26, V-27, abrir: válvulas del indicador de nivel.

1.2.6 Línea niveladora de presión (7). De la calandria a los tanques receptores de condensado, abrir: válvula V-33.

ARRANQUE.

1o. Cerciorarse del nivel del tanque receptor de Condensado y del nivel de la calandria, en caso de que se encuentren llenos, abrir: válvula V-30 o V-31 dependiendo -- del tanque que se esté usando y válvula de venteo corres--pondiente (no necesariamente) y con la bomba - 5 se efec--túa el vaciado, cuyo control se encuentra en el tablero general.

2o. Alimentación.

Con la bomba -1 se alimenta el licor diluido al evaporador fijando un gasto deseado con el indicador de flujo - IF-1 (rotámetro) hasta alcanzar un nivel ligeramente superior a la calandria parando la bomba, cuando se alcance este nivel.

3o. Con la válvula V-21 alimentar agua de enfriamiento al condensador regulando con V-22.

4o. Alimentar vapor de calentamiento controlando la presión que se registra en el indicador de presión IP-1 (manómetro) en el tablero general con válvula V-20. Cerciorarse que las válvulas de venteo y de drenaje del tanque de condensado estén cerradas. Se recomienda usar el vapor a una presión que dé una temperatura ligeramente mayor al punto de ebullición de 560 mm Hg.

5o. Arrancar la bomba Nash adecuadamente y alinear la línea de vacío (8).

6o. Cuando la solución diluida ya está ebulliendo en el evaporador (se observa por la mirilla de éste) se abre la válvula V-23 y con ella se regula la presión de trabajo que se registra en el vacuómetro que se encuentra en la parte superior del evaporador. Es recomendable no trabajar con presión de vacío mayor de 15 cm. de Hg por cavitación de la bomba -3 que descarga el licor concentrado y cuyo con

trol se encuentra en el tablero general.

7o. Régimen permanente.

Arrancar nuevamente bomba -1 y fijar el gasto requerido (no mayor de 5 litros/min.) regulando con válvula de by pass (V-2) y válvulas de rotámetro, arrancar bomba V-3 para descargar el licor concentrado. Para mantener el nivel constante de la solución en el evaporador (que es ligeramente mayor que el de la calandria) se regula con la válvula V-17.

8o. Una vez alcanzado el régimen permanente (esperar que se estabilice 5 min. y se recomienda tomar un tiempo de operación de 10 min.), tener cuidado de las variables de operación permanezcan constantes, principalmente a nivel de la solución del evaporador, flujo de alimentación, presión del vapor de calentamiento y presión de trabajo.

EVAPORACION CON PRECALENTAMIENTO DE LA ALIMENTACION.

Si la alimentación que entra al evaporador está a la temperatura de ebullición correspondiente a la presión absoluta del espacio del evaporador, todo el calor transmitido a través de la superficie de calentamiento es utilizado en la evaporación y la capacidad es proporcional al calor (Q). Si la alimentación entra fría, el calor que se necesita para calentarla hasta la temperatura de ebullición -- puede ser bastante grande y la capacidad, para un determi-

nado valor de Q se reduce considerablemente puesto que el calor utilizado en calentar la alimentación no produce evaporación. Si la alimentación entra a una temperatura superior a la ebullición en el espacio del evaporador, una parte de ella se transforma espontáneamente en vapor hasta equilibrarse adiabáticamente con la presión existente en el espacio del vapor y la capacidad es mayor que corresponde al valor de Q . Este proceso recibe el nombre de evaporación flash. La economía también depende de la temperatura de alimentación al aumentar ésta aumenta también la economía del vapor, si la temperatura de alimentación es superior a la de ebullición la economía puede ser mayor que la unidad. Hay dos formas de precalentar en este equipo de evaporación:

a).- Recuperando calor de licor concentrado poniéndola en contacto con la alimentación por medio de un cambiador de calor.

b).- Calentando la alimentación con vapor vivo por medio de un precalentador.

2.- EVAPORACION CON PRECALENTAMIENTO POR RECUPERACION DE CALOR

(ENFRIAMIENTO DEL LICOR CONCENTRADO Y PRECALENTAMIENTO DE LICOR DILUIDO CON EL PRECALENTADOR -1).

2.1 Línea de alimentación: cerrar válvulas V-9 que comunica directamente al evaporador, V-6 que comunica al -

precalentador -1.

2.2 Descarga de la solución concentrada del evaporador al tanque de licor concentrado pasándolo por el precalentador -1. Cerrar: válvula V-16 que comunica directamente al tanque de licor concentrado; abrir: válvula V-15 que comunica al precalentador, V-8 que comunica al enfriamiento y al tanque de licor concentrado.

3.- EVAPORACION CON PRECALENTAMIENTO POR VAPOR DE CALENTAMIENTO.

3.1 Línea de alimentación; cerrar: válvulas V-9 que comunica directamente al evaporador V-41 y V-7 que comunica al precalentador -1, V-11, que comunica al segundo efecto. Abrir V-16 que comunica con el precalentador -2 y -- V-10 con el evaporador. La alimentación de las demás líneas es la misma que en el caso de evaporación sin precalentamiento.

Se alimenta vapor de calentamiento al precalentador -2 V-3 y recibiendo el condensado en T-1 o T-2, abriendo las respectivas válvulas.

Nota: La toma de datos de temperatura se puede hacer por medio del multipotenciametro Honeywell o -- con los termómetros instalados en la parte del equipo correspondiente.

LIMITACION DEL EQUIPO

1.- Alimentación:

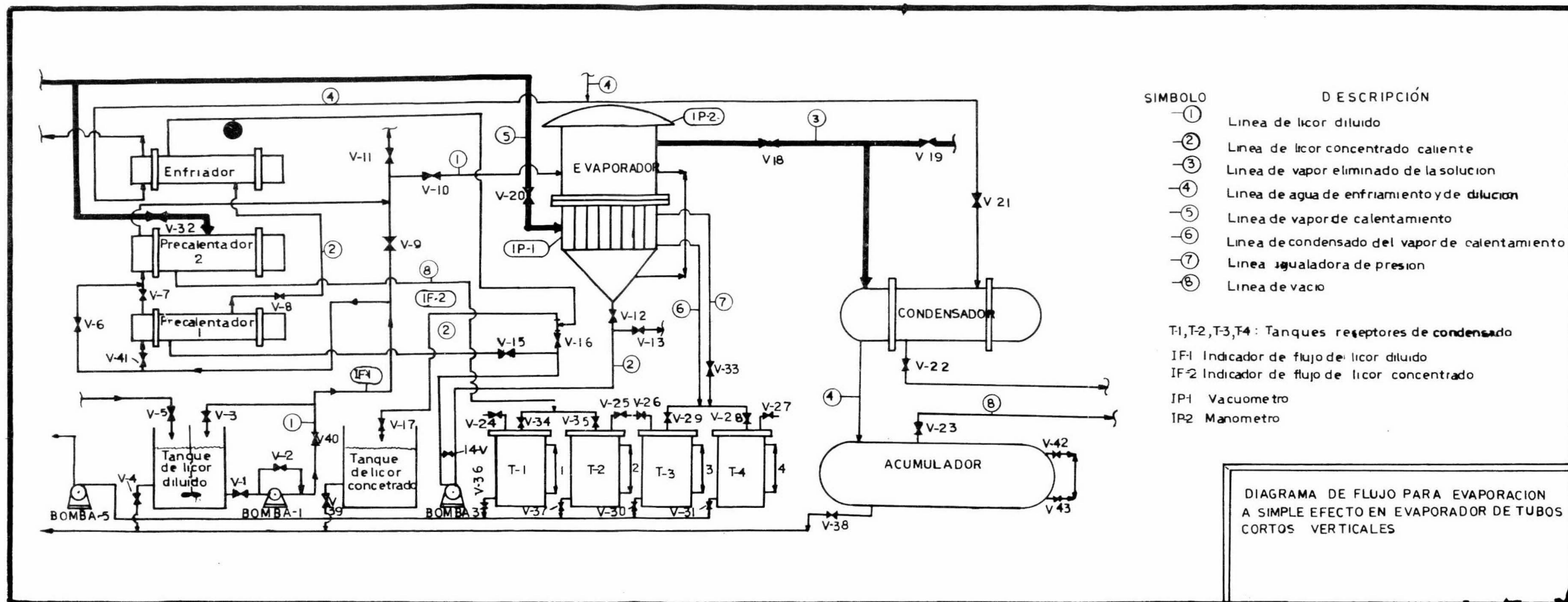
La bomba 1 (B-1) es capaz de manejar un gasto hasta de 10 litros por minuto, sin embargo, sólo se puede alimentar 5 litros por minuto porque a un gasto mayor el evaporador - sólo funciona como precalentador.

2.- Presión de vacío:

La presión máxima de vacío que se puede aplicar al evaporador es de 11 cm. de Hg. (manométrica), con una presión mayor se abate el NPSH de la bomba que descarga el concen--trado del evaporador (B-3) (comienza a cavitarse).

3.- Presión del vapor de calentamiento:

Esta presión no debe pasar de 2 Kg/cm^2 , aunque aquí se tiene una válvula de seguridad es necesario tener cuidado - pues se pueden romper los indicadores de nivel de los tan--ques de condensado y el de la calandria.



DESCRIPCION DEL EQUIPO

El equipo de evaporación a simple efecto que se usó - para la parte práctica y en el cual se propone realizar la práctica de evaporación a simple efecto en tubos cortos -- verticales del laboratorio de ingeniería química de la Facultad de Ciencias Químicas de la UNAM y cuyas especificaciones de las partes principales son las siguientes:

EVAPORADOR

Tipo	Estándar
Marca	J.P. Devine
Material de construcción.....	Hierro fundido
Diámetro de la calandria.....	0.38735 m (15 1/4 pulg.)
Número de tubos.....	28
Longitud de los tubos.....	0.515 m.
Cédula (BWG).....	11
Diámetro nominal.....	0.0381 m (1 1/2 pulg.)
Diámetro interno.....	0.032 m (1.26 pulg.)
Espesor de la pared.....	0.00305 m (1.20 pulg.)
Area de flujo por tubo.....	0.0008065 m ² (1.25 pulg.)
Superficie exterior por metro lineal.....	0.11963 $\frac{\text{m}^2}{\text{m lineal}}$ (0.3925) $\frac{\text{Ft}^2}{\text{Ft lineal}}$
Arreglo triangular.....	1 7/8

CIRCULACION DE LOS FLUJOS

Por lado de la coraza..... Vapor

Por lado de los tubos..... Solución

Además, el evaporador cuenta con 2 lunetas para observación, tubos de nivel para condensado en la calandria y - para licor a través de todo el vaso.

CONDENSADOR

Marca.....	J.P. Devine
Material de construcción coraza..	Hierro fundido
Diámetro coraza.....	
Material de los tubos.....	Cobre
Diámetro nominal de los tubos.....	0.015875 m (5/8 pulg)
Número de tubos.....	139
Longitud de los tubos.....	0.762 m (30 pulg)

Este condensador está comunicado con el acumulador de condensados por una línea de 0.0508 m (2 pulg). La conexión con el evaporador es una línea de 0.1016 m (4 pulg).

PRECALENTADOR - 1

Marca	J.P. Devine
Material de construcción coraza....	Hierro fundido

Diámetro de la coraza interno...	0.0508 m
Longitud de la coraza.....	0.88 m
Número de pasos por lado de la - coraza.....	1
Material de construcción de los tubos.....	Cobre
Número de pasos por lado de los tubos.....	2
Número de tubos por paso.....	3
Diámetro de los tubos.....	0.0127 m (1/2 pulg)
Arreglo.....	Triangular

PRECALENTADOR - 2

Marca.....	J.P. Devine
Material de construcción coraza.	Hierro fundido
Diámetro de la coraza.....	0.0762 m (3 pulg)
Longitud de la coraza.....	0.88 m
Número de pasos por lado de la - coraza.....	1
Material de construcción de los tubos.....	Cobre
Número de pasos por lado de los tubos.....	2
Número de tubos por paso.....	7
Arreglo.....	Triangular

La entrada de vapor de calentamiento a este precalentador es de 0.012270 m (1/2 pulg), la descarga de condensados es de 0.0127 m (1/2 pulg).

ACUMULADOR DE CONDENSADOS

Es un tanque cilíndrico con tapas esféricas, la parte cilíndrica tiene un diámetro de 0.635 m y una longitud de 1.2192 m. Está conectado al sistema de vacío por una línea de 0.03175 m (1 1/4 pulg). Aquí se inicia el vacío - que gradualmente se extiende a todo el equipo.

TANQUE DE LICOR DILUIDO Y LICOR CONCENTRADO

Material de construcción.....	Hierro
Capacidad.....	200 litros

RECEPTOR DE CONDENSADOS

Material de construcción.....	Hierro fundido
Diámetro.....	0.3556 m.
Altura.....	0.762 m.

CAJA DE SAL

Está acoplada al 2° efecto, es de fierro fundido con una altura de 15" y un diámetro de 25"; cuenta con dos lunetas de observación, una compuerta de descarga, iluminación para observar el llenado de la caja de sal y la zona

de vaporizaciones. Está comunicada por una línea de 4" - de diámetro con el vaso. Tiene línea de carga de vapor - directo y aire comprimido para el secado de la sal, descarga del líquido durante el secado a través de una línea de 1" de diámetro que puede descargar al tanque de licor diluido o al drenaje; en el fondo de la caja de sal se encuentra una serie de mallas que evitan los arrastres.

EQUIPO AUXILIAR

Para el caso de evaporación a simple efecto sólo se trabaja con 3 bombas B-1, B-3 y B-5

Bomba de licor diluido

Bomba de paso entre uno y otro efecto B-2

Bomba de licor concentrado B-3

Centrífuga, impulsor semiabierto, motor schondube 1.5 H.P. 2850 R.P.M., trifásico, 50 cilos, 220 volts.

Bomba de condensados B-5

Turbina 1 x 1" accionada por un motor GE de 1/4 Hp, - 1425 RPM.

AGITADOR

De flecha vertical accionado por un motor de 1 Hp, -- 1400 RPM.

INSTRUMENTACION

Rotámetro de licor diluído (IF-1)

Rotámetro para licor concentrado (IF-2)

Manómetro del espacio vapor del segundo efecto (IP-1)

Manómetro de la línea de vapor del precalentador (IP-3)

Tres manómetros localizados en el tablero de control.-
Para obtener la información cuando se trabaja a doble efecto. Un controlador de temperatura de licor diluído que registra e indica la temperatura de la carga de alimentación y la temperatura del espacio vapor del primer efecto.

24 termopares distribuidos convenientemente envían señales de temperatura a un multipotenciómetro "Honeywell". -
Los puntos a los que se les registra temperatura son:

IT 1-25 Condensado de la calandria del primer efecto
a tanques colectores.

IT 1-26 Condensado del precalentador a los tanques --
colectores.

IT 1-27 Calandria primer efecto.

IT 1-28 Alimentación al primer efecto.

IT 1-29 Condensado del segundo efecto a tanque colectores.

IT 1-30 Calandria del segundo efecto.

IT 1-31 Espacio de vapor, segundo efecto.

IT 1-32 Salida agua de enfriamiento del enfriador del
licor.

- IT 1-33 Fondo del evaporador, segundo efecto.
- IT 1-34 Espacio de vapor, primer efecto
- IT 1-35 Entrada caja de sal.
- IT 1-36 Fondo evaporador, primer efecto
- IT 1-37 Licor semiconcentrado, descarga de B-2
- IT 1-38 Licor semiconcentrado, succión de B-2
- IT 1-39 Licor concentrado a cambiadores de calor, des
carga de B-3
- IT 1-40 Licor concentrado enfriado a tanques alimentadores
retorno de los cambiadores de calor.
- IT 1-41 Licor concentrado a tanques T-1 y T-2, descar
ga de B-3 y
- IT 1-42 Salida del acumulador de condensados.
- IT 1-43 Entrada vaporizaciones al condensador tubular.
- IT 1-44 Condensado de vaporizaciones, descarga de B-4
- IT 1-45 Alimentación licor diluído T-1
- IT 1-46 Salida agua de enfriamiento del condensador -
de vaporizaciones.
- IT 1-47 Caja de sal.
- IT 1-48 Licor concentrado T-2.

CORRIENTES PRINCIPALES:

1.- Licor diluído

Del tanque del licor diluído (T-1) a cualquiera de los efectos, con o sin precalentamiento.

2.- Licor semiconcentrado

De uno a otro de los efectos.

3.- Licor concentrado.

De alguno de los efectos al tanque de licor concentrado, con o sin enfriamiento.

4.- Vaporizaciones

De la zona vapor de un efecto a la calandria del otro efecto y al condensador tubular.

5.- Condensados

De cada uno de los efectos y del sistema de precalentamiento a sus respectivos tanques receptores de condensados.

6.- Vapor

De la caldera a cualquiera de los efectos y al precalentador de carga.

7.- Vacío

De la bomba de vacío al acumulador de condensados del condensador tubular.

8.- Agua de enfriamiento

Al condensador tubular y al sistema de enfriamiento.

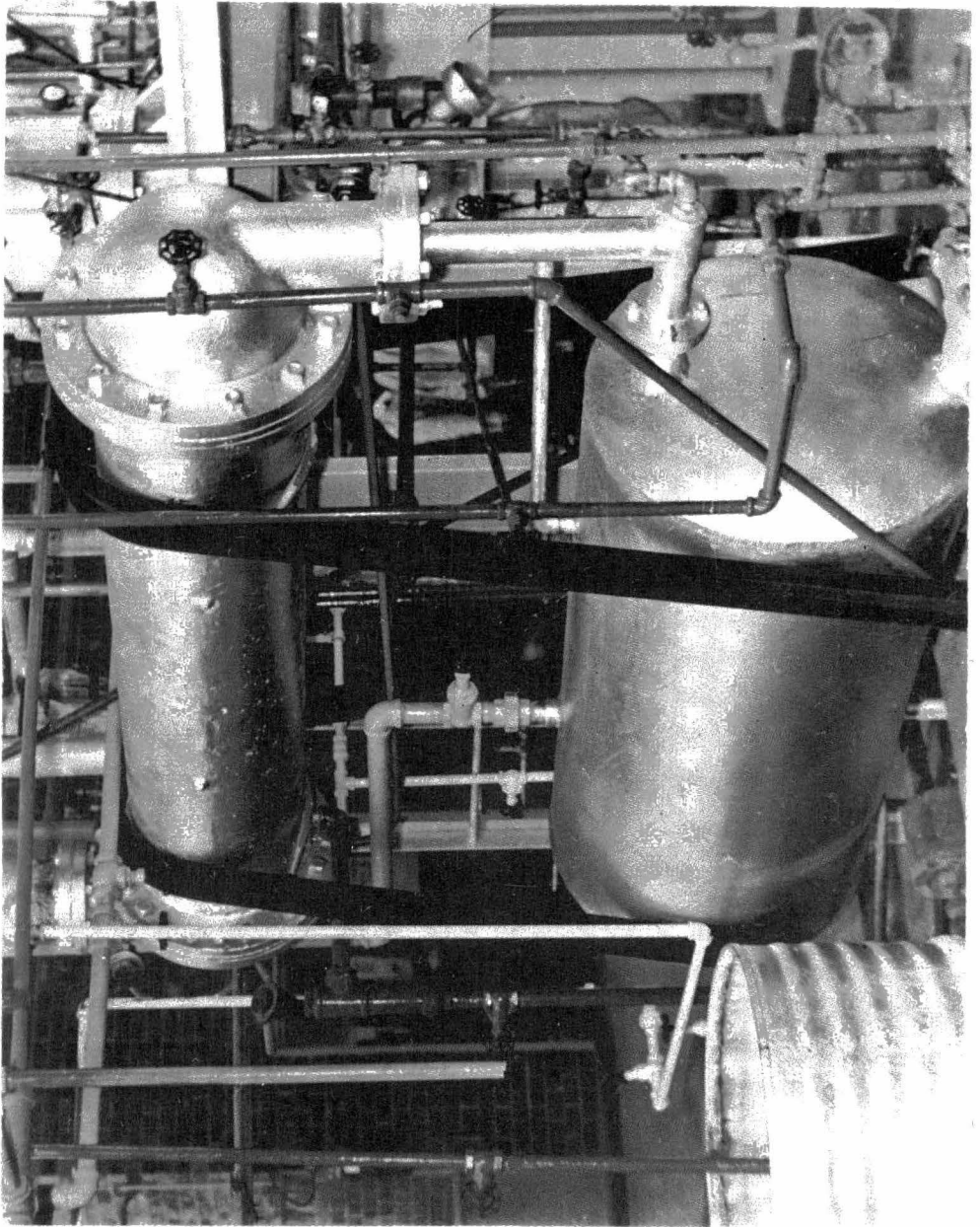
9.- Aire comprimido

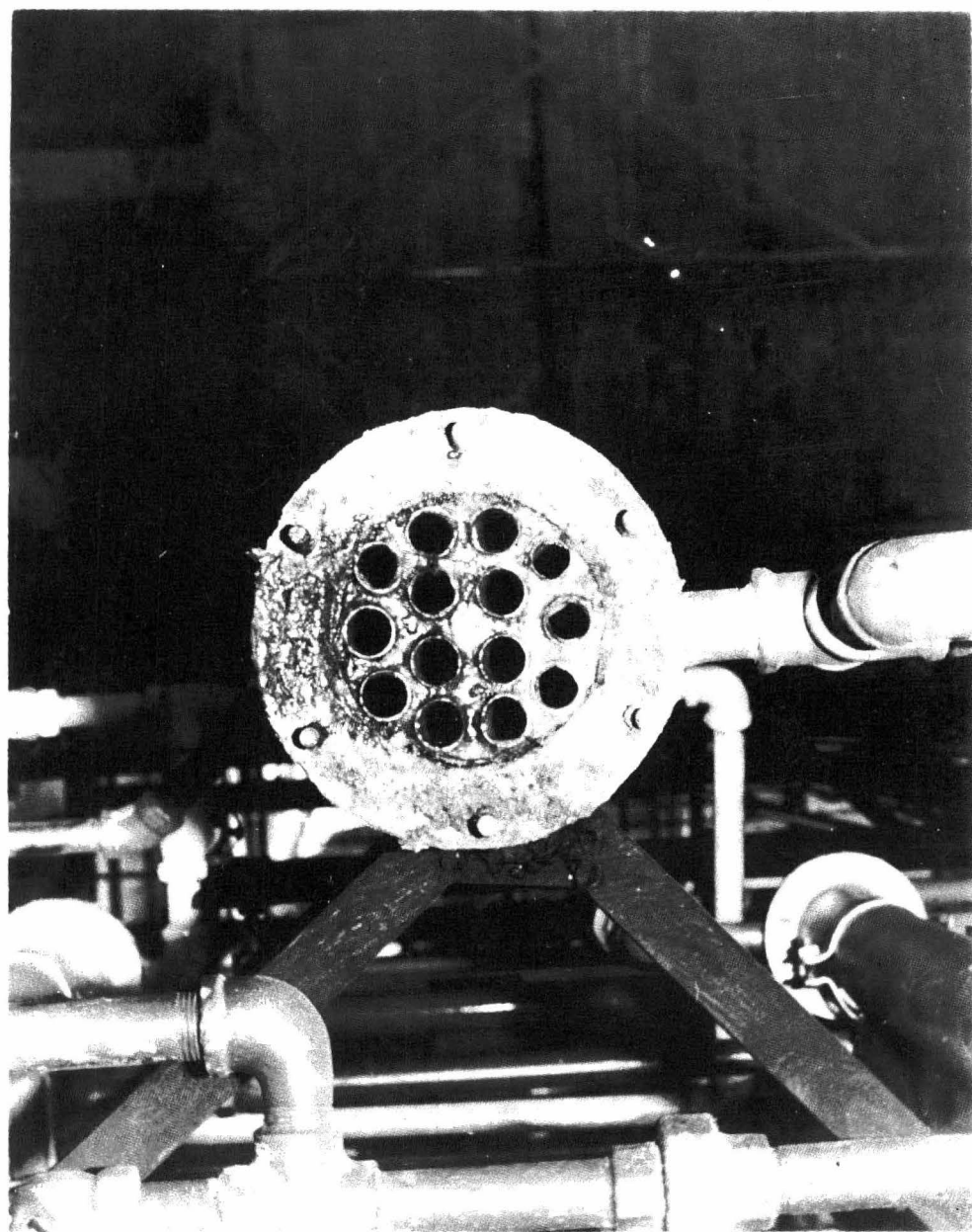
A la caja de sal.

10.- Licor concentrado

A la caja de sal.

Las siguientes fotografías son del equipo donde se de sarrolló la parte experimental.









TOMA DE DATOS EN EL EQUIPO:

La siguiente tabla facilita el ordenamiento y la toma de datos. (Consultar diagrama de flujo).

DATO	F	L	V	Tf	Pv	Te	
UNIDADES	Kg/hr	Kg/hr	°C	Kg/cm ²	Kg/cm ²	°C	
VALOR							
PROCEDENCIA	IF-1	IF-2	IN-TA	IT-TF	IP-2	GRAFICA -- ANEXA P-VS T	

DATO	S	Ps	Ts	λ_v	λ_s	ρ_s	ρ_v	A
UNIDADES	Kg/hr	Kg/cm ²	°C					m ²
VALOR								
PROCEDENCIA	IN-T	IP-I	GRAFICA ANEXA P VS T	GRAFICA ANEXA T-VS- λ	GRAFICA ANEXA T-VS- λ	GRAFICA ANEXA T-VS- ρ	T-VS- ρ	*

* ESPECIFICACIONES:

NOMENCLATURA:

F = Alimentación

L = Concentrado



QUIMICA

- V = Vapor (Agua evaporada)
- S = Vapor de calentamiento
- Tf = Temperatura de alimentación
- Pv = Presión en el evaporador
- Te = Temperatura de ebullición
- Pa = Presión del vapor de calentamiento en la calandria
- Ts = Temperatura del Vapor de Calentamiento
- λ_s = Calor latente de condensación (del vapor de calentamiento)
- λ_v = Calor latente de evaporación (del solvente eliminado de la solución.)
- ρ_s = Densidad del condensado del vapor de calentamiento.
- ρ_v = Densidad del condensado del vapor del solvente eliminado.
- A = Area de transferencia.
- IF-I = Indicador de flujo Número 1 (Rotámetro que mide la alimentación)
- IF-2 = Indicador de flujo Número 2 (Rotámetro que mide la descarga de concentrado)
- IT-TA= Indicador de temperatura del tanque de alimentación (termómetro o termopar)
- IP-I = Indicador de presión Número 1 (manómetro que mide la presión en el evaporador)
- IP -2 = Indicador de presión Número 2 (manómetro que mide la presión en la calandria)V

IN - TA = Indicador de nivel del tanque acumulador.

IN - T = Indicador de nivel del tanque receptor del con
densado (del vapor de calentamiento).

Ejemplo de manejo de datos en los cálculos.

Corrida No.

Tiempo de operación: 10 minutos

Material alimentado: agua

Condiciones de operación:

$T_f = 18^{\circ}\text{C}$

$P_v = 11 \text{ cm Hg}$ (manométrica)

$P_s = 1.4 \text{ Kg/cm}^2$ (manométrica)

$F = 4.85 \text{ litros/min.}$

DATOS OBTENIDOS:

$V = 6.66 \text{ litros/10 minutos a } 22^{\circ}\text{C}$

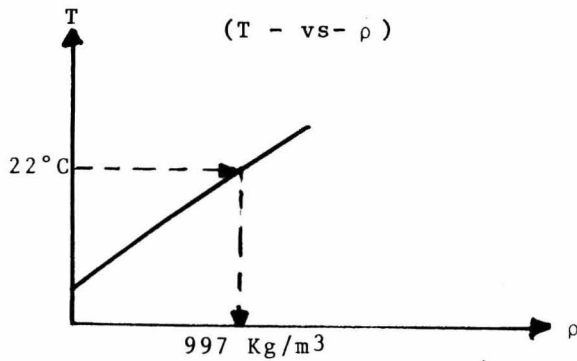
$L = 43.0 \text{ Kg/10 minutos a}$

$S = 13.33 \text{ litros/10 min. a } 95^{\circ}\text{C}$

Transformando a unidades de masa:

$$V = 6.66 \frac{\text{litros}}{10 \text{ min.}} \times \frac{1 \text{ m}^3}{1000 \text{ litros}} \times \rho$$

Determinación de la densidad a 22°C en la gráfica anexa



$$V = 6.66 \frac{\text{litros}}{10 \text{ min}} \times \frac{1 \text{ m}^3}{1000 \text{ lts.}} \times \frac{997 \text{ kg}}{\text{m}^3} = 6.646 \frac{\text{kg}}{10 \text{ min}}$$

$$f = 48.5 \text{ litros}/10 \text{ min.} \times \frac{1 \text{ m}^3}{1000 \text{ lts.}} \times \rho$$

determinando la densidad en la forma anterior

$$\text{Para } T = 18^\circ\text{C} \quad \rho = 998 \text{ kg/m}^3$$

$$F = \frac{48.5 \text{ lts.}}{10 \text{ min.}} \times \frac{1 \text{ m}^3}{1000 \text{ lts.}} \times \frac{998 \text{ kg}}{\text{m}^3} = 48.403 \frac{\text{kg}}{10 \text{ min.}}$$

$$S = 13.33 \frac{\text{litros}}{10 \text{ min.}} \times \frac{1 \text{ m}^3}{1000 \text{ lts.}} \times \rho$$

se determina en la misma forma

$$\text{Para } T = 95^\circ\text{C} \quad \rho = 964 \text{ kg/m}^3$$

(T = 95°C porque existe caída de temperatura debido a la pérdida de calor por radiación con el equipo, ya que esta parte no está aislada).

$$S = 13.33 \frac{\text{litros}}{10 \text{ min}} \times \frac{1 \text{ m}^3}{1000 \text{ litros}} \times 964 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^3} = 12.85 \frac{\text{Kg}}{10 \text{ min.}}$$

Balance de material.

$$F = L + V$$

$$F = \frac{43.0 \text{ Kg.}}{10 \text{ min}} + \frac{6.646 \text{ Kg}}{10 \text{ min.}} = \frac{49.646 \text{ Kg}}{10 \text{ min.}}$$

$$\frac{48.403 \text{ Kg}}{10 \text{ min.}} \neq 49.646$$

La diferencia de 1.243 Kg. en los 10 minutos se debe a que el nivel de líquido en el evaporador no permaneció constante, bajó inapreciablemente, este nivel es una de las variables más difíciles de controlar con precisión en el régimen permanente.

Ajustando el Balance tenemos:

$$F = \frac{41.757 \text{ kg}}{10 \text{ min}} + \frac{6.646 \text{ kg}}{10 \text{ min}} = 48.5 \frac{\text{kg}}{10 \text{ min}}$$

Balance de Calor. Por lado del Vapor de Calentamiento. (s)

$$Q_s = S \lambda_s$$

$$S = 12.85 \frac{\text{kg}}{10 \text{ min.}}$$

Determinación del calor latente de condensación del vapor de calentamiento.

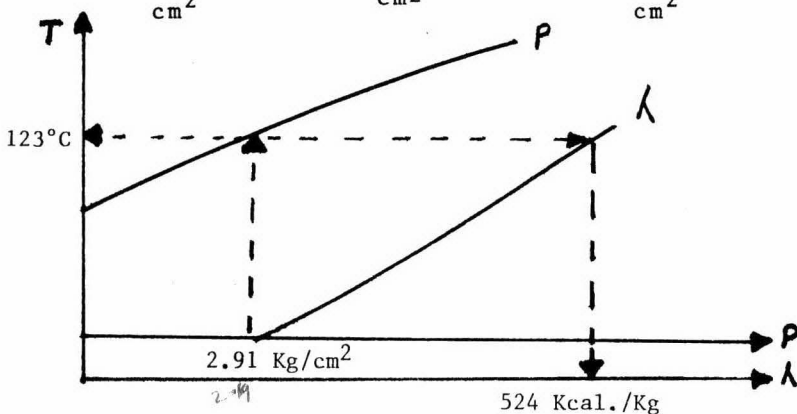
- 1o. Se determina la presión absoluta.
- 2o. Se saca la temperatura a esa presión en la gráfica anexa (T - vs - P)
- 3o. Con la temperatura se determina el calor latente en la gráfica anexa (T - vs - λ)

$$P_{ab} = \text{manométrica} + P_{atm}$$

$$P_{\text{manométrica}} = 1.4 \text{ kg/cm}^2$$

$$P_{atm} = P \text{ en el DF} = 0.7951 \text{ kg/cm}^2$$

$$P_{ab} = \frac{0.7951 \text{ kg}}{\text{cm}^2} + 1.4 \frac{\text{kg}}{\text{cm}^2} = 2.1951 \frac{\text{kg}}{\text{cm}^2}$$



De la gráfica anexa para una presión de $2.1951 \frac{\text{kg}}{\text{cm}^2}$ la temperatura de condensación es de 123°C y para esta temperatura corresponde un calor latente de condensación de $524 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kg}}$.

$$Q_s = 12.85 \frac{\text{kg}}{10 \text{ min}} \times 524 \text{ K} \frac{\text{cal}}{\text{kg}} = 6733.4 \text{ K} \frac{\text{cal}}{10 \text{ min}}$$

Balance de calor por lado de la solución que se evapora.

$$Q = V \lambda_v + F C_{pf} (T_e - T_f)$$

Determinación del calor latente de evaporación (λ_v)

- 1o. Con la presión en el evaporador (P_v) se determina la temperatura de ebullición en la gráfica anexa P-vs-T
- 2o. Con esta temperatura (T) se determina λ_v .

$$P_{ab} = P_{atm} + (-P \text{ manométrica})$$

$$P \text{ manométrica} = 11 \text{ cm Hg} = 110 \text{ mm Hg} \times \frac{1.033 \text{ kg cm}^{-2}}{760 \text{ mm Hg.}}$$

$$0.14951 \text{ kg/cm}^2$$

$$P_{ab} = 0.7951 \frac{\text{kg}}{\text{cm}^2} - 0.14951 \frac{\text{kg}}{\text{cm}^2} = 0.64569 \frac{\text{kg}}{\text{cm}^2}$$

En la misma forma que se determinó λ_s en la gráfica anexa se determina λ_v .

$$\text{Así, para } P = 0.64559 \frac{\text{kg}}{\text{cm}^2} \quad T_e 85^\circ\text{C}$$

$$\text{Y para } T_e 85^\circ\text{C} \quad \lambda_v = 548 \text{ K cal/kg.}$$

$$Q = \frac{6.646 \text{ Kg}}{10 \text{ min.}} \times 548 \text{ K} \frac{\text{cal}}{\text{Kg}} + \frac{48.403 \text{ Kg.}}{10 \text{ min.}} \times \frac{1 \text{ K Cal}}{\text{Kg}^\circ\text{C}}$$

$$(123^\circ\text{C} - 85^\circ\text{C}) = 3642.008 \text{ K} \frac{\text{cal}}{10 \text{ min}} + 1839.314 \frac{\text{K cal}}{10 \text{ min.}}$$

$$Q = 5481.322 \frac{\text{K Cal}}{10 \text{ min}}$$

$$Q_s > Q$$

$$\text{Pérdidas de Calor en el Equipo} = Q_s - Q = 6733 \bullet 4$$

$$\frac{\text{K Cal}}{10 \text{ min}} = \frac{5481.322 \text{ K Cal}}{10 \text{ min.}} = \frac{1252.08 \text{ Kcal}}{10 \text{ min.}}$$

Cálculo del coeficiente de transferencia U:

$$Q = UA\Delta T$$

Determinación del Area (A) de Transferencia de Calor.

$$A = \text{Superficie exterior del tubo por metro lineal} \times \text{longitud del tubo} \times \text{número de tubos} = 0.11963 \text{ m}^2/\text{m} \\ \times 0.515 \text{ m} \times 28 = 1.725 \text{ m}^2$$

$$U = \frac{548.322 \text{ K Cal}}{(1.725 \text{ m}^2) \cdot 123^\circ\text{C} - 85^\circ\text{C} \cdot 10 \text{ min}} =$$

$$83.741837 \frac{\text{K cal}}{10 \text{ min m}^2^\circ\text{C}}$$

Tomando como base una hora:

$$U = 83.741837 \frac{\text{Kcal}}{10 \text{ min m}^2^\circ\text{C}} \times \frac{60 \text{ min}}{1 \text{ hr}} =$$

$$502.4510 \frac{\text{K cal}}{\text{hr m}^2^\circ\text{C}}$$

Cálculo del coeficiente de transferencia de calor U - por medio de la correlación especial para la marca -- "SWENSON":

$$U = \frac{435 u^{0.45}}{\mu^{0.25} \Delta T^{0.1}}$$

Determinación de la velocidad del fluido en los tubos del evaporador.

$$u = \frac{\text{Gasto volumétrico en cada tubo}}{\text{Area de flujo del tubo}}$$

$$\text{Gasto volumétrico total} = \frac{F}{\rho}$$

de la gráfica anexa T - vs - ρ Para $T = 85^\circ\text{C}$

$$\rho = 969 \text{ kg/m}^3$$

$$F = 48.403 \frac{\text{kg}}{10 \text{ min}} \times \frac{60 \text{ min}}{1 \text{ hr}} = 290.418 \text{ kg/hr}$$

$$\text{Gasto volumétrico total} = \frac{290.418 \text{ kg hr}^{-1}}{969 \text{ kg m}^{-3}} = 0.2997 \text{ m}^3/\text{hr}$$

Gasto volumétrico en cada tubo =

$$\frac{0.2997 \text{ m}^3 \text{ hr}^{-1}}{28} = 0.0107 \frac{\text{m}^3}{\text{hr}} \text{ en cada tubo}$$

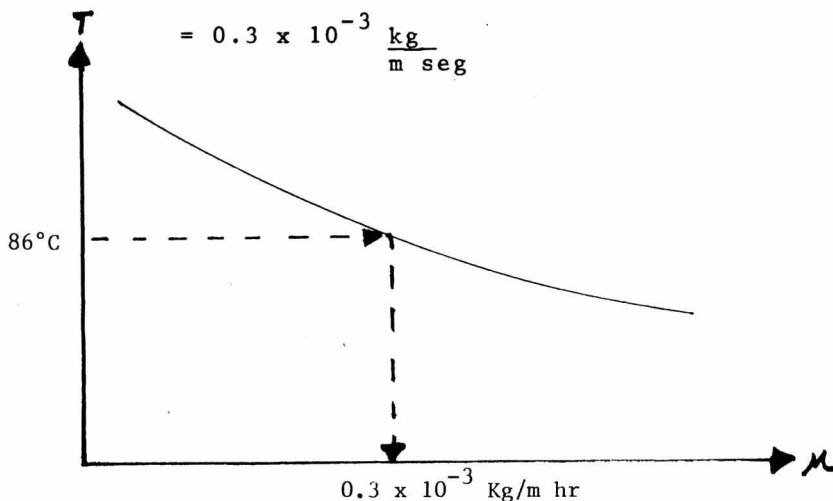
28 (es el número de tubos de la calandria).

Determinación del área de flujo del tubo de la tabla 11 (del Kern) para tubo de 1 1/2 pulgada y BWG 11 el área de flujo es de 1.25 pulgadas cuadradas igual a 0.0008065 m^2

$$u = \frac{0.0107 \text{ m}^3 \text{ hr}^{-1}}{0.0008065 \text{ m}^2} = 13.3127 \frac{\text{m}}{\text{hr}} \quad (\text{en cada tubo})$$

Determinación de la viscosidad en la gráfica anexa
T - vs - μ

Para T = 85°C



$$\mu = 0.3 \times 10^{-3} \frac{\text{kg}}{\text{m seg}} \times \frac{3600 \text{ seg}}{1 \text{ hr}} = 1.08 \text{ kg/m hr}$$

ΔT en este caso es de 38°C

Substituyendo en la correlación:

$$U = \frac{435 (13.3127)^{0.45}}{(1.08)^{0.25} (38)^{0.1}} = \frac{435 (3.2056)}{(1.019425) (1.43872)}$$

$$U = 950.75153 \frac{\text{K Cal}}{\text{hr m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}}$$

Cálculo de coeficiente de transferencia de calor U --
por medio de la correlación especial para cuando se --
esté evaporando agua:

$$U = \frac{490 D^{0.57} u^{0.45}}{\mu^{0.25} \Delta T^{0.1}}$$

Determinación del diámetro interno del tubo (D) para
las especificaciones anteriores (BWG y diámetro nominal),
el diámetro interno es de 1.26 pulgadas igual a 0.032 m.

Substituyendo en la correlación:

$$U = \frac{490 (0.032)^{0.57} (13.3127)^{0.45}}{(1.08)^{0.25} (38)^{0.1}} =$$

$$= \frac{(490) (0.1405) (3.2056)}{(1.019425) (1.43872)} = 133.58$$

$$\frac{\text{K cal}}{\text{Kg m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}}$$

Cálculo de la cantidad máxima de vapor (eliminado del
líquido que se calienta) por medio de la correlación

$$V_{\text{max}} = 110 v^{0.33} 1.0^{0.66} \quad (\text{Ecuación de Clarke}).$$

en donde:

v = Densidad del vapor en lb/ft^3

l = Densidad del líquido en lb/ft^3 (ambas - densidades son a la temperatura de ebullición).

Determinación de la densidad (Gráfica anexa T - vs $-\rho$)

$$\text{a } 85^\circ\text{C} \quad l = 969 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times \frac{1 \text{ lb}}{0.453 \text{ kg}} \times \frac{0.0283 \text{ m}^3}{1 \text{ FT}^3}$$

$$l = 60.4556 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}$$

De la tabla A - 7 de OCON Y TOJO a 85°C

$$v = 0.3533 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \times \frac{1 \text{ lb}}{0.4536 \text{ kg}} \times \frac{0.0203 \text{ m}^3}{1 \text{ ft}^3}$$

$$v = 0.022 \frac{\text{lb}}{\text{ft}^3}$$

Substituyendo en la correlación

$$V_{\text{max}} = 110 (0.022)^{0.33} (60.4556)^{0.66} = 110(0.283792)$$

$$(14.98814) = 467.8865 \frac{\text{lb}}{\text{hr}}$$

$$V_{\text{max}} = 467.8865 \frac{\text{lb}}{\text{hr}} \times \frac{0.4536 \text{ kg}}{1 \text{ lb}} = 212.2333 \frac{\text{kg}}{\text{hr}}$$

$$V_{\text{real}} = \frac{6.646 \text{ kg}}{10 \text{ min.}} \times \frac{60 \text{ min}}{1 \text{ hr}} = 39.876 \frac{\text{kg}}{\text{hr}}$$

Cálculo del "FLUX" (real)

$$\text{Flux} = \frac{Q}{A} \quad (Q \text{ es el calor que asimila la solución})$$

$$\text{Flux} = \frac{548.322 \text{ Kcal}}{1.725 \text{ m}^2 \times 10 \text{ min}} \times \frac{60 \text{ min}}{1 \text{ hr}}$$

$$\text{Flux} = 19065.467 \frac{\text{Kcal}}{\text{m}^2 \text{ hr}}$$

Cálculo del FLUX aplicando la correlación de Rohsenow
GRIFFITH:

(Es el flux máximo que se puede obtener).

$$\left(\frac{Q}{A}\right)_{\max} = 143 \rho_v \lambda \left(\frac{\rho_l - \rho_v}{\rho_v}\right)^{0.6}$$

$$\lambda = \text{Calor latente de vaporización en } \frac{\text{BTU}}{\text{lb}}$$

$$\lambda|_{85^\circ\text{C}} = 548 \frac{\text{Kcal}}{\text{kg}} \times \frac{0.4536 \text{ kg}}{1 \text{ lb}} \times \frac{1 \text{ BTU}}{0.252 \text{ Kcal}}$$

$$\lambda|_{85^\circ\text{C}} = 986.4 \frac{\text{BTU}}{\text{lb}}$$

Substituyendo en la correlación:

$$\left(\frac{Q}{A}\right)_{\max} = 143 (0.022) (986.4) \left(\frac{60.4566 - 0.022}{0.022}\right)^{0.6}$$

$$\left(\frac{Q}{A}\right)_{\max} = 3103.2144 (115.6945)$$

$$\text{FLUX} = \left(\frac{Q}{A}\right)_{\max} = 359024.83 \frac{\text{BTU}}{\text{hr ft}^2}$$

$$\text{FLUX Real en } \frac{\text{BTU}}{\text{ft}^2 \text{ hr}} = 19065.467 \frac{\text{K cal}}{\text{hr m}^2} \times 0.252 \frac{\text{BTU}}{\text{K cal}} \times \frac{1 \text{ m}^2}{10.76 \text{ ft}^2}$$

$$\text{FLUX Real} = 7031.2839 \frac{\text{BTU}}{\text{nrft}^2}$$

Determinación de la región de la ebullición

(Lo que se describe en la parte de ebullición nuclear y ebullición en película).

Los valores que dan la región de ebullición nuclear - son los siguientes:

$$\text{St} = \frac{\text{Nu}}{\text{RePr}} + \frac{\text{CP} \Delta T}{\lambda} \text{ entre } 0.03 \text{ y } 0.3 = \frac{\text{CP} \Delta T}{(\text{Pr})^{0.6}} \text{ entre}$$

$$0.02 \text{ y } 0.10 = \frac{\text{K} \Delta T}{\lambda \mu} \text{ entre } 0.045 \text{ y } 0.07$$

Las propiedades se evalúan a la temperatura de ebullición así:

$$\text{CP} = \frac{\text{BTU}}{\text{lb}^\circ \text{F}}$$

$$\Delta T = 38^\circ \text{C} = 100.4^\circ \text{F}$$

$$\text{Pr} = \frac{\text{CP} \mu}{\text{K}}$$

$$\text{K} = 0.398 \frac{\text{BTU}}{\text{hr ft}^2 \text{ of/ft}}$$

$$\mu = 0.7502 \frac{\text{lb}}{\text{ft hr}}$$

$$\lambda = 986.4 \frac{\text{BTU}}{\text{lb}}$$

Substituyendo:

$$\frac{CP \Delta T}{\lambda} = \frac{1 (100.4)}{986.4} = 0.1017$$

$$(\text{Pr})^{0.6} = \left(\frac{1(0.7502)}{0.398} \right)^{0.6} = 1.46277$$

$$\frac{CP \Delta T}{\text{Pr}^{0.6}} = \frac{1 (100.4)}{986.4 (1.46277)} = 0.06958$$

$$\frac{K \Delta T}{\lambda \mu} = \frac{0.398 (100.4)}{986.4 (0.7502)} = 0.054$$

Por los valores obtenidos en estas condiciones la ebullición es nuclear.

Cálculo del coeficiente de transferencia de calor U - por medio de la nueva correlación:

$$U = \frac{30 \Delta T^{0.69} u^{0.53}}{\mu^{0.25}}$$

$$\Delta T = 39^{\circ}\text{C}$$

$$(\Delta T)^{0.69} = (39)^{0.69} = 12.52663$$

$$u = 13.3127 \frac{\text{m}}{\text{hr}}$$

$$(u)^{0.53} = 13.3127^{0.53} = 3.9433$$

$$\mu = 1.08 \text{ kg/mhr}$$

$$\mu^{0.25} = (1.08)^{0.25} = 1.0194$$

Substituyendo en la correlación:

$$U = \frac{(30) (12.52663) (3.9433)}{1.0194} = 1452.8421 \frac{\text{K cal}}{\text{hr m}^2 \cdot \text{C}}$$

Ajuste de las curvas con los datos experimentales.

Al tabular los datos experimentales para hacer un análisis y dar conclusiones del proceso, se observó que era necesario hacerlo con el método de los mínimos cuadrados.

Ajuste de la gráfica (d) Vel - VS - U a ΔT constante

Sea:

$$\text{Vel. en m/hr} = y$$

$$U \text{ en K cal/hr m}^2 \text{ } ^\circ\text{C} = x$$

Datos:

y	x	x^2	xy
6.5325	542.37	294165.21	3543.032
6.5325	542.37	294165.21	3543.032
11.1164	620.89	385504.39	6902.061
11.11-4	620.89	385504.39	6902.061
17.8412	641.80	411907.24	11450.482
17.8412	549.20	301620.64	9798.387
21.49	703.4	494771.56	15116.066
<u>21.49</u>	<u>703.4</u>	<u>494771.56</u>	<u>15116.066</u>
131.96	4924.32	3062410.00	72371.518

Ecuaciones:

$$y = a + b \dots\dots\dots(1)$$

$$y = na + b x \dots\dots\dots(2)$$

$$xy = a x + b x^2 \dots\dots\dots(3)$$

Substituyendo en ecuaciones (2) y (3)

$$113.96 = 8a + 4924.32 b \dots\dots\dots (2)$$

$$72371.518 = 4924.32a + 3062410.0 b \dots\dots\dots (3)$$

Resolviendo ecuaciones (2) y (3) por el método de ---

GAUSS - JORDAN

$$\begin{bmatrix} 8 & 4924.32 & 113.96 \\ 4924.32 & 3062410.00 & 72371.518 \end{bmatrix}$$

$$\begin{bmatrix} 1 & 615.54 & 14.245 \\ 4924.32 & 3062410.0 & 72371.518 \end{bmatrix}$$

$$- 4924.32 (1 + 615.54 + 14.245) = -4924.32 - 3031115.9 - 70146.938$$

$$\begin{array}{rclcl} 4924.32 & + & 3062410.0 & + & 72371.518 \\ -4924.32 & - & 3031115.9 & - & 70146.938 \\ \hline 0 & & 31294.1 & & 2224.249 \end{array}$$

$$\begin{bmatrix} 1 & 615.54 & 14.245 \\ 0 & 31294.1 & 2224.249 \end{bmatrix}$$

$$\begin{bmatrix} 1 & 615.54 & 14.245 \\ 0 & 1 & 0.071 \end{bmatrix}$$

$$- 615.54 (0 + 1 + 0.071) = 0 - 615.54 - 43.7473$$

$$\begin{array}{rclcl} 1 & + & 615.54 & + & 14.245 \\ 0 & - & 615.54 & - & 43.7437 \\ \hline 1 & & 0 & & - 29.5623 \end{array}$$

$$\begin{bmatrix} 1 & 0 \\ 0 & 1 \end{bmatrix} \begin{bmatrix} -29.5623 \\ 0.071 \end{bmatrix}$$

Substituyendo valores en ecuación (1)

$$y = -29.5623 + 0.071 x \dots\dots\dots(4)$$

Substituyendo valores de x en ecuación (4)

Para $x = 542.37$

$$y = -29.5623 + 542.37 (0.071) = 9.00827$$

Así sucesivamente se obtienen los demás valores de y.

Tabla de valores para trazar la curva ajustada (d')

vel. m/hr	U Kcal/m ² °C
9.0082	542.37
9.0082	542.37
14.583	620.89
14.583	620.89
16.0678	641.80
9.04932	549.20
20.4414	703.4
20.4414	703.4

De la misma forma se ajustaron las demás: curvas.

DATOS OBTENIDOS Y RESULTADOS DE LOS COEFICIENTES Y EL FLUX

No. de corrida	F Kg/min.	F Kg/hr	L Kg/hr
1	2.38	142.8	117.9
2	2.38	142.8	118.9
3	2.38	142.8	118.9
4	2.38	142.8	118.9
5	2.38	142.8	124.8
6	2.38	142.8	119.0
7	2.38	142.8	90.0
8	2.38	142.8	90.0
9	3.21	192.6	126.81
10	3.21	192.6	126.87
11	3.21	192.6	126.86
12	3.21	192.6	171.764
13	3.21	192.6	169.69
14	3.21	192.6	167.72
15	3.21	192.6	165.82
16	3.21	192.6	174
17	3.21	192.6	167.72
18	3.21	192.6	165.816
19	3.21	192.6	174.744

V Kg/hr	S Kg/hr	T _f °C	T °C
25	60.0	18	86
24	38.5	18	86
24	38.5	18	86
24	48.0	18	86
18	42.0	17	86
23.8	43.47	18	86
52.8	72.0	18	84
52.8	78.0	18	84
65.73	81.144	18	86
65.75	-----	18	86
65.73	81.144	18	86
20.836	68.774	21	86
23.98	86	21	86
24.88	63.43	21	86
26.78	63.43	21	86
26.78	57.302	17	86
17.856	45-8496	17	86
24.88	63.0432	17	86
26.784	57.302	17	86
17.856	45.8496	17	86

T_s °C	T °C	u m/hr	Q Kcal/hr
105	19	105	19
105	19	6.5325	23392.9
105	19	6.5325	22845.2
105	19	6.5325	22845.2
105	19	6.5325	22845.2
106	20	6.5325	22784.7
125	41	6.5325	38359.2
125	41	6.5325	38359.2
125	39	8.81	48599.78
125	39	8.81	48599.7
125	39	8.81	48599.1
106	20	8.81	23937.125
106	20	8.81	25660
106	20	8.81	26153.24
106	20	8.81	227964.84
106	-0	8.81	23074.5
106	20	8.81	26923.64
106	20	8.81	27967.08
106	20	8.81	23074.48

Qs Kcal/hr	U* Kcal/hr	U Kcal/hrm ² °C	U ₁ Kcal/hrm ² °C
26770	713.72	816.781	727
20559.35	697.03	627.28	727
20559.35	697.03	627.38	727
25699.2	697.03	784.109	727
22449	571.513	650.695	724.12
23234.7	660.426	673.76	724.1221
37584	542.37	531.41	672.928
40716	542.37	575.69	672.828
48960.92	722.1293	727.77	764.9225
-----	722.403	-----	774.9225
-----	722.403	-----	774.9295
36821.599	693.829	1067.293	828.498
46065.81	743.768	1335.24	833.3732
33753.22	758.06	978.354	833.3732
30684.84	810.57	889.415	833.3852
24547.87	668.82	711.529	833.3732
33747.33	780.39	978.183	833.3732
30684.84	810.638	889.415	833.3732
24577.87	668.825	711.532	833.3732

U_2 K cal/hr m^2 °C	U_3	FLUX Kcal/ m^2 °C
115.9474	618.56	13561.1
115.9474	618.56	13243.59
115.9474	618.56	13243.59
115.9474	618.56	13243.59
115.3542	619.27	15283.42
115.3542	619.27	13208.52
121.9104	1051.80	22237.2
121.9104	1051.80	22237.2
122.6611	1147.813	28173.78
122.6611	1147.813	28173.78
122.6611	1147.813	28173.78
131.1325	725.63	13876.59
131.1325	725.63	14875.362
131.1325	725.63	15161.298
131.1325	725.63	16211.50
131.1225	725.63	13376.52
131.1325	725.63	15607.88
131.1325	725.63	16212.8
131.1325	725.63	13376.51

No. de corrida	F Kg/min	F Kg/hr	L Kg/hr
20	3.21	192.6	168.6
21	3.21	192.6	168.6
22	4.05	243.0	219.12
23	4.05	243.0	216.135
24	4.05	243.0	213.0
25	4.05	243.0	189.6
26	4.05	243.0	189.6
27	4.85	291.0	251.16
28	4.85	291.0	243.192
29	4.68	280.8	268.8
30	4.86	219.0	279.0
31	5.68	340.8	293.184
32	5.68	340.8	293.184
33	5.68	340.8	293.184
34	5.68	340.8	293.184
35	5.68	340.8	293.184
36	5.65	390.00	366.095
37	6.5	390.00	366.095
38	6.5	390.00	354.2

V Kg/hr	S Kg/hr	T _f °C	T _e °C
24.00	86.04	17	86
24.00	68.764	21	86
23.88	66.6	18	86
26.865	66.6	18	86
30.06	66.6	18	86
53.04	78.00	18	84
53.4	84.00	18	84
39.84	72.45	18	86
47.808	69.552	18	86
12.00	60	18	86
12.00	60	18	86
47.616	101.628	20	84
47.6161	101.628	20	84
47.616	101.628	20	84
47.616	101.628	20	84
47.616	101.628	20	84
23.904	81.144	18	86
23.904	81.144	18	86
35.86	69.542	18	84

Ts	T	U	Q
°C	°C	m/hr	Kcal/hr
106	20	8.81	26441.4
106	20	8.81	26441.4
116	30	11.164	29586.36
116	30	11.1164	31219.155
116	30	11.1164	32949
125	41	11.1164	43912.8
125	41	11.1164	43912.8
125	39	13.3123	41342.2
125	39	13.3123	45652.2
105	19	12.84567	51164
106	20	13.3123	26363.9
123	39	15.59	47952.33
123	39	15.59	47952.33
123	39	15.59	47952.33
123	39	15.59	47952.33
123	39	15.59	47952.33
125	39	17.8412	39452.06
125	39	17.8412	39452.06
125	41	17.8412	38939.39

Qs K cal/hr	U * K cal/hrm ² °C	U K cal/hrm ² °C	U ₁
46065.816	766.417	1335.241	828.51
36821.59	766.417	1067.292	828.51
35098.2	535.93	678.226	883.285
35098.2	535.5644	678.226	883.285
35126.658	536.695	678.766	883.285
40716	620.855	575.69	849.554
40716	620.855	579.69	849.554
37818.9	614.57	562.153	933.11
36306.14	678.6	539.66	933.11
26770	1561.07	816.78	986.72
32070.0	764.173	929.56	997.564
53151.44	712.786	790.06	994.188
53151.44	712.7816	790.06	994.188
53151.44	712.7816	790.06	994.188
53151.44	712.7816	790.06	994.188
53151.44	712.7816	790.06	894.188
42357.16	586.473	629.61	1064.54
42351.16	586.473	629.61	1064.54
36306.144	549.1982	513.34	1051.11

U_2	U_3	FLUX K cal/m ² hr
130.915	725.63	15328.34
130.915	725.63	15328.31
139.876	1085.81	17151.51
139.876	1085.81	18098.06
139.876	1085.81	19100.86
134.53	1346.99	25456.69
134.53	1346.99	25456.69
147.68	1431.75	23966.492
147.68	1431.75	26464.1
156.256	855.38	29660.3
157.9733	903.11	15283.4
157.4386	1556.76	27798.452
157.4386	1556.76	27798.452
157.4386	1556.76	27798.452
157.4386	1556.76	27798.452
157.4386	1556.76	27798.468
168.58	1672.03	22870.78
166.453	1730.736	22515.6

No. de corrida	F Kg/min	F Kg/hr	L Kg/hr
39	6.5	390.00	354.144
40	7.83	469.8	435.6
41	7.83	469.8	435.6
42	7.82	469.8	435.6

* U = Coeficiente calculado experimentalmente.

U = Coeficiente calculado con el calor dado por el vapor de calentamiento (sólo se calculó como - Guía)

U_1 = Coeficiente calculado por medio de la correlación:

$$U = \frac{35 u^{0.45}}{\mu^{0.25} \Delta T^{0.1}}$$

U_2 = Coeficiente calculado por medio de la correlación:

$$U = \frac{490 D^{0.57} u^{0.45}}{\mu^{0.25} \Delta T^{0.1}}$$

U_3 = Coeficiente calculado por medio de la correlación:

$$U = \frac{30 \Delta T^{0.69} u^{0.53}}{\mu^{0.25}}$$

V	S	T _f	T _e
Kg/hr	Kg/hr	°C	°C
35.86	87.6	18	84
34.2	92.736	18	84
34.2	92.736	18	84
12.2	48.0	18	86

T_s	T $^{\circ}\text{C}$	u m/hr	Q Kcal/hr
125	41	17.8412	45389.09
125	41	21.49	49784.40
125	41	21.49	49784.40
106	20	23.8695	42418.20

Q_s K cal/hr	U^*	U K_2 cal/hr $m^2^{\circ}C$	U_1 K_2 cal/hr $m^2^{\circ}C$
45727.2	641.8	646.29	1051.11
48408.72	703.40	684.46	1142.96
48408.72	703.40	684.46	1142.96
25680.00	1229.5	744.34	1306.95

U_2 K cal/hrm ² °C	U_3 K cal/hrm ² °C	FLUX K cal/m ² hr
166.45	1730.73	26312.5
180.99	1910.23	28860.52
180.99	1910.23	18860.52
206.95	1230.61	24590.2

ORDENAMIENTO Y SELECCION DE DATOS PARA CONSTRUCCION DE
GRAFICAS

Velocidad (m/hr)	Coefficiente U* K cal/hrm ² °C	Coefficiente U K cal/hr m ² °C	ΔT(°C)
6.5325	542.37	531.41	41
6.5325	542.37	575.69	41
6.5325	571.513	650.695	20
6.5325	660.426	673.47	20
6.5325	713.72	816.781	19
6.5325	697.03	627.28	19
6.5325	697.03	627.28	19
6.5325	697.03	784.20	19
8.81	722.13	727.77	39
8.81	722.13	-----	39
8.81	722.13	-----	39
8.81	693.83	1067.30	20
8.81	743.77	1335.24	20
8.81	758.06	978.350	20
8.81	810.57	889.410	20
8.81	668.83	711.60	20
8.81	780.40		20
8.81	810.64	978.20	20
8.81	668.83	889.40	20
8.81	766.417	1335.241	20
8.81	766.417	1067.292	20

Vel.(m/hr)	U*(Kcal/ /hrm ² °C	U (K cal/ /hr m ² °C	ΔT °C
11.1164	620.890	575.69	41
11.1164	620.890	579.69	41
11.1164	565.20	678.23	30
11.1164	565.20	678.23	30
11.1164	635.70	678.80	30
12.8456	1561.07	816.80	19
13.3123	614.60		39
13.3123	678.60		39
13.3123	764.20		20
15.59	712.80	790.1	39
15.59	712.80	790.1	39
15.59	712.80	790.1	39
15.59	712.80	790.1	39
15.59	712.80	790.1	39
17.8412	641.80	513.34	41
17.8412	549.20	646.30	41
17.8412	586.50	629.6	39
17.8412	586.50	629.6	39
21.49	703.4	684.46	41
21.49	703.4	684.46	41
23.8695	1229.51	774.34	20

DATOS A $\Delta T = \text{cte.}$ PARA ΔT DE 41°C

Vel. (m/hr) (en cada <u>tu</u> bo)	U (Kcal/hr $\text{m}^2\text{ }^{\circ}\text{C}$)	U (Kcal/hr $\text{m}^2\text{ }^{\circ}\text{C}$)	V (Kg/hr) (Líqu.evap.)	S(Kg/hr) Vap.cond. cal.
6.5325	542.37	531-41	52.8	72.0
6.5325	542.37	575.69	52.8	78.0
11.1164	620.89	575.69	53.4	78.0
11.1164	620.89	579.69	53.4	84.0
17.8412	641.80	513.34	35.86	87.6
17.8412	549.20	646.30		
21.49	703.4	684.46	34.2	92.736
21.49	703.4	684.46	34.2	92.736

PARA ΔT DE 39°C

8.81	722.13	727.77	65.73	81.144
8.81	722.13	-----	65.73	-----
8.81	722.13	-----	65.73	-----
13.3123	614.60	-----	39.84	72.45
13.3123	678.60	-----	47.808	69.552
15.59	712.80	790.1	47.616	101.628
15.59	712.80	790.1	47.616	101.628
15.59	712.80	790.1	47.616	101.628
15.59	712.80	790.1	47.616	101.628
15.59	712.80	790.1	47.616	101.628

Vel. (m/hr) (en cada tubo)	U(Kcal/hr m ² °C	U(Kcal/hr m ² °C	V(Kg/hr) (líq. evap.)	S(Kg/hr) vap.cond. cal.
-------------------------------	--------------------------------	--------------------------------	--------------------------	-------------------------------

Para ΔT DE 30°C

11.1164	535.20	678.23	23.88	66.6
11.1164	565.20	678.23	26.865	66.6
11.1164	636.70	678.80	30.00	66.6

Para ΔT DE 20°C

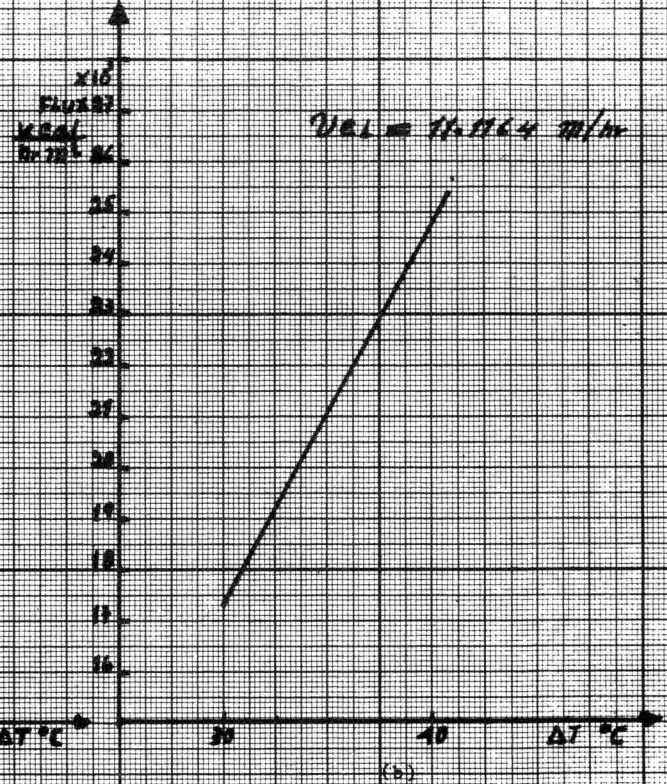
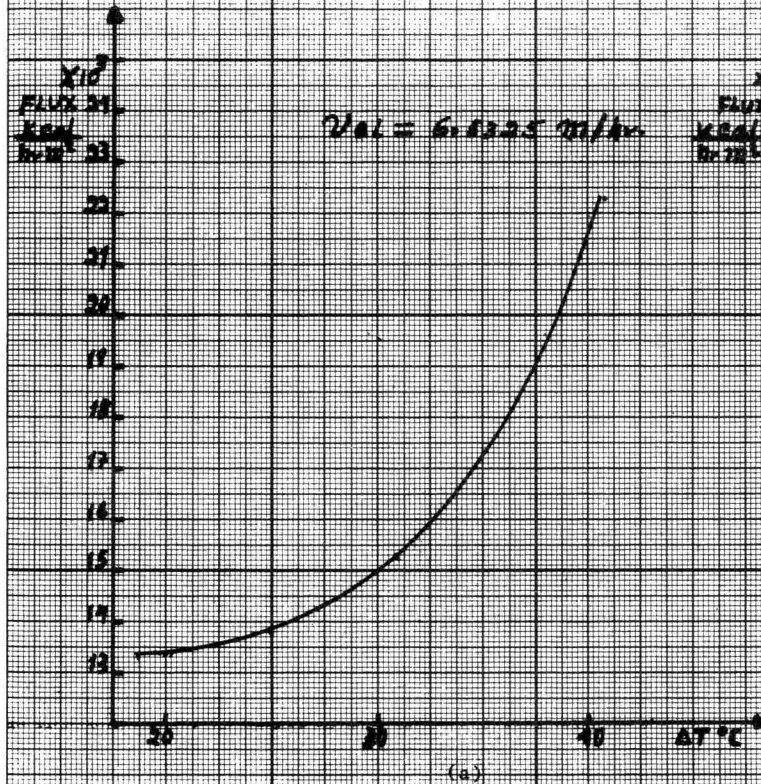
6.5325	571.513	650.695	18.00	42.00
6.5325	660.426	673.47	23.80	43.47
8.81	693.83	1067.30	20.836	68.774
8.81	743.77	1335.24	23.98	86.00
8.81	758.06	978.350	24.88	63.043
8.81	810.57	889.410	26.78	57.312
8.81	668.83	711.60	17.856	45.849
8.81	780.40	978.20	24.88	63.0432
8.81	810.64	889.40	27.784	57.312
8.81	668.83	1335.241	17.856	45.8496
8.81	766.417	1067.292	24.00	86.04
8.81	766.417	-----	24.00	68.774
13.3123	764.20	-----	12.00	60.00
23.8695	1229.51	774.34	12.20	48.00

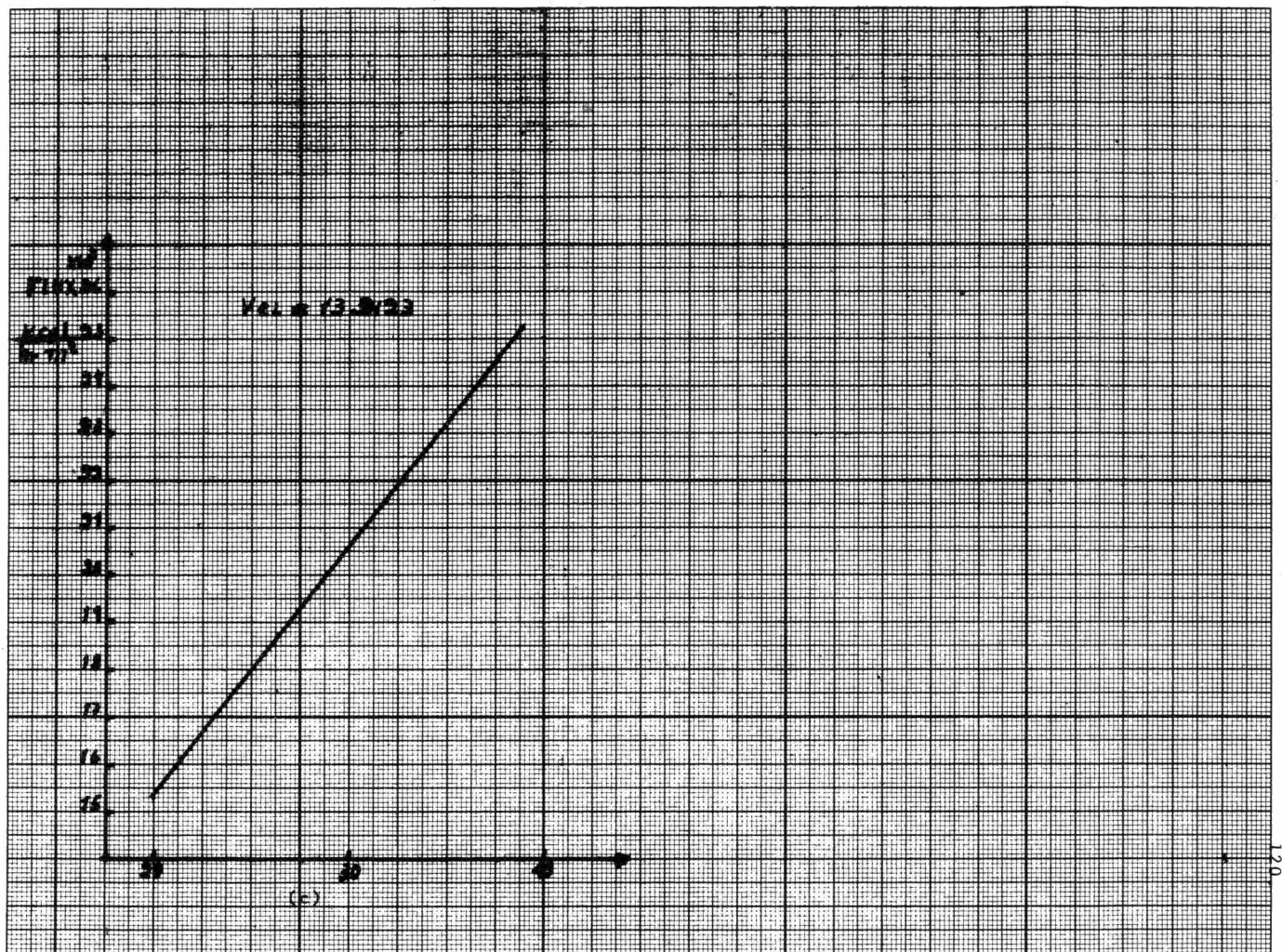
Vel. (m/hr) (en cada <u>tu</u> bo	U(Kcal/hr m ² °C)	U(Kcal/hr m ² °C)	V(Kg/hr (líq. evap.)	S(Kg/hr vap.cond. cal.
---	---------------------------------	---------------------------------	-------------------------	------------------------------

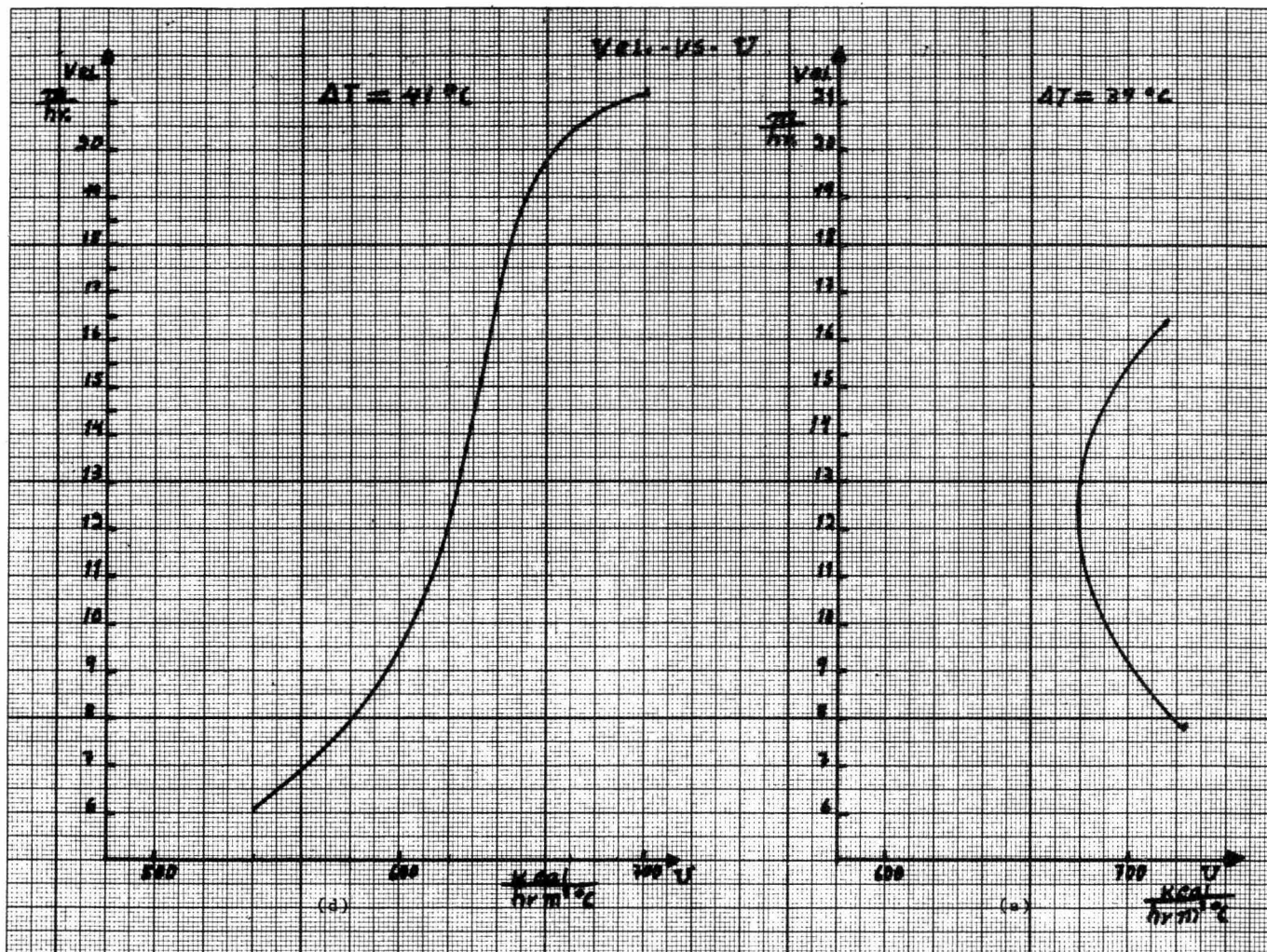
Para ΔT DE 19°C

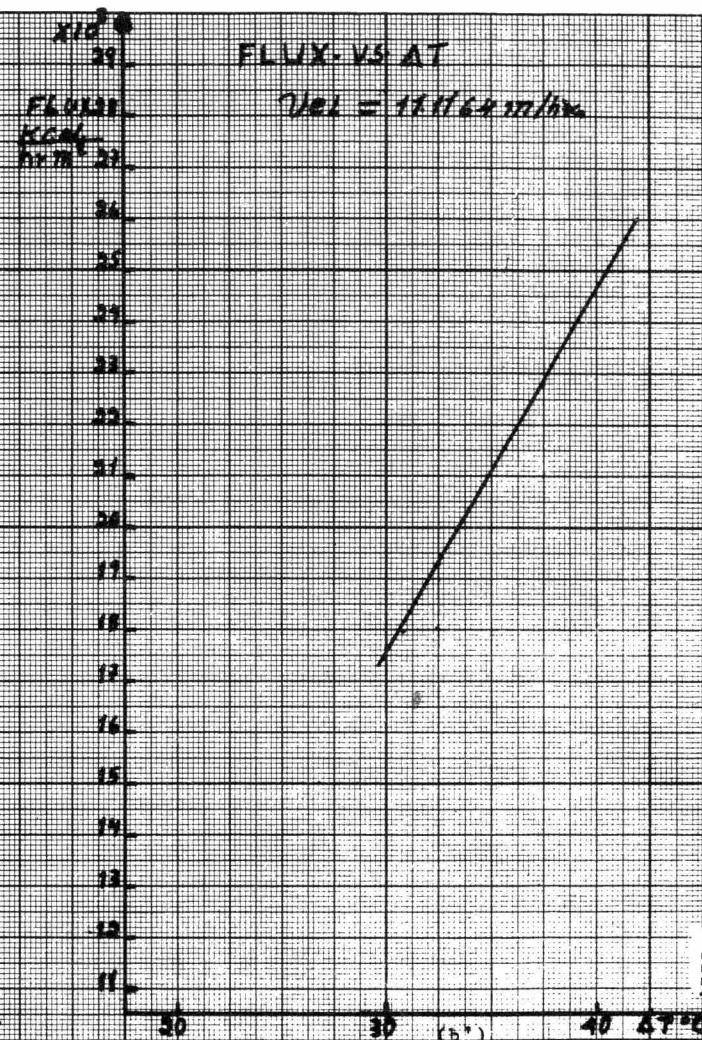
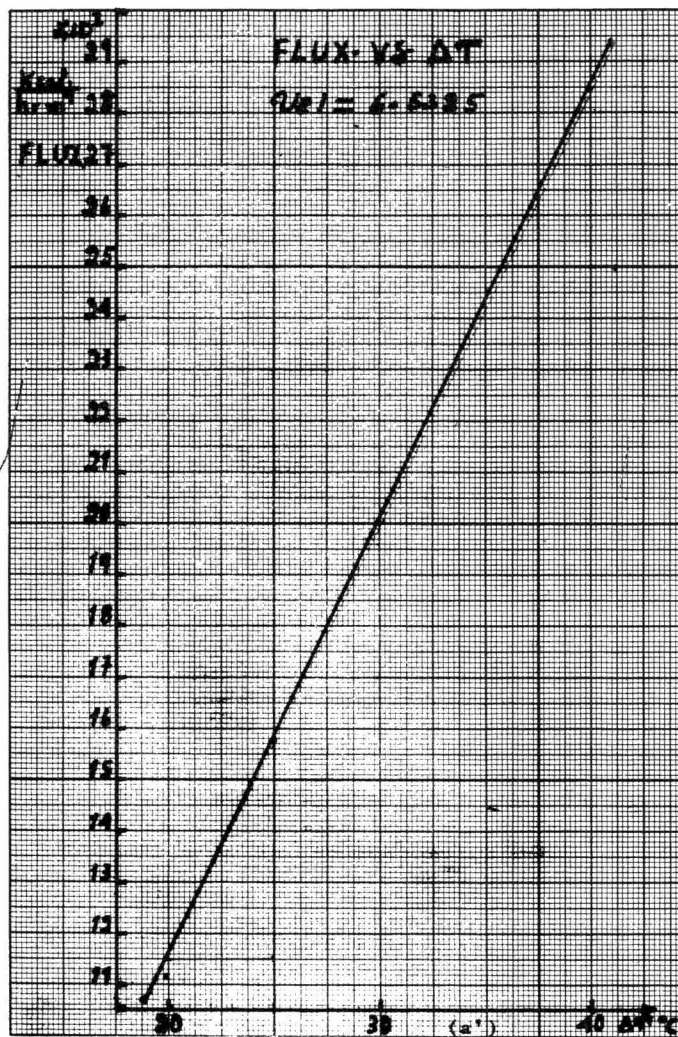
6.5325	713.92	816.781	25.00	60.00
6.5325	697.03	627.28	24.00	38.5
6.5325	697.03	627.28	24.00	38.5
6.5325	697.03	784.20	24.00	48.00
12.8456	1561.07	816.80	12.00	60.00

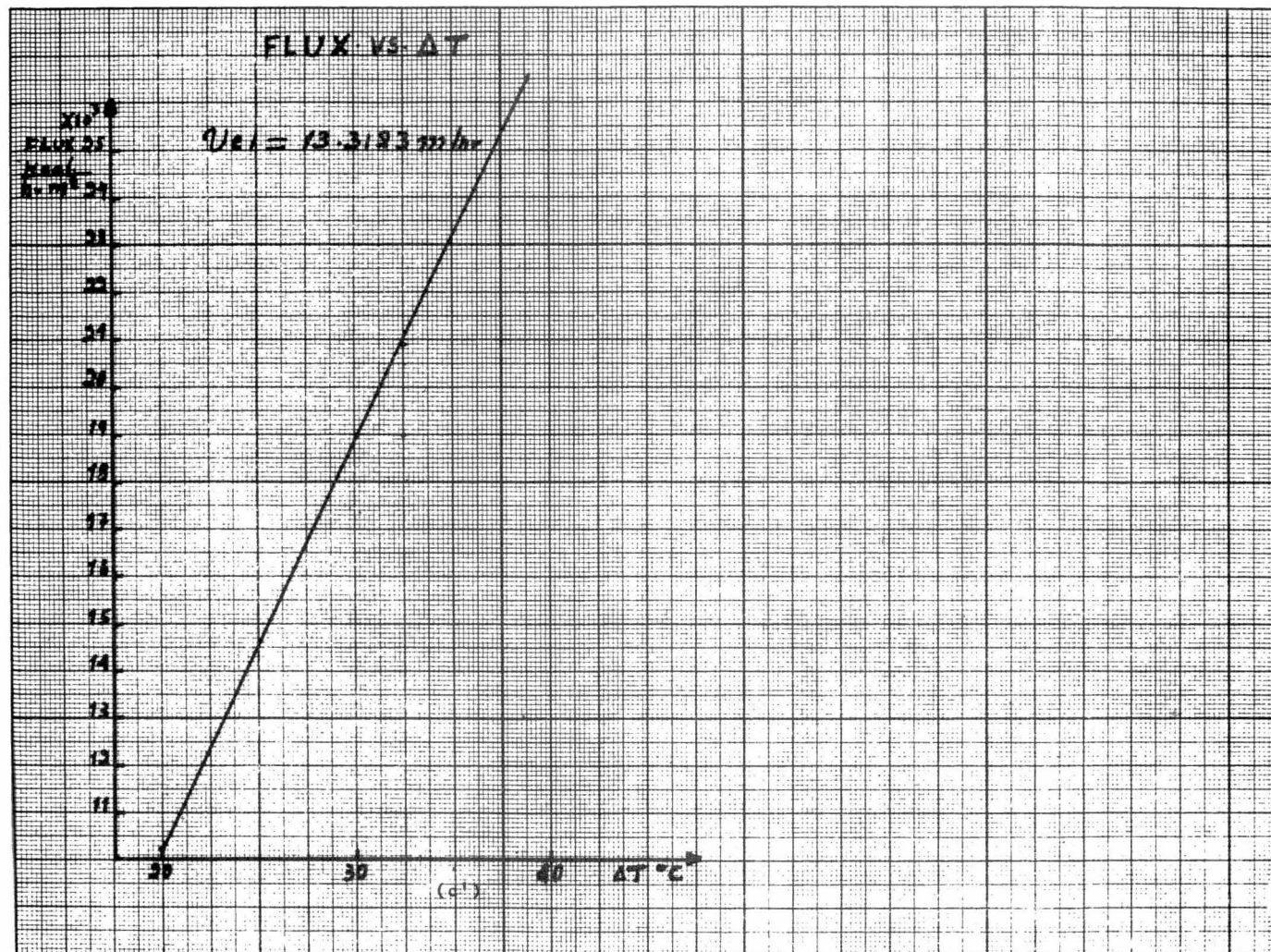
FLUX · VS · ΔT

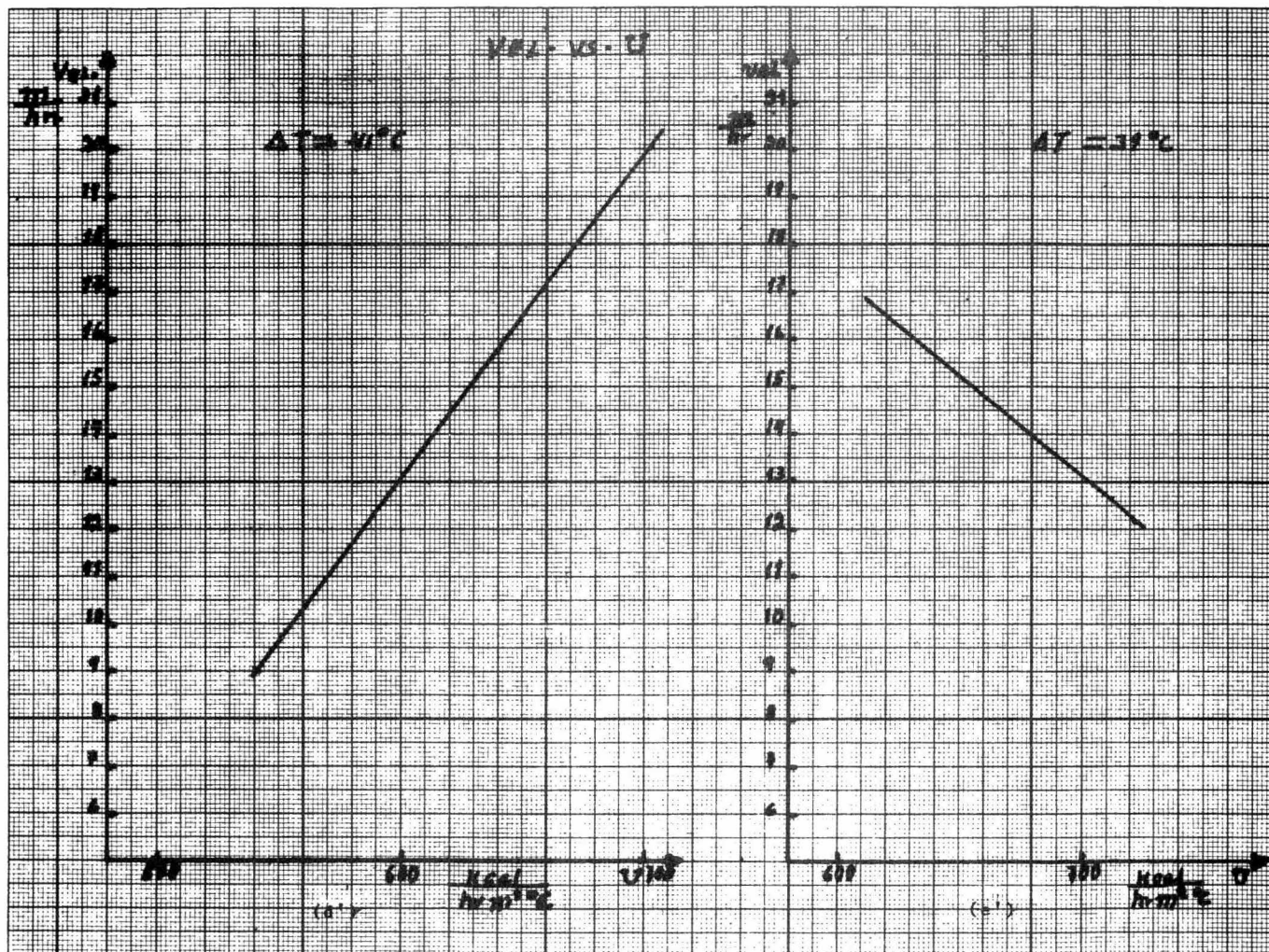












CONCLUSIONES Y DETERMINACION DE UNA NUEVA CORRELACION

El valor de un coeficiente global típico de transferencia de calor, para un evaporador de tubos cortos tipo Calandria, está en el orden de 750 a 2,500 K cal/hr m² °C (tomado Mc Cabe y Smith, UNET OPERATIONS OF CHEMICAL ENGINEERING. Mc Graw-Hill Book Co.). Los valores calculados experimentalmente oscilan entre 542 y 1,229 K cal/hr m² °C, dependiendo de las condiciones de operación, al aplicar la correlación $U = \frac{435 u^{0.45}}{\mu^{0.25} \Delta T^{0.1}}$ con datos experimentales el valor del coeficiente es de 727 a 1,306 K cal/hr m² °C y con la aplicación de la correlación $U = \frac{490 D^{0.57} u^{0.45}}{\mu^{0.25} \Delta T^{0.1}}$ el valor del coeficiente es de 115 a 206 K cal/hr m² °C

Al graficar los valores experimentales de la velocidad del fluido en los tubos de la calandria vs. coeficiente de transferencia de calor a ΔT constante (Gráfica d sin ajustar), se ve que el valor del inverso de la pendiente (0.57) es precisamente el valor del exponente del diámetro en la segunda correlación ($D^{0.57}$) de la gráfica (a') (La letra prima corresponde a las gráficas de la misma letra no prima ajustadas por el método de los mínimos cuadrados

para mayor exactitud), se ve que el valor del inverso de la pendiente (0.476) es un valor muy próximo al valor del exponente de la velocidad en ambas correlaciones tomando como base las correlaciones anteriores (ya que no se cuenta con la información de cómo se obtuvieron) se determinó y probó la siguiente correlación:

$$U = \frac{30 \Delta T^{0.69} u^{0.53}}{\mu^{0.25}}$$

en donde:

ΔT = Gradiente de temperatura en °C (temperatura del vapor de calentamiento-temperatura de ebullición)

u = Velocidad del fluido en los tubos de la calandria m/hr.

μ = Viscosidad del fluido a la temperatura de ebullición kg/m hr.

0.69 es el valor del inverso de la pendiente de la gráfica (d') en donde se encuentran graficados los valores experimentales de la velocidad vs U a ΔT constante; 0.53 es el inverso del valor promedio de las pendientes de las gráficas (a', b', c') en donde se encuentran graficados los valores experimentales de ΔT - vs, Flux a velocidad constante. Nótese que el valor del exponente de la variante en la correlación, corresponde al valor inverso de la pendiente en donde la variante permanece constante.

En forma general la correlación se puede expresar como:

$$U = \frac{30 T^{1/m_1} u^{1/m_2}}{\mu^{0.25}}$$

m_1 = Valor de la pendiente que resulta de graficar -
Vel - vs. U a ΔT constante.

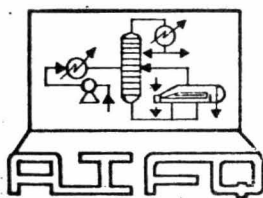
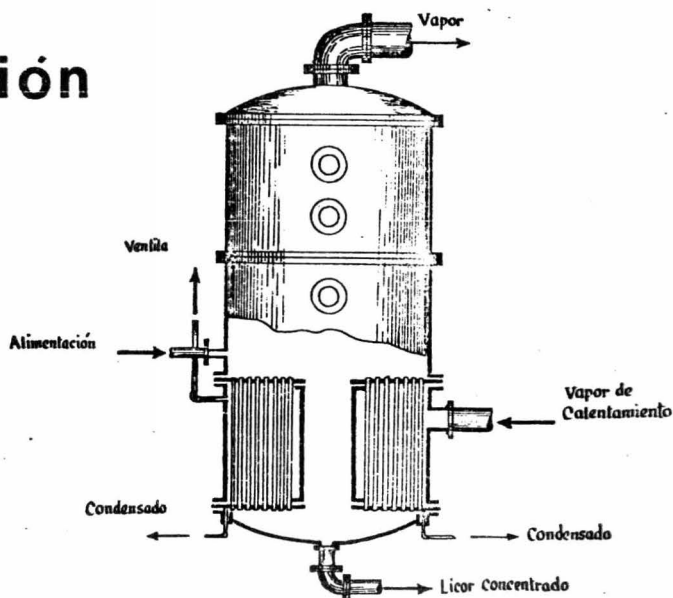
m_2 = Valor de la pendiente que resulta de graficar -
Flux.- $Us\Delta T$ a velocidad constante.

Al probar esta correlación con los datos experimentales da valores del coeficiente de transferencia muy altos, para ΔT mayor de 300 respecto a los valores experimentales, quizá porque en esta parte de la experimentación no se logró un buen control de la operación.

C A P I T U L O V

PRACTICA DE EVAPORACION A SIMPLE EFECTO

evaporación simple efecto



FACULTAD DE QUIMICA
DIVISION DE ESTUDIOS PROFESIONALES
Area de Ingeniería



Universidad Nacional
Autónoma de
México

GENERALIDADES

1.- LA EVAPORACION se basa en la propiedad que tienen los líquidos de pasar a estado de vapor o viceversa, de acuerdo con las condiciones de temperatura y presión y se define como: "La separación por vaporización de un material volátil de otro no volátil". (Se refiere al procedimiento para concentrar sustancias solubles sólidas o líquidas).

2.- LA EVAPORACION SE HACE POSIBLE POR:

Un suministro de calor para cambio de estado y esto se logra por suministro de calor latente del vapor vivo (S) y un rompimiento continuo del equilibrio dinámico entre la presión de vapor del líquido y la presión parcial del vapor en el espacio que rodea al líquido.

3.- MECANISMO DE EVAPORACION.

Según Jakob y Fritz cuando se calienta la pared de un tubo y este se encuentra bañado por un líquido se forman burbujas de vapor completamente al azar en la superficie que esta en contacto con el líquido. El calor que pasa por donde no se forman burbujas se transfiere por convección al líquido que lo rodea y este transfiere algo de calor a la burbuja provocando evaporación.

Kelvin postuló que una burbuja de vapor solo puede originarse y separarse de la superficie si el líquido esta en tal forma calentado que pueda producir un aumento de presión que esta dado por la siguiente ecuación:

$$P = \frac{4 \sigma \rho_L}{d(\rho_L - \rho_V)} \dots (1)$$

En donde: σ = Tensión superficial en la superficie de separación vapor-líquido.

d = Diámetro de la burbuja de vapor.

ρ_L = Densidad del líquido.

ρ_V = Densidad del vapor.

Bonsjakovic considera que el calor de sobrecalentamiento del líquido se transforma en calor de vaporización, con el que la burbuja se desarrolla cada vez más hasta el momento en que las fuerzas ascendentes son suficientes para vencer las tensiones superficiales, entonces la burbuja se separa de la pared -

en forma violenta. En el momento de separarse el radio de curvatura en diversos puntos de la superficie de la burbuja, tiende a hacerse muy pequeño las -- fuerzas generadas por la tensión superficial son muy grandes comparadas con las fuerzas de inercia, esto hace que la burbuja mantenga su forma esférica, en las proximidades de estos puntos, la masa del líquido se encuentra sometida a una -- aceleración muy violenta, que produce remolinos. Esta es una de las razones -- por las cuales pueden registrarse coeficientes de transmisión extremadamente elevadas en el transcurso de la evaporación.

4.- EBULLICION NUCLEAR Y EBULLICION EN PELICULA.

Cuando la diferencia de temperatura entre la pared calefactora y el vapor del líquido es mayor que la crítica⁽¹⁾, hay un predominio del vapor en la pared del tubo debido a la rápida y alta transferencia de calor, de manera que en realidad muy poco líquido tiene contacto con la pared caliente, a esta condición se llama interferencia, ya que la gran cantidad de vapor formado en la pared sirve realmente como una resistencia de gas al flujo de calor hacia el líquido, reduciendo el coeficiente de película a medida que la diferencia de temperatura es mayor, por lo que en función del gradiente de temperatura (ΔT) puede haber dos tipos de ebullición. El que se efectúa en la superficie calefactora cuando el gradiente es pequeño⁽²⁾, se llama ebullición nuclear, si el gradiente es mayor que la crítica la ebullición es en película (por efectuarse en la película de vapor formada sobre la superficie calefactora).

La siguiente figura muestra la relación entre el flujo de calor por unidad de área de transferencia o "FLUX" y la diferencia o gradiente de temperatura entre la superficie de calentamiento y la temperatura de saturación del líquido en ebullición.

En la región 1 la transferencia es por convección natural y normalmente se presenta en sistemas que operan con ΔT ($T_s - T_e$) (Temperatura del vapor de calentamiento - Temperatura del líquido hirviendo).

=====

(1). Se refiere al punto 3 de la fig. 1.

(2). Se refiere al punto 2 de la fig. 1.

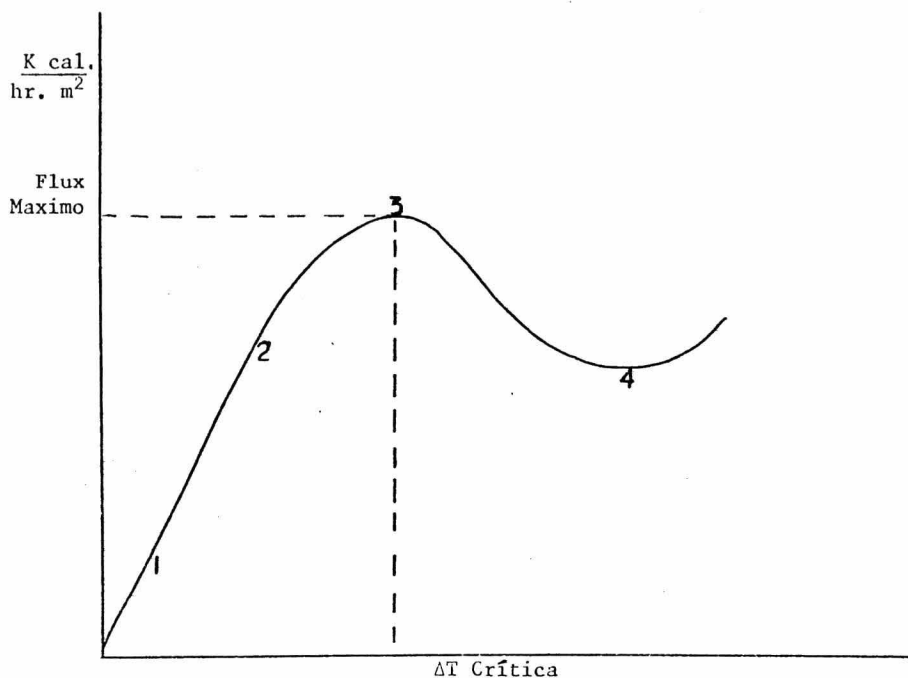


Fig. 1

Entre 7°C y 17°C aproximadamente. En esta región el líquido en contacto con la superficie caliente es sobrecalentado y tiende a subir por diferencia de densidades (convección natural) hasta la región de la interface líquido-vapor, en la superficie es liberado el calor de sobrecalentamiento mediante una vaporización relativamente tranquila. En esta región no hay formación de burbujas de vapor en el seno del líquido y los coeficientes de transferencia de calor que se obtienen en estas condiciones corresponden a los provistos por las ecuaciones aplicables al régimen de convección natural.

La región (2) de la curva corresponde a un régimen de ebullición por nucleación. El líquido es inicialmente sobrecalentado por contacto directo en la superficie caliente, una vez formados los diversos nucleos de burbujas, estas crecen en sus dimensiones rapidamente hasta que finalmente las fuerzas ascendentes tienden a elevarlas hasta la superficie del líquido.

En punto indicado como (3) representa el flujo máximo de transferencia. Hasta este punto el flujo de calor aumentó al aumentar el gradiente, a este ΔT se le denomina crítico. En este punto la formación de vapores es tan elevada que, prácticamente la superficie de calentamiento se encuentra cubierta de

vapor y construye una resistencia a la transferencia de calor como se ha indicado anteriormente.

De lo anterior se deriva que es importante que el sistema en evaporación se encuentra dentro de la región (2) o sea dentro de la correspondiente a la ebullición por nucleación para una evaporación satisfactoria. El operar con gradientes superiores al valor crítico, representa obtener un decremento en el flujo de calor y por lo tanto un coeficiente de transferencia menor.

El gradiente de temperatura al cual se presenta el flux máximo normalmente se encuentra entre 17°C y 75°C para presiones de operación cercanas a la atmosférica.

Como guía deberá operarse dentro de los siguientes intervalos para asegurar que la ebullición se encuentra en la región de nucleación.

$$St = \frac{Nu}{Re \ Pr} = \frac{C_p \ \Delta T}{\lambda} \quad \text{entre 0.03 y 0.3} \quad \dots\dots (2)$$

St = Número de staton.

Cp = Calor específico a presión constante K cal/Kg °C

Nu = Número de Nusselt.

Pr = Número de Prandtl.

R2 = Número de Regnolds.

λ = Calor latente de vaporización.

La región posterior al punto de flujo máximo se denomina de transición y esta caracterizada por una operación inestable en donde el flujo de calor disminuye a medida que se incrementa la ΔT hasta un punto en que se presenta un valor mínimo (punto 4) de la figura 1, conocido por el punto de LEZDEN--FROST deberá evitarse operar los equipos en esta región transicional, por los bajos coeficientes de transferencia de calor y por los problemas de incrustación que se acentúan en esta zona.

5.- COEFICIENTE GLOBAL DE TRANSMISION DE CALOR U.

La velocidad de transferencia de calor se puede considerar igual a una fuerza propulsora que resulta de una diferencia de temperatura, dividida por una serie de resistencia o, como se expresa usualmente dicha velocidad es igual al producto de un coeficiente de trasmisión de calor por una área de con

tacto o transferencia y por una caída de temperatura.

"U" puede describirse también como un coeficiente de velocidad de -- transmisión de calor por unidad de área y por unidad de gradiente de temperatura, o mejor aún como un coeficiente de densidad de flujo de calor por unidad de gradiente.

"U" es función exclusiva de las resistencias al paso del calor y desde luego también es función de todo aquello que modifique a dichas resistencias.

"U" es función inversa de las resistencias al paso de calor y por tan to al aumentar las resistencias disminuye el valor de "U" y consecuentemente se reduce la velocidad de paso de calor.

El principal problema de cálculo de la velocidad de transferencia sue le ser la valoración del coeficiente de transmisión para ello, se suele partir de una correlación empírica de los coeficientes de transmisión establecida por una serie muy numerosa de ensayos o determinarse específicamente en un equipo -- ya establecido.

Los coeficientes de transferencia de calor en evaporación indican una medida cuantitativa de la transferencia de calor ocurrida en el equipo, es de-- cir el valor del coeficiente es una medida de la "avilidad" del equi^o para -- transmitir el calor.

Area de transferencia "A".

Esta es el área por donde pasa el calor y consecuentemente al aumen-- tar el área aumenta el paso de calor siempre y cuando los valores de U y ΔT per manezcan constantes.

Gradiente de Temperatura " ΔT "

Para que fluya calor de un punto a otro es necesario que exista una -- diferencia de temperatura entre ambos puntos y mientras más grande sea esta diferencia mayor será la velocidad de paso de calor, cuando la diferencia de temperaturas es cero, se tiene equilibrio y se suspende el paso de calor.

ΔT es la diferencia de temperatura entre el medio de calentamiento y el medio calentado a los lados de un punto dado del área de transferencia.

6.- ECUACION DE DISEÑO.

La cinética física establece que un proceso transcurre tanto más rápidamente cuando más alejado está del equilibrio y la velocidad de un instante - cualquiera viene dada por la distancia que separa al sistema del equilibrio en dicho momento.

La velocidad de transmisión de calor "Q" a través de la superficie de calentamiento de un evaporador, esta dada por el producto de tres factores: el área de superficie de transmisión de calor "A". El coeficiente global de transmisión de calor U y el gradiente de temperatura ΔT . Esto se expresa como:

$$Q = UA \Delta T$$

$$Q = UA \Delta T (T_s - T_e) . (3)$$

A la ecuación 3 se le conoce como ecuación de diseño o de Fourier.

T_s = Temperatura del vapor vivo.

(s) de calentamiento.

T_e = Temperatura de ebullición de la solución.

7.- APLICACION INDUSTRIAL DE LA ECUACION DE FOURIER

Al industrial le interesa obtener la máxima velocidad de transferencia de calor por unidad de área y al Ingeniero Químico corresponde la tarea de lograrlo.

De acuerdo con la ecuación de Fourier, dicha velocidad por unidad de área es $Q/A = U\Delta T$ o sea capacidad de transmisión de calor K Cal/Hr. m^2 o BTU/Hr. pie^2 .

Entre mayor sea la capacidad de transmisión de calor, menor será el tamaño del equipo necesario y su costo será menor.

Así pues para un equipo ya instalado, la tarea del Ingeniero Químico será incrementar el valor de $U\Delta T$ al máximo económicamente logable.

El primer paso será: determinar la capacidad de transmisión de calor del evaporador existente y compararla con la capacidad de diseño y con la capacidad máxima requerida. También es importante comparar datos de capacidad de -

equipos similares que si la capacidad de transmisión actual es alta y aún se re quiere transmitir más calor tendrá que estudiarse la ampliación del equipo (Área de transmisión).

Pero en caso de que la capacidad de transmisión sea baja se tendrá -- que enfocar el esfuerzo a incrementar UAT.

8.- DETERMINACION DE LA CAPACIDAD DE TRANSMISION DE CALOR Q/A.

Para determinar Q, cantidad de calor transmitido por hora, hay dos - caminos:

- a).- Si se trata de un evaporador bien aislado térmicamente, se puede considerar que el calor suministrado es prácticamente igual al - calor transmitido, o sea que en el caso más usual, el calor que pierde el vapor de calentamiento $\lambda_g S$ es el mismo que se transmite y es absorbido por el circuito solución.
- b).- Si el equipo no está bien aislado o no se puede determinar el -- gasto, con certeza y facilidad, será necesario calcular el calor que gana el circuito solución.

El calor que gana la solución se calcula por la diferencia entre el - calor que se llevan el o los productos (solución concentrado y líquido evaporado) menos el calor que ya tenía la solución alimentada.

Una vez determinada la cantidad de calor transmitido, basta dividir este valor entre el área de transmisión de calor y el gradiente de temperaturas para obtener el valor del coeficiente de transferencia de calor.

Caminos para aumentar la UAT.

Para aumentar el valor de U se debe tener presente que exclusivamente depende del valor de las resistencias al paso de calor. Estas resistencias en el caso típico de un evaporador son:

- 1.- La que ofrece la película de vapor de calentamiento al condensar se.
- 2.- La que ofrece la pared metálica.

3.- La que ofrece la película de solución.

Además las resistencias mencionadas pueden haber otras dos resistencias.

4.- Resistencia debida a las incrustaciones.

5.- Resistencia debida a la presencia de gases no condensables en el lado de vapor de calentamiento.

Sin embargo, estas últimas dos resistencias son anormales en un equipo y en caso de detectarse la presencia de alguna de ellas habrá que proceder de inmediato a su eliminación, pues cualquiera de las dos reduce gravemente la capacidad de transmisión.

Respecto a las tres resistencias normales puede decirse que la película del vapor condensante es muy delgada y ofrece poca resistencia, la pared metálica también ofrece poca resistencia y por lo tanto la mayor es la película de solución puesto que las 3 resistencias están todo el esfuerzo debe realizarse en reducir la mayor resistencia.

Para reducir el espesor de la película de solución a concentrar y consecuentemente la resistencia al paso de calor puede buscarse:

- a).- Incremento de la velocidad de la circulación (aumentando vacío, aumentando la velocidad de evaporación o bien por medios mecánicos).
- b).- Reduciendo la viscosidad de la solución (aumentando temperatura de ebullición o por agentes químicos tales como lecitinas, pluronicos, etc.)

Para incrementar el valor de ΔT se cuenta con dos posibilidades:

- 1a.- Aumentar la temperatura del medio de calentamiento.
- 2a.- Bajar la temperatura de ebullición de la solución a concentrar.

Para aumentar la temperatura de condensación del vapor de calentamiento basta con aumentar la presión del mismo en la calandria. Al hacer lo anterior se encuentran varios factores limitantes:

- a).- Presión máxima que pueda resistir el equipo.
- b).- Presión máxima de vapor disponible.
- c).- Presión de trabajo de la trampa de condensados.
- d).- ΔT crítica.

Para bajar la temperatura de ebullición de la solución es necesario - aumentar el vacío en el equipo y los factores limitantes en este caso son:

- a).- Temperatura mínima disponible o para el condensador.
- b).- Diseño del condensador.
- c).- Capacidad del equipo de vacío disponible.

Al modificar el gradiente debe tenerse presente que si se aumenta la temperatura del medio de calentamiento, la pared metálica también aumentará en temperatura al igual que la película de la solución a concentrar. Por tanto la viscosidad de dicha película será menor y puede esperarse también un incremento de "U".

Mientras que si el incremento del gradiente se logra por bajar la temperatura de solución de película de dicha solución también estará más fría, la viscosidad será mayor y el valor de "U" disminuirá.

9.- CLASIFICACION DE LOS PROCESOS DE EVAPORACION

Esta clasificación se hace en función de como se "suministra" el calor necesario al solvente a evaporar y de como se "elimina" el vapor producido para evitar su acumulación.

El calor necesario se suministra en dos formas:

- a).- Por contacto directo de el líquido con la fuente productora de calor.
- b).- Por transmisión a través de una pared sólida.

El vapor producido se elimina en dos formas:

- a).- Mezclado con un gas inerte: como aire o gases de combustión.
- b).- Como vapor puro.

De las formas de suministro de calor y de eliminación del vapor resul

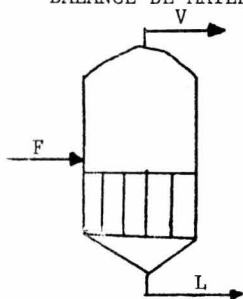
tan varias combinaciones en los procesos de evaporación de ellas, la más importante es cuando el calor transmite a través de una pared sólida y el vapor se elimina como vapor puro.

La mayor parte del equipo industrial de evaporación pertenece a este caso. Debido a la naturaleza misma de la transmisión de calor y con el objeto de evitar contaminaciones y pérdidas, el equipo tiene la forma de un recipiente cerrado y está construido de manera que los factores "U", "A", y " ΔT " que dan la transmisión de calor o capacidad sean lo más grandes posibles. El calentamiento se hace con vapor de agua que es el sistema de calentamiento universal.

Esta forma presenta varias ventajas como por ejemplo el control de temperatura del vapor por medio de manómetros, la cantidad de calor que lleva el vapor es del mismo orden de magnitud que el calor necesario para evaporar la solución, por consiguiente la cantidad de vapor empleada no es muy grande y finalmente es el medio de calentamiento que da el mayor coeficiente de transmisión de calor de (1000 a 3000). Presenta sin embargo una desventaja cuando se quieren obtener temperaturas elevadas, ya que en estos casos la presión debe tener el vapor debe ser muy grande y por consiguiente los equipos necesitan estar contruidos especialmente y con gran resistencia.

10.- BALANCE DE MATERIAL Y ENERGIA EN EVAPORACION.

BALANCE DE MATERIAL TOTAL



$$F = L + V \dots \dots \dots (1)$$

$$FX_F = LX_L \dots \dots \dots (2)$$

(Se considera que el vapor no arrastra sólidos).

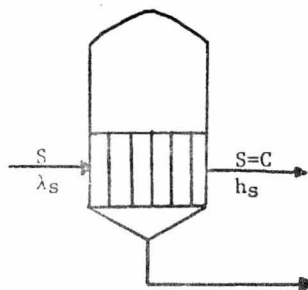
BALANCE DE SOLVENTE

$$F - FX_F = (L - FX_L) + V$$

$$V = F - F \left(\frac{XF}{XL} \right) \dots \dots \dots (3)$$

BALANCE DE ENERGIA

BALANCE DE ENTALPIA POR LADO DEL VAPOR CONDENSANTE.



$$Q_s = - S H_s + S h_c \dots \dots \dots (4)$$

$$Q_s = S (h_c - H_s) \dots \dots \dots (5)$$

En la práctica es válido suponer que el sobrecalentamiento del vapor (S), es compensado con el subenfriamiento del condensado (C) y no hay pérdidas de calor, por lo que la diferencia entre la entalpia del vapor vivo (H_s) y la del condensador (h_c) es simplemente el calor latente de condensación.

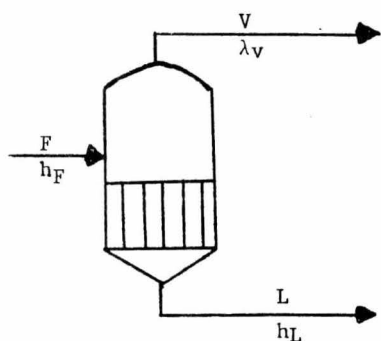
así.

$$h_c - H_s = - \lambda_s \dots \dots \dots (6)$$

substituyendo (6) en (5)

$$Q_s = - S \lambda_s \dots \dots \dots (7)$$

BALANCE DE ENTALPIA POR LADO DE LA SOLUCION QUE SE CONCENTRA.



El calor que recibe la solución al pasar por el evaporador está dado por el vapor de calentamiento al condensarse y es igual a la diferencia entre el calor total que sale con los productos (V y L) sensible y latente, menos el calor que ya traía la solución diluida, esto se indica como:

$$Q = V h_v + L h_L - F h_F \dots \dots \dots (8)$$

Las entalpías (h_v , h_L y h_F) dependen de las características de la solución que se concentra.

$$h_L = C_p L (T - T_e) \dots \dots \dots (9)$$

$$h_F = C_p F (T - T_e) \dots \dots \dots (10)$$

Si el proceso se considera adiabático, si el calor de dilución se desprecia, si el líquido concentrado y el vapor por estar en equilibrio, a la temperatura de ebullición (T_e) y si no hay aumento apreciable en el punto de ebullición se tiene la siguiente ecuación simplificada.

$$Q = (F - L) \lambda_v + F(p_F(T_e - T_f)) \dots (11)$$

NOMENCLATURA

BALANCE DE MATERIA

F = alimentación Kg/hr (solución diluida).

L = Concentrado Kg/hr (solución concentrada).

V = Vapor Kg/hr (solvente evaporado).

X_L = % en peso de sólidos en la solución concentrada.

X_F = % en peso de sólidos en la solución diluida.

BALANCE DE CALOR

Q_s = Contenido de calor del vapor que condensa (S), K cal/hr

Q = Calor que recibe la solución que se concentra (L), (K cal/hr)

C_{p_F} = Calor específico de la solución-diluida K cal/kg °C.

C_{p_L} = Calor específico de la solución-concentrada K cal/kg °C.

λ_y = Calor latente de evaporación del solvente a la temperatura de ebullición K cal/kg °C.

S = Masa del vapor de calentamiento-kg/hr.

C = Masa del condensado del vapor - del calentamiento kg/hr $S = C$

OTROS CONCEPTOS EN EVAPORACION

Economía:

Es la relación del gasto de las-vaporizaciones (vapor eliminado-de la solución) a el gasto de - vapor, vapor suministrado.

$$\text{Economía} = \frac{\text{kg de V}}{\text{kg de S}}$$

Eficiencia Térmica:

Es la relación del calor aprovechado - al calor cedido.

$$\text{Eficiencia Térmica} = \frac{Q}{Q_s}$$

Capacidad de evaporación:

Es la relación del gasto de las vaporizaciones al área de transmisión de calor.

$$\text{Capacidad de evaporación} = \frac{V}{A}$$

Pérdidas de calor: Es la diferencia entre el calor cedido por el vapor de calentamiento y el aprovechado por la solución.

$$Q_s - Q = \text{pérdidas de calor.}$$

11.- OPERACION DEL EQUIPO DE EVAPORACION DE TUBOS CORTOS VERTICALES.

1.- EVAPORACION SIN PRECALENTAMIENTO.

1.1. Preparar la solución a concentrar en el tanque de licor diluido agitando con el agitador que se encuentra en la parte superior de éste y cuyo control se halla en el tablero general, el agua de dilución proviene de la línea general del laboratorio y se controla por la válvula V-5.

1.2. Alineación de las líneas: (consultar diagrama de flujo).

1.2. Línea de alimentación del tanque de licor diluido al evaporador,
 -(1) cerrar: válvulas V-4 de descarga al drenaje, V-3 de recirculación, V-5 y V-6 que comunican los precalentadores, V-11 que comunica con el segundo efecto; abrir: válvulas V-9 y V-10 que comunica, con el evaporador.

1.2.2. Línea de descarga del evaporador al tanque de licor concentrado - (2); cerrar: válvulas V-13 que comunica al segundo efecto, V-8 y V-15 que comunica los precalentadores, V-14 válvula del bypass; abrir: válvulas V-12, - V-16 y V-17 que comunican con el tanque de licor concentrado.

1.2.3. Línea de vapor eliminado de la solución: o del evaporador - -
 -(3) al condensador y del condensador al, acumulador de condensados; cerrar: -
 válvula V-19 que comunica al segundo efecto. (4) abrir: válvula V-18.

1.2.4. Línea de vapor de calentamiento (S). De la línea general de -
 vapor a la calandria del evaporador. (5) cerrar: válvulas que comunican al segun-
 do efecto, abrir: V-5 que comunica a la calandria.

1.2.5. Línea de condensado del vapor de calentamiento (6) de la ca--
 landria al tanque receptor de condensado; abrir: válvula V-28 ó V-29 dependien-
 do del tanque que se use, cerrar: válvula de venteo V-26, V-27, abrir: válvulas
 del indicador de nivel.

1.2.6. Línea niveladora de presión (7). De la calandria a los tan--
 ques receptores de condensado, abrir: válvula V-33.

ARRANQUE.

1° Cerciorarse del nivel del tanque receptor de condensado y del ní--
 vel de la calandria, en caso de que se encuentren llenos, abrir: válvula V-30 ó
 V-31 dependiendo del tanque que se esté usando y válvula de venteo correspon- -
 diente (no necesariamente) y con la bomba -5 se efectúa el vaciado, cuyo con--
 trol se encuentra en el tablero general.

2° Alimentación.

Con la bomba -1 se alimenta el licor diluido al evaporador fijando un
 gasto deseado con el indicador de flujo IF-1 (rotámetro) hasta alcanzar un ni--

vel ligeramente superior al de la calandria parando la bomba, cuando se alcance este nivel.

3° Con la válvula V-21 alimentar agua de enfriamiento al condensador-regulando con V-22.

4° Alimentar vapor de calentamiento controlando la presión que se registra en el indicador de presión IP-1 (manómetro) en el tablero general con válvula V-20. Serciorarse que las válvulas de venteo y de drenaje del tanque de condensado esten cerradas. Se recomienda usar el vapor a una presión que de una temperatura ligeramente mayor al punto de ebullición de 560 mm Hg.

5° Arrancar la bomba Nash adecuadamente y alinear la línea de vacío - (8).

6° Cuando la solución diluida ya está ebulliendo en el avaporador (se observa por la mirilla de éste) se abre la válvula V-23 y con ella se regula la presión de trabajo que se registra en el vacuómetro que se encuentra en la parte superior del evaporador. Es recomendable no trabajar con presión de vacío mayor de 15 cm. de Hg. por cavitación de la bomba -3 que descarga el licor concentrado y cuyo control se encuentra en el tablero general.

7° Régimen permanente.

Arrancar nuevamente bomba -1 y fijar el gasto requerido (no mayor de 5 litros/min.) regulando con válvula de bypass (V-2) y válvulas de rotámetro, - arrancar bomba V-3 para descargar el licor concentrado. Para mantener el nivel constante de la solución en el evaporador (que es ligeramente mayor que el de la calandria) se regula con la válvula V-17.

8° Una vez alcanzado el régimen permanente (esperar que se estabilice 5 min. y se recomienda tomar un tiempo de operación de 10 min.) tener cuidado que las variables de operación permanezcan constantes, principalmente nivel de la solución del evaporador, flujo de alimentación, presión del vapor de calentamiento y presión de trabajo.

EVAPORACION CON PRECALENTAMIENTO DE LA ALIMENTACION.

Si la alimentación que entra al evaporador está a la temperatura de -

ebullición correspondiente a la presión absoluta del espacio del evaporador, todo el calor transmitido a través de la superficie de calentamiento es utilizado en la evaporación y la capacidad es proporcional al calor (Q). Si la alimentación entra fría, el calor que se necesita para calentarla hasta la temperatura de ebullición puede ser bastante grande, y la capacidad, para un determinado valos de Q se reduce considerablemente puesto que el calor utilizado en calentarla alimentación no produce evaporación. Si la alimentación entra a una temperatura superior a la de ebullición en el espacio del evaporador una parte de ella se transforma espontáneamente en vapor hasta equilibrarse adiabáticamente con la presión existente en el espacio del vapor, y la capacidad es mayor que corresponde al valor de Q. Este proceso recibe el nombre de evaporación flash. La economía también depende de la temperatura de alimentación, al aumentar esta aumenta también la economía del vapor, si la temperatura de alimentación es superior a la de ebullición la economía puede ser mayor que la unidad. Hay dos formas de precalentar en este equipo de evaporación:

- a).- Recuperando calor del licor concentrado poniendola en contacto con la alimentación por medio de un cambiador de calor.
- b).- Calentando la alimentación con vapor vivo por medio de un precalentador.

2.- EVAPORACION CON PRECALENTAMIENTO POR RECUPERACION DE CALOR

(ENFRIAMIENTO DEL LICOR CONCENTRADO Y PRECALENTAMIENTO DE LICOR DILUIDO CON EL PRECALENTADOR -1).

2.1. Línea de alimentación: cerrar válvulas V-9 que comunican directamente al evaporador V-6 que comunica al precalentador -2. Abrir V-14 que comunica el precalentador -1.

2.2. Descarga de la solución concentrada del evaporador al tanque de licor concentrado pasandolo por el precalentador -1. Cerrar válvula V-16 que comunica directamente al tanque de licor concentrado; abrir: válvula V-15 que comunica al precalentador, V-8 que comunica al enfriador y al tanque de licor concentrado.

3.- EVAPORACION CON PRECALENTAMIENTO POR VAPOR DE CALENTAMIENTO

3.1. Línea de alimentación; cerrar válvulas V-9 que comunica directa

mente al evaporador V-41 y V-7 que comunica al precalentador -1, V-11, que comunica al segundo efecto. Abrir V-16 que comunica con el precalentador 2 y V-10 con el evaporador. La alimentación de las demás líneas es la misma que en el caso de evaporación sin precalentamiento.

Se alimenta vapor de calentamiento al precalentador -2 abriendo V-3 y recibiendo el condensador en T-1 ó T-2, abriendo las respectivas válvulas.

Nota: La toma de datos de temperatura se puede hacer por medio del multipotenciametro Honeywell o con los termómetros instalados en la parte del equipo correspondiente.

DESCRIPCION DEL EQUIPO.

El equipo de evaporación a simple y doble efecto de tubos cortos del laboratorio de la Facultad de Ciencias Químicas se encuentra descrito por las siguientes especificaciones:

EVAPORADOR

Marca - - - - -	J.P. Devine
Material de construcción-	Hierro fundido
Diámetro de la calandria-	0.38735 m (15 1/4 pulg)
Número de tubos - - - -	28
Longitud de los tubos - -	0.515 m.
Cédula (BWG) - - - - -	11
Diámetro nominal - - - -	0.0381 m (1 1/2 pulg)
Diámetro interno- - - - -	0.032 m (1.26 pulg)
Espesor de la pared - - -	0.00305 m (1.20 pulg)
Area de flujo por tubo- -	0.0008065 m ² (1.25 pulg)
Superficie exterior por metro lineal - - - - -	0.11963 $\frac{\text{m}^2}{\text{m lineal}}$ (0.3925 $\frac{\text{Ft}^2}{\text{Ft lineal}}$)
Arreglo triangular- - - -	1 7/8

CIRCULACION DE LOS FLUJOS

Por lado de la coraza - - - - Vapor
 Por lado de los tubos - - - - Solución

Además ele evaporador cuenta con 2 lunetas para observación, tubos de nivel para condensado en la calandria y para licor a través de todo el vaso.

CONDENSADOR

Marca - - - - -	J.P. Devine
Material de construcción	
coraza - - - - -	Hierro fundido
Diámetro coraza- - - - -	
Material de los tubos -	Cobre
Diámetro nominal de los -	
tubos - - - - -	0.015875 m (5/8 pulg)
Número de tubos - - - - -	139
Longitud de los tubos - -	0.762 m (30 pulg)

Este condensador esta comunicado con el acumulador de condensados por una línea de 0.0508 m (2 pulg). La conección con el evaporador es una línea - de 0.1016 m (4 pulg).

PRECALENTADOR -1

Marca - - - - -	J.P. Devine
Material de construcción	
coraza - - - - -	Hierro fundido
Diámetro de la coraza in-	
terno - - - - -	0.0508 m
Longitud de la coraza - -	0.88 m
Número de pasos por lado-	
de la coraza - - - - -	1
Material de construcción-	
de los tubos - - - - -	Cobre
Número de pasos por lado-	
de los tubos - - - - -	2
Número de tubos por paso-	3

Diámetro de los tubos - - - 0.0127 m (1/2 pulg)
 Arreglo - - - - - Triangular

PRECALENTADOR -2

Marca - - - - - J.P. Devine
 Material de construcción co-
 raza - - - - - Hierro fundido
 Diámetro de la coraza - - - 0.0762 m (3 pulg)
 Longitud de la coraza - - - 0.88 m
 Número de pasos por lado de
 la coraza - - - - - 1
 Material de construcción de
 los tubos - - - - - Cobre
 Número de pasos por lado de
 los tubos - - - - - 2
 Número de tubos por paso - - 7
 Arreglo - - - - - Triangular

La entrada de vapor de calentamiento a este precalentador es de - -
 0.012270 m (1/2 pulg), la descarga de condensados es de 0.0127 m, (1/2 pulg).

ACUMULADOR DE CONDENSADOS

Es un tanque cilíndrico con tapas esféricas, la parte cilíndrica tie-
 ne un diámetro de 0.635 m., y una longitud de 1.2192 m. Esta conectado al sis-
 tema de vacío por una línea de 0.03175 m, (1 1/4 pulg). Aquí se inicia el va-
 cío que gradualmente se extiende a todo el equipo.

TANQUE DE LICOR DILUIDO Y LICOR CONCENTRADO

Material de construcción - - Hierro
 Capacidad - - - - - 200 litros

RECEPTORES DE CONDENSADOS

Material de construcción - Hierro fundido
 Diámetro - - - - - 0.3556 m.
 Altura - - - - - 0.762 m.

EQUIPO AUXILIAR

Tres bombas, un agitador, dos rotámetros, un manómetro, y un vacuómetro.

Cálculos.

1.- Cambiando condiciones, (presión, del vapor de calentamiento, presión de vacío, velocidad de circulación etc.) para variar el ΔT sin precalentamiento calcule:

a).- Coeficiente de transferencia de calor U , b).- Economía c).- Eficiencia térmica, d).- Capacidad de evaporación, e).- Pérdidas de calor (para estos cálculos se cuenta con un nomograma auxiliar en caso de usar agua).

2.- Precalentado por recuperación de calor o por precalentamiento con vapor calcular los incisos del punto (1).

3.- Con los datos anteriores llenar el cuadro de datos y resultados, y construir para cada caso una curva $\Delta T - V$. V (en el mismo papel).

4.- Dar conclusiones y discutir las curvas.

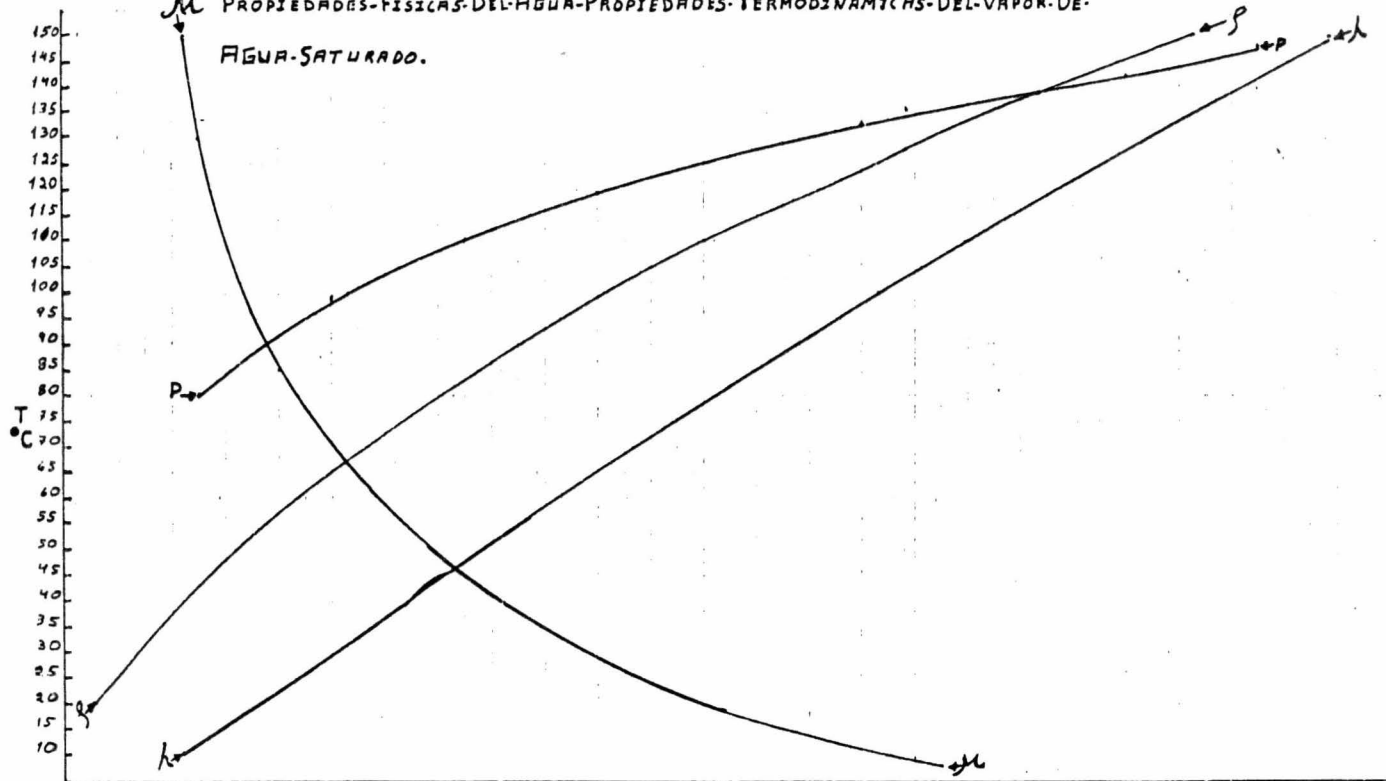
CUADRO DE DATOS Y RESULTADOS

Número de corrida.	L	F	V	S	Pv	Ps	Te	Ts	Q	Qs	U	ΔT	Economía

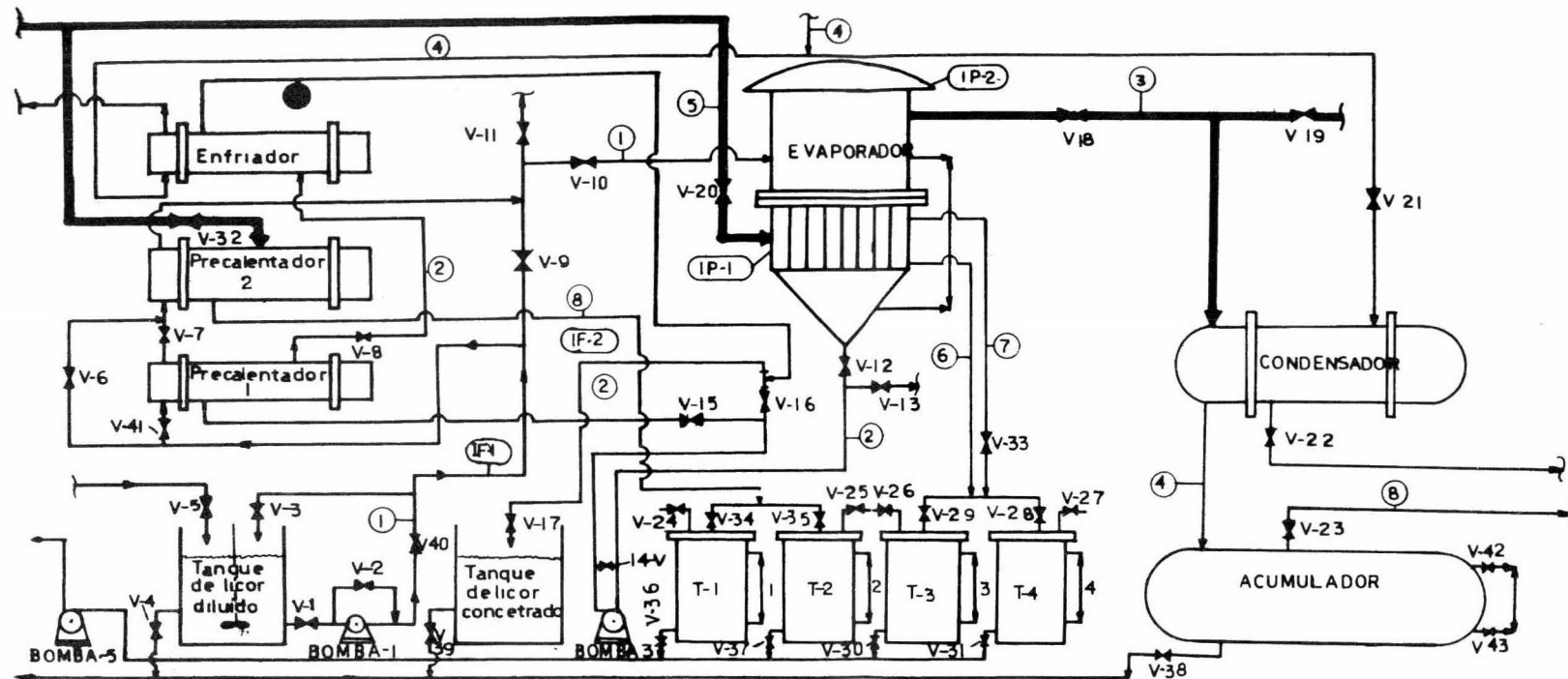
B I B L I O G R A F I A:

- 1.- Badger/Banchero Introducción a la Ingeniería Química.
- 2.- Donald Q. Kern Process Heat Transter.
- 3.- Macabe/Smith Operaciones Básicas de Ingeniería Química.
- 4.- Genovevo Silva Pinchardo diseño de una práctica de Ingeniería Química para -
calcular coeficientes globales en evaporación a simple efecto Tesis Profesio
nal 1975 U.N.A.M.

PROPIEDADES FÍSICAS DEL AGUA Y PROPIEDADES TERMODINÁMICAS DEL VAPOR DE AGUA SATURADO.



$P \rightarrow [kg/cm^2]$	0.5	1.0	1.5	2.0	2.5	3.0	3.5	4.0	4.5
$T \rightarrow [°C]$	110	118	121	124	126	128	130	132	134
$v \rightarrow [m^3/kg]$	0.001	0.001	0.001	0.001	0.001	0.001	0.001	0.001	0.001
$P \rightarrow [kg/cm^2]$	0.5	1.0	1.5	2.0	2.5	3.0	3.5	4.0	4.5



SIMBOLO

DESCRIPCIÓN

- ① Línea de licor diluido
- ② Línea de licor concentrado caliente
- ③ Línea de vapor eliminado de la solución
- ④ Línea de agua de enfriamiento y de dilución
- ⑤ Línea de vapor de calentamiento
- ⑥ Línea de condensado del vapor de calentamiento
- ⑦ Línea igualadora de presión
- ⑧ Línea de vacío

T1, T2, T3, T4: Tanques receptores de condensado

IF-1 Indicador de flujo de licor diluido

IF-2 Indicador de flujo de licor concentrado

IP-1 Vacuometro

IP-2 Manometro

DIAGRAMA DE FLUJO PARA EVAPORACION
A SIMPLE EFECTO EN EVAPORADOR DE TUBOS
CORTOS VERTICALES

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

- Mc Cabe. "Operaciones Básicas de Ingeniería Química"
Ed. Reverte, S.A.
- Kern. "Procesos de Transferencia de Calor". Ed.
C.E.C.S.A.
- Badger and Banchero. "Chemical Engineering". Ed. Mc
Graw Hill.
- Foust. "Principios de Operaciones Unitarias". Ed.
C.E.C.S.A.
- W.H. Walker. "Principles of Chemical Engineering". Ed.
Mc. Graw Hill.
- Frank - Kreith. "Principles of Heat Transfer". 2a. Ed.
Ed. International Textbook Co.
- Herman J. Stoever. "Transmisión del calor y sus apli-
caciones". 2a. Ed. Ed. Ediciones Libre--
ría del Colegio.
- Ocon/Tojo. "Problemas de Ingeniería Química". Tomo I,
Ed. Aguilar.

REVISTAS:

- "Industrial and Engineering Chemistry". Vol. 46. No.7
July 1954, pág. 1442 a 1446.
- "Industrial and Engineering Chemistry". Vol. 31 No. 2
February 1939, pág. 206 a 214.
- "Chemical Engineering" August 1951, pág. 122 a 124.
- "Chemical Engineering" November 1954, pág. 252.

- "Chemical Engineering" March 20, 1961.
- "IMIQ", Julio 1974, pág. 16 a 19.