

**INSTITUTO TECNOLOGICO Y DE ESTUDIOS
SUPERIORES DE MONTERREY**

DIVISION DE INGENIERIA Y ARQUITECTURA

**USO DE LOS BALANCES MACROSCOPICOS DE
ENERGIA PARA LA OBTENCION DE LOS
COEFICIENTES GLOBALES DE TRANSFERENCIA
DE CALOR**

**TESIS QUE PRESENTAN
MARIO P. SANCHEZ RUIZ
JOSE E. CASTRO GONZALEZ
EN OPCION AL TITULO DE
INGENIERO QUIMICO ADMINISTRADOR**

MONTERREY, N. L.

OCTUBRE DE 1971

TL
QC320
.S36
1971
c.1



1080110842

INSTITUTO TECNOLÓGICO Y DE ESTUDIOS SUPERIORES DE MONTERREY

DIVISIÓN DE INGENIERÍA Y ARQUITECTURA

USO DE LOS BALANCES MACROSCÓPICOS DE ENERGÍA PARA LA OBTENCIÓN
DE LOS COEFICIENTES GLOBALES DE TRANSFERENCIA DE CALOR

TESIS QUE PRESENTAN:

MARIO PEDRO SANCHEZ RUIZ

JOSE ELIGIO CASTRO GONZALEZ

EN OPCIÓN AL TÍTULO DE

INGENIERO QUÍMICO ADMINISTRADOR

A NUESTROS PADRES

Con cariño y agradecimiento

A NUESTROS MAESTROS

Con gratitud

Nuestro más sincero agradecimiento al Ing. Leonel Guerra Casanova, -- Asesor de Tesis, por su valiosa -- ayuda. Queremos también agradecer la franca colaboración de los Sres. Guadalupe Ochoa, Carlos Lara y -- Lorenzo Chávez, y las oportunas su gerencias del Ing. Ramón De la -- Peña.

*Este trabajo fué realizado en el
Laboratorio de Ingeniería Química
del I.T.L.S.M. bajo la dirección
del Sr. Ing. Leonel Guerra Casano
va.*

NOMENCLATURA

A_0 = Area total disponible para la transmisión de calor.

$A(t)$ = Area de transmisión de calor en un instante.

A_t = Energía libre de HELMHOLTZ.

C_p = Capacidad calorífica a presión constante.

C_v = Capacidad calorífica a volumen constante.

E_t = Energía total

E_v = Pérdidas por fricción.

G = Energía libre de Gibbs.

g = Aceleración de la gravedad.

g_c = Constante gravitatoria.

H = Entalpía

\hat{H} = Entalpía por unidad de masa.

h = Altura

K_t = Energía cinética total.

L = Longitud

M = Peso molecular

M_t = Masa total

P = Presión

\dot{Q} = Energía calorífica por unidad de tiempo.

\hat{Q} = Energía calorífica por unidad de masa.

r_0 = Radio exterior

S = Area de sección transversal.

T = Temperatura.

t = tiempo

U_o = Coeficiente global de transmisión de calor.

U_t = Energía interna total.

\hat{u} = Energía interna por unidad de masa.

v = Velocidad media

v = volumen

W = velocidad de flujo de masa

\dot{w} = trabajo por unidad de tiempo

\hat{w} = trabajo por unidad de masa

ρ = densidad

ϕ_T = Energía potencial total

$\hat{\phi}$ = Energía potencial por unidad de masa

INDICE

| <u>CAPITULO</u> | | <u>PAGINA</u> |
|-----------------|---|---------------|
| 1 | IMPORTANCIA DE LOS BALANCES MACROSCOPICOS EN LA INGENIERIA QUIMICA | |
| 2 | ECUACIONES DE LOS BALANCES MACROSCOPICOS | 5 |
| | 2.1. Ecuación del balance macroscópico de materia | 6 |
| | 2.2. Ecuación del balance macroscópico de energía mecánica | 7 |
| | 2.3. Ecuación del balance macroscópico de energía | 9 |
| 3 | DESCRIPCION DEL EQUIPO EXPERIMENTAL Y OBTENCION - DE ECUACIONES DE DISEÑO | 15 |
| | 3.1. Descripción del equipo experimental | 16 |
| | 3.2. Obtención de las ecuaciones de diseño | 17 |
| | 3.2.1. Calentamiento de un líquido en un - tanque agitado | 19 |
| | 3.2.2. Calentamiento de un líquido en un - intercambiador de calor | 22 |
| 4 | PROCEDIMIENTO EXPERIMENTAL Y DATOS OBTENIDOS | 26 |
| | 4.1. La experimentación efectuada en el tanque | 27 |
| | 4.2. La experimentación efectuada en el inter-- cambiador de calor | |
| 5 | RESULTADOS Y CONCLUSIONES | |
| | 5.1. Resultados para el tanque | 41 |
| | 5.1.1. Operando en estado estable | 41 |

CAPITULO

PAGINA

| | |
|---|----|
| 5.1.2. Operando en estado inestable | |
| 5.2. Resultados para el intercambiador de calor | 42 |
| 5.2.1. Usando agua como fluido caliente | 42 |
| 5.2.2. Usando vapor de agua como fluido caliente | 42 |
| 5.3. Conclusiones | 50 |
| BIBLIOGRAFIA | 52 |
| A. ESPECIFICACIONES DEL EQUIPO | 53 |
| A.1. Especificaciones del tanque y serpentín | 54 |
| A.2. Especificaciones del intercambiador de calor | 55 |
| A.3. Curva de calibración del medidor de nivel de altura. | 56 |

CAPITULO I

IMPORTANCIA DE LOS BALANCES MACROSCOPICOS EN LA INGENIERIA QUIMICA

Una de las armas más poderosas usadas en la resolución de problemas de ingeniería química son los balances macroscópicos, los cuales tienen una gran aplicación en el análisis de sistemas ingenieriles de flujo.

Un balance macroscópico puede definirse como la contabilidad de lo que entra, sale, se produce (o consume) y se acumula en un sistema; o sea:

$$\text{Entrada} - \text{Salida} + \text{Producción} = \text{Acumulación} \quad (I-1)$$

Esta igualdad puede aplicarse a una sola operación unitaria, o a un proceso completo formado por la combinación de cualquier número de operaciones unitarias. Puede aplicarse en forma separada a cada uno de los elementos que entran en la operación, o también a cantidades totales de un proceso.

En ingeniería química básicamente los balances macroscópicos que nos interesan se hacen sobre:

- a) MATERIA
- b) ENERGIA MECANICA
- c) ENERGIA

El balance de materia es la contabilidad de todos los materiales que entran, salen, se producen (o se consumen) y se acumulan dentro de un sistema en particular.

El balance de energía mecánica describe la forma en que pueden convertirse entre sí las distintas formas de energía mecánica.

El balance de energía se basa en el postulado de la conservación de la energía, descrito cuantitativamente por la primera Ley de la Termodinámica.

La finalidad del presente trabajo fue el diseño de un aparato que sirviera para ilustrar la aplicación ingenieril del balance macroscópico de energía.

Para llevar a cabo la experimentación se seleccionaron dos sistemas, para los cuales se determinarán sus coeficientes globales de transmisión de calor.

CAPITULO 2

OBTENCION DE LAS ECUACIONES DE LOS BALANCES MACROSCOPICOS

Considérese un sistema de flujo como el mostrado en la figura 2.1-1, por el cual entra y sale materia a través del plano "1" (de área transversal S_1) y del plano "2" (de área transversal S_2) respectivamente, el cual está limitado por una frontera física envolvente rígida.

Al sistema se le agrega (o extrae) energía calorífica por conducción y/o convección a razón de \dot{Q} BTU/hr., además el sistema efectúa trabajo sobre los alrededores (o los alrededores sobre él) a razón de \dot{W} BTU/hr.

La velocidad promedio del fluido en el plano "1" es $\langle v_1 \rangle$ y en el plano "2" es $\langle v_2 \rangle$.

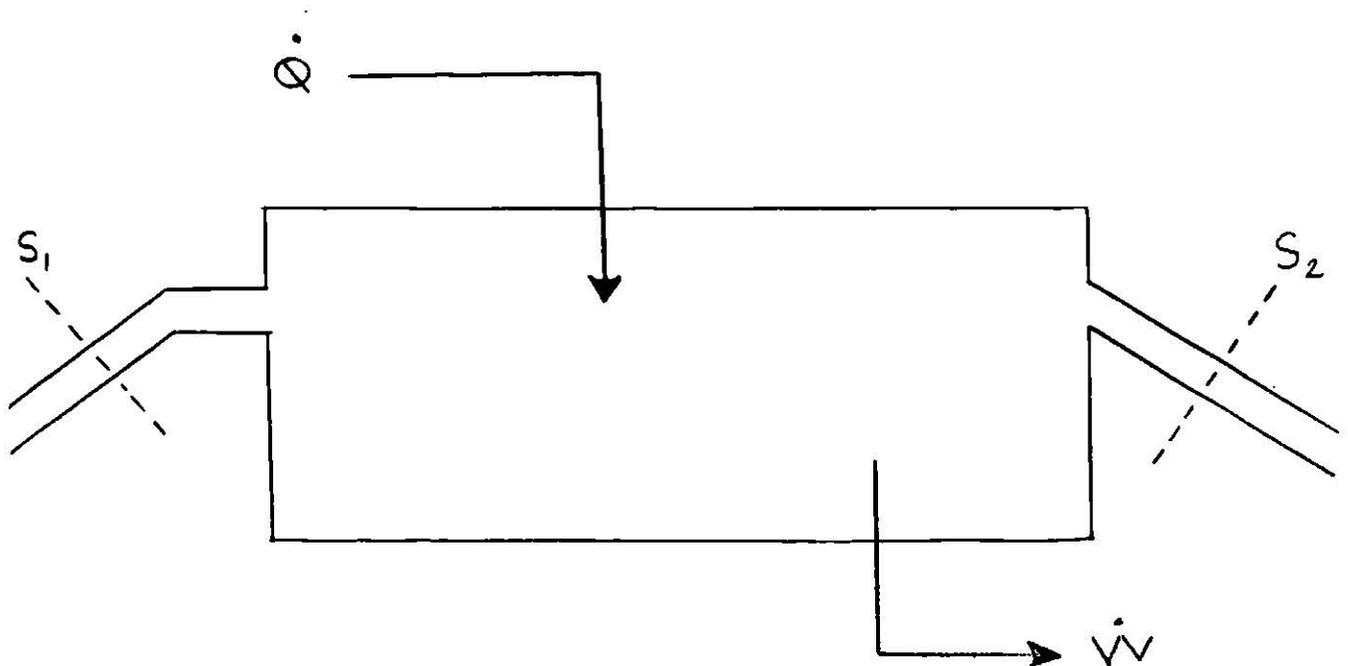


FIGURA 2.1-1. Sistema macroscópico de flujo, con entradas y salidas de materia.

2.1.- ECUACION DEL BALANCE MACROSCOPICO DE MATERIA.

Con referencia al sistema mostrado en la Fig. -- 2.1-1, suponiendo que no ocurre ninguna reacción química, al aplicar la ec. (1-1) para un balance de materia se obtiene.

$$\rho_1 \langle v_1 \rangle S_1 - \rho_2 \langle v_2 \rangle S_2 = \frac{dM_T}{dt} \quad (2.1-1)$$

donde:

M_T = masa total* de fluido contenido entre los planos "1" y "2".

$\langle v \rangle$ = velocidad media del fluido.

definiendo $w = \rho \langle v \rangle S$ como la velocidad másica de flujo y $w_2 - w_1 = \Delta w$, el balance de materia en estado inestable se reduce a:

$$\frac{d}{dt} M_T = - \Delta w \quad (2.1-2)$$

En estado estable el cambio de la masa total con respecto al tiempo es cero ($dM_T/dt = 0$) por lo cual

$$\Delta w = 0 \quad (2.1-3)$$

$$M_T = \iiint_V \rho dV$$

V es el volumen del sistema.

2.2.- ECUACION DEL BALANCE MACROSCOPICO DE ENERGIA MECANICA.

El balance de energía mecánica es una descripción de las interconversiones de los diferentes tipos de energía existentes en un fluido en movimiento. Estos son: energía cinética, energía potencial, energía libre de Helmholtz, energía libre de Gibbs, razón de trabajo mecánico que el sistema realiza sobre los alrededores y la conversión irreversible de energía mecánica en energía calorífica, comunmente conocida como pérdidas de energía por fricción.

Aplicando la ecuación (1-1) a un balance de energía mecánica para el sistema abierto mostrado en la Fig. 2.1-1 se obtiene:

$$\frac{d}{dt}(K_T + \phi_T + A_T) = -\Delta \left[\left(\frac{1}{g_c} \frac{\langle v^3 \rangle}{\langle v \rangle} + \hat{\phi} + \hat{g} \right) W \right] - W - E_v \quad (2.2-1)$$

donde K_T , ϕ_T , A_T son las energías cinética, potencial y libre de Helmholtz totales del sistema, definidas por

$$K_T = \iiint_V \rho \hat{k} dV \quad (2.2-2)$$

$$\phi_T = \iiint_V \rho \hat{\phi} dV \quad (2.2-3)$$

$$A_T = \iiint_V \rho \hat{A} dV \quad (2.2-4)$$

\hat{K} , $\hat{\phi}$ y \hat{A} son las energías cinética, potencial y libre de Helmholtz por unidad de masa del sistema, definidas por:

$$\hat{K} = \frac{1}{2g_c} \frac{\langle v^3 \rangle}{\langle v \rangle} \quad (2.2-5)$$

$$\hat{\phi} = \frac{g}{g_c} h \quad (2.2-6)$$

$$\hat{A} = \hat{U} - T\hat{S} \quad (2.2-7)$$

Además:

$$\hat{G} = \hat{H} - T\hat{S} \quad (2.2-8)$$

Generalmente los problemas ingenieriles a resolver ocurren en estado estable razón que justifica la simplificación de la ecuación (2.2-1) para estas condiciones de flujo.

En estado estable:

$$W_1 = W_2 = W \quad (2.2-9)$$

y además:
$$\frac{d}{dt} (K_T + \phi_T + A_T) = 0 \quad (2.2-10)$$

por lo cual de la ecuación (2.2-1) se obtiene:

$$W \Delta \left[\frac{1}{2g_c} \frac{\langle v^3 \rangle}{\langle v \rangle} + \hat{\phi} + \hat{G} \right] + W + E_v = 0 \quad (2.2-11)$$

para sistemas isotérmicos de composición constante:

$$\Delta \hat{G} = \int_{P_1}^{P_2} \frac{dP}{\rho} \quad (2.2-12)$$

y dividiendo la ecuación (2.2-11) por ρ se obtiene:

$$\Delta \frac{1}{2g_c} \frac{\langle v^3 \rangle}{\langle v \rangle} + \Delta \phi + \int_{P_1}^{P_2} \frac{dP}{\rho} + \hat{W} + \hat{E}_v = 0 \quad (2.2-13)$$

donde:

$$\hat{W} = \frac{W}{W} \quad \text{y} \quad \hat{E}_v = \frac{E_v}{W}$$

La ecuación (2.2-13) se conoce con el nombre de la ecuación ingenieril de Bernoulli.

2.3.- BALANCE MACROSCÓPICO DE ENERGÍA.

En su forma más general el balance de energía se puede escribir como:

$$\text{Entradas} - \text{Salidas} + \text{Producción} = \text{Acumulación} \quad (2.3-1)$$

Los términos de la ecuación anterior pueden tener unidades caloríficas o bien unidades caloríficas por unidad de tiempo.

Considérese el sistema de la figura 2.1-1.

Aplicando la ecuación anterior se tiene:

$$\left\{ \begin{array}{l} \text{razón de acumulación} \\ \text{de energía interna,} \\ \text{cinética y potencial} \end{array} \right\} = \left\{ \begin{array}{l} \text{razón neta de entrada} \\ \text{de energía interna,} \\ \text{cinética y potencial} \\ \text{por convección} \end{array} \right\}$$

$$+ \left\{ \begin{array}{l} \text{razón neta de adi-} \\ \text{ción de calor al} \\ \text{sistema procedente} \\ \text{de los alrededores} \end{array} \right\} - \left\{ \begin{array}{l} \text{razón neta de tra-} \\ \text{bajo producido por} \\ \text{el sistema sobre} \\ \text{los alrededores} \end{array} \right\} \quad (2.2-2)$$

La razón de trabajo (\dot{W}) incluye: el trabajo trans-mitido mediante partes móviles (una turbina o un compresor, por ejemplo), y el trabajo que se necesita para introducir material por el plano "1" y retirarlo por el plano "2".

La razón de adición de calor (\dot{Q}) incluye toda la energía calorífica que llega al fluido a través de las superficies sólidas entre la entrada y la salida:

$$\begin{aligned} \frac{d}{dt}(U_T + \phi_T + K_T) &= \rho_1 \langle v_1 \rangle S_1 - \rho_2 \langle v_2 \rangle S_2 \\ &+ \frac{1}{\partial g_c} \rho_1 \langle v_1^3 \rangle S_1 - \frac{1}{\partial g_c} \rho_2 \langle v_2^3 \rangle S_2 \\ &+ \rho_1 \langle v_1 \rangle S_1 \hat{\phi}_1 - \rho_2 \langle v_2 \rangle S_2 \hat{\phi}_2 \\ &+ \dot{Q} - \dot{W} \\ &+ \rho_1 \langle v_1 \rangle S_1 - \rho_2 \langle v_2 \rangle S_2 \end{aligned} \quad (2.2-3)$$

en la cual:

$$U_T = \iiint_V \rho \hat{U} dV = \text{energía interna total del sistema} \quad (2.3-4)$$

$$K_T = \iiint_V \frac{1}{2g_c} \rho v^2 dV = \text{energía cinética total del sistema} \quad (2.3-5)$$

$$\phi_T = \iiint_V \rho \hat{\phi} dV = \text{energía potencial total del sistema} \quad (2.3-6)$$

y dV = diferencial de volumen

introduciendo las velocidades másicas de flujo $w_1 = \rho_1 \langle v_1 \rangle S_1$,
y $w_2 = \rho_2 \langle v_2 \rangle S_2$ y la energía total $E_T = U_T + \phi_T + K_T$
obtenemos:

$$\frac{d}{dt}(E_T) = -\Delta \left[\left(\hat{U} + p\hat{v} + \frac{1}{2g_c} \frac{\langle v^3 \rangle}{\langle v \rangle} + \hat{\phi} \right) w \right] + \dot{\phi} - \dot{W} \quad (2.3-7)$$

que es el BALANCE MACROSCOPICO DE ENERGIA EN ESTADO INESTABLE.

Si el sistema de flujo está en estado estable en
tonces:

$$\frac{d}{dt} E_T = 0 \quad (2.3-8)$$

y además: $w_1 = w_2 = w$

$$w \Delta \left[\hat{U} + p\hat{v} + \frac{1}{2g_c} \frac{\langle v^3 \rangle}{\langle v \rangle} + \hat{\phi} \right] = \dot{\phi} - \dot{W} \quad (2.3-9)$$

dividiendo por w

$$\Delta \left[\hat{U} + p \hat{v} + \frac{1}{2} \frac{\langle v^2 \rangle}{\langle v \rangle} + \hat{\phi} \right] = \hat{q} - \hat{W} \quad (2.3-10)$$

y este es el BALANCE MACROSCÓPICO DE ENERGIA EN ESTADO ESTABLE, siendo \hat{q} el calor suministrado por unidad de masa de fluido que circula a través del sistema, y \hat{W} es el trabajo producido por unidad de masa del fluido al pasar del plano "1" al plano "2".

La magnitud $\hat{u} + p \hat{v}$ que aparece en las ecuaciones anteriores, corresponde a la entalpia (por unidad de masa) y se designa con el símbolo \hat{H} . \hat{v} es el volumen específico.

En los cálculos ingenieriles resulta útil el uso de dos formas límite de :

gases ideales:

$$\begin{aligned} (p \hat{v} = RT \\ \hat{c}_p - \hat{c}_v = R \\ \gamma = \hat{c}_p / \hat{c}_v) \end{aligned} \quad \Delta \hat{H} = \int_{T_1}^{T_2} \hat{c}_p dT = \frac{R}{M} \int_{T_1}^{T_2} \frac{\gamma}{\gamma - 1} dT \quad (2.3-11)$$

fluidos incompresibles:

$$\begin{aligned} (p = \text{constante} \\ \hat{c}_p = \hat{c}_v) \end{aligned} \quad \Delta \hat{H} = \int_{T_1}^{T_2} \hat{c}_p dT + \frac{1}{\rho} (p_2 - p_1) \quad (2.3-12)$$

para evaluar $\Delta \hat{H}$ solo se necesita información de $\hat{c}_p = \hat{c}_p(T)$.

En muchos sistemas de ingeniería química, los términos de energía cinética, potencial y del trabajo son pequeños, de forma que un gran número de procesos están descritos por la relación

$$\Delta \hat{H} = \hat{\Phi} \quad (2.3-13)$$

Para evaluar el término $\frac{1}{\partial g_c} \frac{\langle v^3 \rangle}{\langle v \rangle}$ que aparece en las ecuaciones anteriores, se hace lo siguiente:

- 1) Calcular la distribución de velocidad por métodos matemáticos y substituir en la relación.
- 2) Si se sabe que el perfil de velocidad es "plano" entonces la relación $\frac{1}{\partial g_c} \frac{\langle v^3 \rangle}{\langle v \rangle}$ se substituye por

$$\frac{1}{\partial g_c} \langle v \rangle^2 \quad \text{la cual introduce un error del 6\%}.$$

El término $\Delta \hat{\Phi}$ es igual a $\frac{g}{g_c} \Delta h$, siendo Δh la diferencia de alturas entre los planos "1" y "2".

Es preciso distinguir con claridad las magnitudes de los dos miembros de la ecuación (2.3-11).

Los del miembro izquierdo, sólo dependen de las condiciones de los planos "1" y "2", o sea son "funciones de estado o punto". Por el contrario, las del miembro derecho dependen de la trayectoria termodinámica que sigue para calcularlos. Por lo tanto la evaluación de $\hat{\Phi}$ y \hat{W}

presenta una dificultad especial. En problemas en que se conoce $\hat{\varphi}$, o bien $\hat{\varphi}$ es la única incógnita se puede -- utilizar directamente la ecuación (2.3-11).

Hay otra forma de calcular $\hat{\varphi}$ y es a partir del coeficiente local de transmisión de calor y de las diferencias locales de temperatura.

CAPITULO 3

DESCRIPCION DEL EQUIPO EXPERIMENTAL Y OBTENCION DE
LAS ECUACIONES DE DISENO

3.1.- DESCRIPCION DEL EQUIPO EXPERIMENTAL.

El equipo experimental consiste principalmente - de los siguientes elementos:

- 1) Tanque cilíndrico⁽¹⁾ equipado con un serpen--tín de cobre, dispuesto de tal manera que la superficie disponible para la transmisión de calor sea proporcional a la altura del nivel de líquido, el cual es leído en un medidor de nivel⁽²⁾.
- 2) Agitador eléctrico de velocidad angular variable.
- 3) Intercambiador de calor⁽³⁾ de un solo paso conectado de tal manera que se pueda operar a -co-corriente y a contra-corriente.
- 4) Bomba centrífuga.
- 5) Termopares de cobre-constantanc.
- 6) Potenciómetro.
- 7) Fuente de vapor.
- 8) Fuente de agua.

(1) Especificaciones del tanque en apéndice 1 página

(2) Especificaciones del medidor de nivel en apéndice 1 página.

(3) Especificaciones del intercambiador en apéndice 1 página

- 9) Cronómetro
- 10) Válvulas, tubería y accesorios necesarios para conectar los elementos mencionados anteriormente.

El arreglo experimental se muestra en la figura 3.1-1.

3.2.- OBTENCION DE LAS ECUACIONES DE DISEÑO.

Los balances macroscópicos para sistemas no isotérmicos de composición constante desarrollados en el capítulo anterior, muestran la relación que existe entre los términos que intervienen en un balance Macroscópico de materia, energía mecánica o energía.

Para aplicar estos balances a situaciones concretas el camino a seguir es:

- a) Plantear las ecuaciones de los balances macroscópicos que definen al sistema.
- b) Por las restricciones propias del sistema desprestigiar los términos que tengan poca influencia.
- c) Obtener la ecuación particular y solucionarla.

A continuación se van a deducir las ecuaciones de diseño para los diferentes casos estudiados en el tanque y en el intercambiador de calor.

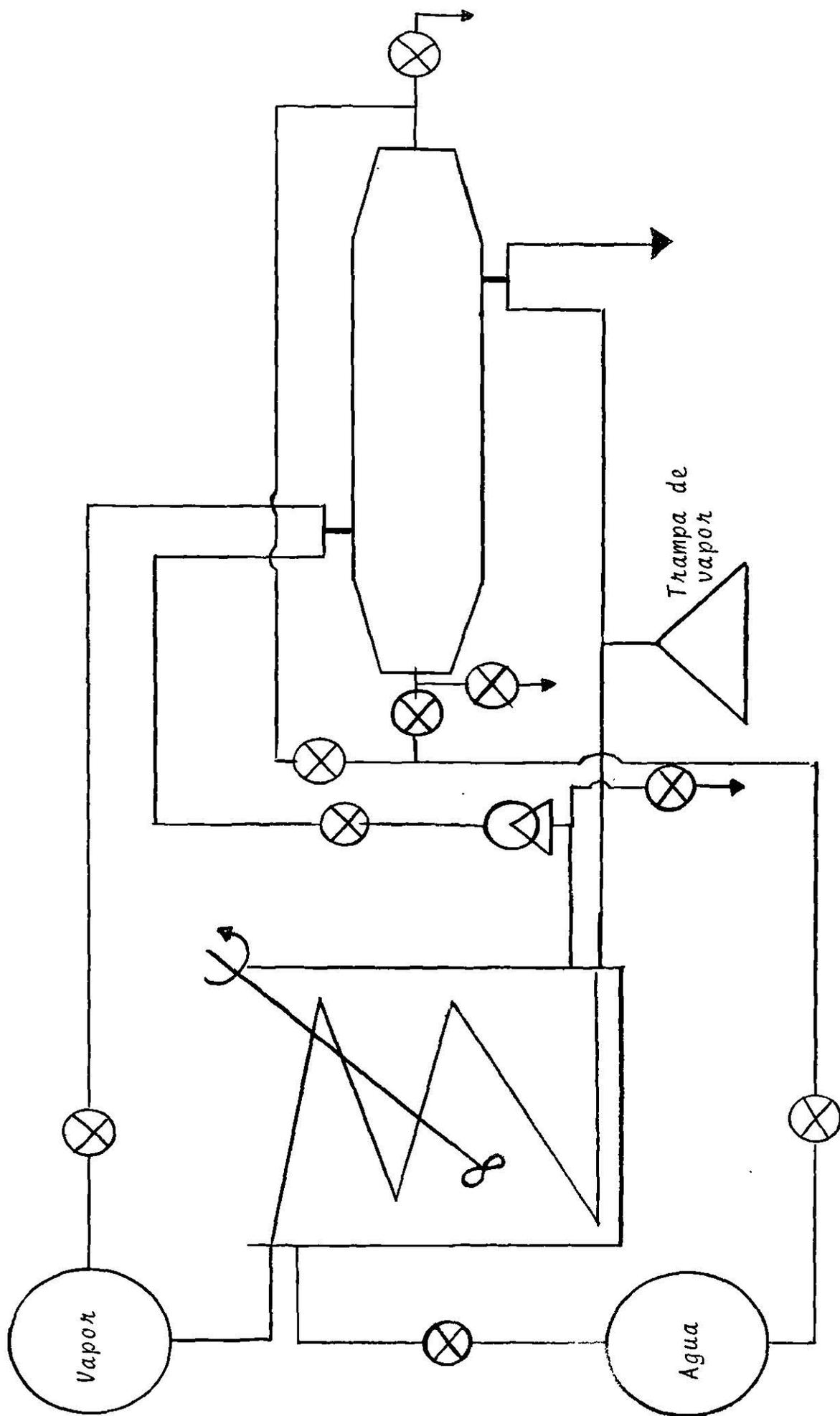


FIGURA 3.1-1. Diagrama del equipo experimental.

3.2.1.- Calentamiento de un líquido en un tanque agitado.

Considérese un tanque cilíndrico, provisto de un agitador de potencia suficiente para mantener uniforme la temperatura dentro del tanque. Se transmite calor al líquido por medio de un serpentín de cobre por el cual circula vapor de agua; el tanque se alimenta con agua en forma continua con un determinado flujo y se desea encontrar la temperatura dentro del tanque cuando está lleno, considerando al líquido contenido en el tanque como el sistema y tomando en cuenta que:

- a) La temperatura del vapor de agua en el serpentín es constante.
- b) La densidad y el calor específico del agua no varían con la temperatura.
- c) El agitador mantiene la temperatura uniforme en la masa global del sistema.
- d) El coeficiente de transmisión de calor es independiente de la posición y del tiempo.
- e) No hay pérdidas de calor a los alrededores.

Tomando en cuenta las anteriores suposiciones, - despreciando los cambios en energía cinética y potencial, y considerando que el trabajo es cero la ecuación (2.3-7) queda como:

$$\frac{d}{dt} U_T = W \hat{H}_1 + \dot{\phi} \quad (3.2-1)$$

lo cual indica que la energía interna del sistema aumenta debido a la adición del fluido de entalpía H_1 y a la adición de calor por medio del serpentín. Seleccionando a T_1 (temperatura del agua a la entrada) como plano de referencia térmica, entonces $H_1 = 0$ y $U_T = \rho \hat{C}_v \mathcal{V} (T - T_1) = \rho \hat{C}_p \mathcal{V} (T - T_1)$, además la razón de adición de calor es $\dot{\phi} = U_0 A_0 (T_s - T)$ por lo cual la ecuación (3.2-1) resulta

$$\rho \hat{C}_p \frac{d}{dt} \mathcal{V} (T - T_1) = U_0 A_0 (T_s - T) \quad (3.2-2)$$

El área y el volumen en un tiempo t se relacionan con el área y el volumen totales mediante las siguientes relaciones:

$$\mathcal{V}(t) = \frac{Wt}{\rho} \quad (3.2-3)$$

$$A(t) = \frac{Wt}{\rho V_0} A_0 \quad (3.2-4)$$

Substituyendo las expresiones anteriores en la ecuación (3.2-2) obtenemos:

$$U_0 A_0 \frac{Wt}{\rho V_0} (T_s - T) = W \hat{C}_p (T - T_1) + W \hat{C}_p t \frac{d(T - T_1)}{dt} \quad (3.2-5)$$

la cual se resuelve con la condición inicial para $t = 0$
 $T = T_1$.

La ecuación diferencial planteada en (3.2-5) se resuelve más fácilmente usando las siguientes variables adimensionales:

$$\theta = \frac{T - T_1}{T_s - T_1} \quad (3.2-6)$$

$$\gamma = \frac{t}{t_0} = \frac{t}{\rho v_0} \quad (3.2-7)$$

Para expresar la ecuación (3.2-5) en términos de θ y γ se multiplica por $[1/w\hat{c}_p(T_s - T)]$:

$$\left(\frac{U_0 A_0}{W \hat{c}_p}\right) \left(\frac{W t}{\rho v_0}\right) \left(1 - \frac{T - T_1}{T_s - T_1}\right) = \left(\frac{T - T_1}{T_s - T_1}\right) + t \frac{d}{dt} \left(\frac{T - T_1}{T_s - T_1}\right) \quad (3.2-8)$$

y definiendo $N = U_0 A_0 / W \hat{c}_p$ se obtiene

$$N \gamma (1 - \theta) = \theta + \gamma \frac{d\theta}{d\gamma} \quad (3.2-9)$$

multiplicando el último término de la ecuación (3.2-9) por

$$N/N$$

la variable adimensional γ aparece siempre en la combinación $N\gamma$ la cual se substituye por η y se obtiene:

$$\frac{d\theta}{d\eta} + \left(1 + \frac{1}{\eta}\right) \theta = 1 \quad (3.2-10)$$

y la condición inicial es:

$$\theta = 0 \quad \text{en} \quad \eta = 0 \quad (3.2-11)$$

La solución general a la ecuación diferencial lineal
(3.2-10) es:

$$\theta = 1 - \frac{1}{\eta} + \frac{c}{\eta e^{\eta}} \quad (3.2-12)$$

la constante de integración c se determina por medio de la condición inicial con lo cual se obtiene $c = 1$, y la solución particular es:

$$\theta = 1 - \frac{1 - e^{-\eta}}{\eta} \quad (3.2-13)$$

3.2.2.- Calentamiento de un líquido en un intercambiador de calor.

Considérese un intercambiador de calor de un solo paso, el cual puede operar a co-corriente o a contra-corriente; suponer flujo turbulento en estado estable y que las pérdidas de calor a los alrededores son despreciables. El intercambiador tiene una entrada y una salida de fluido caliente y una entrada y una salida de fluido frío.

Aplicando un balance de energía (ecuación 2.3-7) a cada una de las corrientes de fluido se obtiene:

$$w_h \Delta \hat{H}_h = \dot{\Phi}_h \quad (3.2-14)$$

$$w_c \Delta \hat{H}_c = \dot{\Phi}_c \quad (3.2-15)$$

en las cuales el subíndice h se refiere al fluido caliente y el subíndice c al fluido frío.

Como no hay pérdidas de calor a los alrededores $\dot{\Phi}_h = -\dot{\Phi}_c$ tomando $\hat{C}_p = \text{constante}$ las ecuaciones (2.3-11) y (2.3-12) conducen a:

$$w_h \hat{C}_{ph} (T_{h2} - T_{h1}) = \dot{\Phi}_h \quad (3.2-16)$$

$$w_c \hat{C}_{pc} (T_{c2} - T_{c1}) = \dot{\Phi}_c \quad (3.2-17)$$

aplicando la ecuación (2.3-10) a un elemento diferencial dz de la corriente del fluido caliente en el intercambiador, se obtiene el BALANCE MACROSCOPICO DE ENERGIA en forma diferencial.

$$w_h \hat{C}_{ph} dT_h = d\dot{\Phi}_h \quad (3.2-18)$$

el término $d\dot{\Phi}_h$ se substituye por $U_o(2\pi r_o dz)(T_c - T_h)$ en donde U_o es el coeficiente global de transmisión de calor. Substituyendo lo anterior en la ecuación (3.2-18) se obtiene:

$$\frac{dT_h}{T_c - T_h} = U_o \frac{2\pi r_o}{w_c \hat{C}_{ph}} dz \quad (3.2-19)$$

y la ecuación correspondiente para el fluido frío es:

$$-\frac{dT_c}{T_h - T_c} = U_0 \frac{2\pi r_0}{W_c \hat{C}_{Pc}} dz \quad (3.2-20)$$

sumando las ecuaciones (3.2-19) y (3.2-20) obtenemos la expresión de diferencia de temperatura entre los dos fluidos para cualquier sección del intercambiador.

$$-\frac{d(T_h - T_c)}{T_h - T_c} = U_0 \left(\frac{1}{W_h \hat{C}_{Ph}} + \frac{1}{W_c \hat{C}_{Pc}} \right) 2\pi r_0 dz \quad (3.2-21)$$

Suponiendo que U_0 es independiente de z e integrando los dos miembros de la ecuación anterior entre los planos "1" y "2" obtenemos:

$$\ln \left(\frac{T_{h1} - T_{c1}}{T_{h2} - T_{c2}} \right) = U_0 \left(\frac{1}{W_h \hat{C}_{Ph}} + \frac{1}{W_c \hat{C}_{Pc}} \right) 2\pi r_0 L \quad (3.2-22)$$

La ecuación anterior puede ser usada para describir el funcionamiento del intercambiador, la cual se escribe en forma más conveniente tal como en las ecuaciones - - (3.2-14) y (3.2-15)

$$\dot{Q}_c = U_0 (2\pi r_0 L) \left[\frac{(T_{h2} - T_{c2}) - (T_{h1} - T_{c1})}{\ln \left(\frac{T_{h2} - T_{c2}}{T_{h1} - T_{c1}} \right)} \right] \quad (3.2-23)$$

o bien
$$\dot{Q}_c = U_0 A_0 \overline{\Delta T}_L \quad (3.2-24)$$

en donde A_0 es el área total de la superficie exterior de transmisión de calor de los tubos interiores del intercambiador y $\overline{\Delta T}_L$ es la media logarítmica de la diferencia de temperaturas de los fluidos; la ecuación (3.2-24) es válida tanto para intercambiadores funcionando a co-corriente como a contra-corriente.

CAPITULO 4

PROCEDIMIENTO EXPERIMENTAL Y DATOS OBTENIDOS

4.1.- LA EXPERIMENTACION EFECTUADA EN EL TANQUE SE PUEDE -
DIVIDIR EN DOS PARTES A SABER:

1.- Manteniendo constante el nivel del agua dentro del tanque a un flujo determinado; abrir el flujo de vapor y tomar: la temperatura de entrada de agua y temperatura de entrada del vapor de agua así como la historia de temperaturas de la salida del vapor de agua y la historia de temperaturas del agua contenida en el tanque. Repetir lo anterior para cuatro flujos de agua por cada flujo de vapor. Hacerlo para dos flujos de vapor.

Los resultados obtenidos se presentan en las tablas 4.1-1, 4.1-2, 4.1-3 y 4.1-4.

2.- Circulando el vapor de agua a un determinado flujo, abrir la llave del agua de entrada al tanque, dejando que ésta entre a un determinado flujo. Tomar la historia de temperaturas del agua contenida en el tanque y el tiempo al cual el tanque se llena. Repetir lo anterior para cuatro flujos diferentes de entrada de agua⁽¹⁾. Los datos se muestran en la tabla 4.1-5.

(1) En esta parte de la experimentación sólo existe entrada de agua, no hay flujo de salida de agua.

TABLA 4.1.1

Historia de temperaturas manteniendo constante el nivel del agua en el --
tanque a un dado flujo de agua para dos flujos de vapor.

Temperatura de entrada del vapor = 260 °F

Temperatura de entrada del agua = 87.5 °F

Flujo de agua = 54.12 Lb/Hr.

FLUJO DE VAPOR 1

FLUJO DE VAPOR 2

| Tiempo Seg. | Temperatura de Salida de: | | Temperatura de salida de | |
|----------------|---------------------------|------------|--------------------------|------------|
| | Vapor °F | Agua °F | Vapor °F | Agua °F |
| 30 | - | 99 | | 99 |
| 60 | - | 105.7 | | 105.7 |
| 90 | - | 116.6 | | 112.2 |
| 120 | 207 | 131.2 | 213.5 | 131.2 |
| 150 | - | 141.7 | | 138 |
| 180 | - | 147.8 | | 145.5 |
| 210 | - | 151.6 | | 153.5 |
| 240 | 221 | 160 | 221 | 159.2 |
| 270 | - | 166 | | 166.8 |
| 300 | - | 172 | | 172 |
| 330 | - | 175.7 | | 178 |
| 360 | 225 | 182 | 225 | 182 |
| 390 | - | 186.2 | | 189.8 |
| 420 | - | 189.8 | | 192.2 |
| 450 | - | 192 | | 198 |
| 480 | 225 | 195.7 | 226.5 | 198.6 |
| 510 | - | 198.6 | | 202.7 |
| 540 | - | 202.7 | | 205.5 |
| 570 | - | 203.5 | | 205.5 |
| 600 | 225 | 203.5 | 226.5 | 205.5 |

TABLA 4.1.2

Historia de temperaturas manteniendo constante el nivel de agua en el --
tanque a un dado flujo de agua para dos flujos de vapor.

Temperatura de entrada del vapor = 258.8 °F
 Temperatura de entrada de agua = 69 °F
 Flujo de agua = 230.4 Lb/Hr.

| Tiempo Seg. | FLUJO DE VAPOR 1. | | FLUJO DE VAPOR 2 | |
|----------------|---------------------------|------------|---------------------------|------------|
| | Temperatura de salida de: | | Temperatura de salida de: | |
| | Vapor °F | Agua °F | Vapor °F | Agua °F |
| 30 | | 82 | | 77.8 |
| 60 | | 91.8 | | 88.5 |
| 90 | | 99 | | 99 |
| 120 | 162 | 108 | 158 | 110 |
| 150 | | 120.6 | | 116.6 |
| 180 | | 124.5 | | 124.5 |
| 210 | | 128.8 | | 131.2 |
| 240 | 209.7 | 133 | 212.5 | 136.4 |
| 270 | | 137.8 | | 141.7 |
| 300 | | 141.7 | | 143.8 |
| 330 | | 143.7 | | 145.5 |
| 360 | 213.5 | 145.5 | 213.5 | 145.9 |
| 390 | | 149.8 | | 149.8 |
| 420 | | 153.5 | | 151.6 |
| 450 | | 157.8 | | 153.5 |
| 480 | 215 | 158.8 | 215 | 158 |
| 510 | | 158.8 | | 160 |
| 540 | | 158.8 | | 160 |
| 570 | 215 | 158.8 | 215 | 160 |

TABLA 4.1.3

Historia de temperaturas manteniendo constante el nivel de agua en el --
tanque a un dado flujo de agua para dos flujos de vapor.

Temperatura de entrada del vapor = 251 °F

Temperatura de entrada del agua = 69 °F

Flujo de agua = 493.8 Lb/Hr.

FLUJO DE VAPOR 1

FLUJO DE VAPOR 2

| Tiempo Seg. | Temperatura de Salida de: | | Temperatura de Salida de | |
|----------------|------------------------------|------------|--------------------------|------------|
| | Vapor °F | Agua °F | Vapor °F | Agua °F |
| 30 | | 82 | | 82 |
| 60 | | 93 | | 90.8 |
| 90 | | 103.5 | | 99 |
| 120 | 147 | 109.5 | 145.5 | 108 |
| 150 | | 116.6 | | 117.6 |
| 180 | | 120 | | 121.7 |
| 210 | | 122 | | 124.5 |
| 240 | 206.5 | 125 | 203 | 126.8 |
| 270 | | 128.5 | | 128.8 |
| 300 | | 129 | | 132 |
| 330 | | 129 | | 135.2 |
| 360 | 209 | 129.5 | 209.7 | 139.6 |
| 390 | | 130.8 | | 140.7 |
| 420 | | 130.8 | | 140.7 |
| 450 | | 133 | | 140.7 |
| 480 | 209 | 135 | 212.8 | 140.7 |
| 510 | | 133 | | |
| 540 | | 135 | | |
| 570 | | 133 | | |
| 600 | 209 | 133 | | |

TABLA 4.1.4

Historia de temperaturas manteniendo constante el nivel de agua a un --
flujo de agua dado para dos flujos de vapor.

Temperatura de entrada del vapor = 254.4 °F

Temperatura de entrada de agua = 71 °F

Flujo de agua = 101.52 Lb/Hr.

| Tiempo Seg. | FLUJO DE VAPOR 1 | | FLUJO DE VAPOR 2 | |
|----------------|---------------------------|------------|---------------------------|------------|
| | Temperatura de Salida de: | | Temperatura de salida de: | |
| | Vapor °F | Agua °F | Vapor °F | Agua °F |
| 30 | | 82 | | 84 |
| 60 | | 90 | | 91 |
| 90 | | 98 | | 99 |
| 120 | 141.7 | 101.2 | 141 | 103.5 |
| 150 | | 105.6 | | 107 |
| 180 | | 106.2 | | 108 |
| 210 | | 107 | | 108.8 |
| 240 | 149.8 | 107.5 | 149.8 | 109.2 |
| 270 | | 108.8 | | 109.7 |
| 300 | | 109.6 | | 110.2 |
| 330 | | 110.2 | | 111 |
| 360 | 151.6 | 111.0 | 151.6 | 112 |
| 390 | | 111.6 | | 112 |
| 420 | | 112 | | 112 |
| 450 | | 112 | | 112 |
| 480 | 155.8 | 112 | 151.6 | 112 |
| 510 | | 112 | | 112 |
| 540 | | 112 | | 112 |
| 570 | | 112 | | 112 |
| 600 | 155.8 | 112 | | 112 |

TABLA 4.1.5

Historia de temperatura en estado inestable cuando no existe salida de agua, para un mismo flujo de vapor y cuatro de agua.

Temperatura de entrada del agua = 69 °F

Temperatura de entrada del vapor = 261 °F

| Tiempo Seg. | Flujo de agua = 147.78 Lb/Hr. | | Flujo de agua = 204.85 Lb/Hr. | |
|----------------|----------------------------------|----------------------------------|----------------------------------|----------------------------------|
| | Salida de Vapor °F | Temperatura de del Agua °F | Salida de Vapor °F | Temperatura de del Agua °F |
| 30 | | 117 | | 129 |
| 60 | 261 | 106 | 247 | 139.8 |
| 90 | | 112 | | 141.6 |
| 120 | 255 | 122 | 240 | 145.9 |
| 150 | | 126 | | 147.8 |
| 180 | 253 | 135 | 240 | 150 |
| 210 | | 139.8 | | 152 |
| 240 | 247 | 145.9 | 236 | 158 |
| 270 | | 150 | | 158 |
| 300 | 242 | 154 | 236 | 162 |
| 330 | | 160 | | 164 |
| 360 | 240 | 164 | 230.5 | 166 |
| 390 | | 169.5 | | 169.5 |
| 420 | 236 | 173 | 232 | 173 |
| 450 | | 176 | | 174 |
| 480 | 236 | 178 | 232 | 174 |
| 510 | | 181.8 | | |
| 540 | 234 | 183 | | |
| 570 | | 185.6 | | |
| 600 | 232 | 188.7 | | |
| 630 | | 189 | | |
| 660 | 234 | 191 | | |

TABLA 4.1.5 (Continuación)

Historia de temperatura en estado inestable cuando no existe salida de agua para un mismo flujo de vapor y cuatro de agua.

Temperatura de entrada del agua = 69°F

Temperatura de entrada del vapor = 261 °F

| Tiempo Seg. | Flujo de agua 245.25 Lb/Hr. Temperatura de | | Flujo de agua 367.11 Lb/Hr. Temperatura de | |
|----------------|--|----------------|--|----------------|
| | Salida de Vapor °F | del Agua °F | Salida de Vapor °F | del Agua °F |
| 30 | | 117 | | 106 |
| 60 | 251 | 124 | 242 | 110 |
| 90 | | 129 | | 112 |
| 120 | 247 | 131 | 236 | 116 |
| 150 | | 133 | | 122 |
| 180 | 247 | 135 | 228 | 125 |
| 210 | | 141.6 | | 128 |
| 240 | 240 | 145.9 | 217 | 133 |
| 270 | | 150 | | 134 |
| 300 | 236 | 152 | | |
| 330 | | 155.7 | | |
| 360 | 228 | 158 | | |
| 390 | | 162 | | |
| 420 | 230.5 | 164 | | |

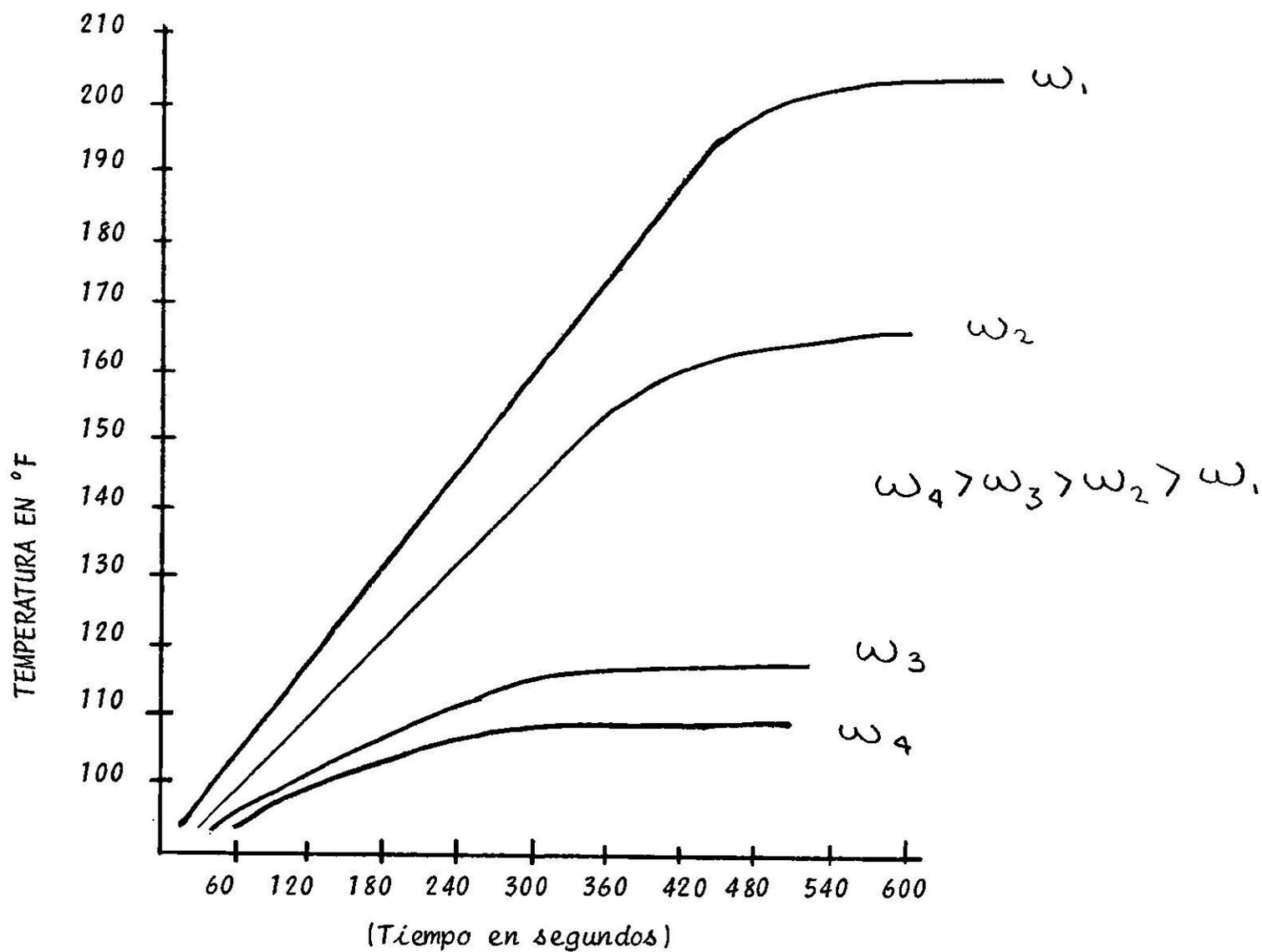


FIGURA 4.1-1.- Gráfica de temperatura Vs. contratiempo para el caso del tanque en estado estable con 4 flujos de agua.

4.2.- LA EXPERIMENTACION EFECTUADA EN EL INTERCAMBIADOR DE CALOR PUEDE SER DIVIDIDA EN DOS PARTES A SABER:

1.- Usando como fluido caliente agua que sale -- del tanque se toman datos de: temperaturas de entrada y salida de agua caliente y fría y se miden por pesada directa los flujos de agua caliente y agua fría. Lo anterior se hace para tres flujos de agua fría por cada flujo de agua caliente. Esto se hace para tres flujos de agua caliente, operando a co-corriente a contra-corriente.

Los resultados obtenidos se muestran en las tablas 4.2-1 operando a co-corriente y en la tabla 4.2-2 operando a contra-corriente.

2.- Usando como fluido caliente vapor de agua -- que se obtiene de la línea general de suministro del laboratorio; se toman datos de: temperatura de entrada y salida de agua fría, y de temperatura de entrada y salida del vapor de agua. Lo anterior se hace para tres flujos de agua fría por cada flujo de vapor, para tres flujos de vapor; operando al intercambiador a co-corriente y a contra-corriente. Los resultados obtenidos se muestran en la tabla 4.2-3 operado a co-corriente y en la tabla 4.2-4 operado a contra-corriente.

TABLA 4.2.1

Datos para el intercambiador de calor a cocorriente usando agua caliente.

| Flujo de Agua Caliente | Flujo de Agua Fría Lbs/Hr. | Temperatura del Agua | | | |
|-------------------------------------|----------------------------------|------------------------|------------------------|------------------------|------------------------|
| | | Fría Saliendo | Caliente Saliendo | Caliente Entrando | Fría Entrando |
| | | T ₁ (°F) | T ₂ (°F) | T ₃ (°F) | T ₄ (°F) |
| 157.2 $\frac{\text{Lb}}{\text{Hr}}$ | 115.8 | 116.3 | 157.9 | 197.8 | 71 |
| | 424.8 | 87.2 | 149.6 | 197.8 | 71 |
| | 654.6 | 82.6 | 145.9 | 197.8 | 71 |
| 274.8 $\frac{\text{Lb}}{\text{Hr}}$ | 136.2 | 113.9 | 154.6 | 175.9 | 71 |
| | 431.4 | 87.2 | 149.5 | 175.9 | 71 |
| | 990.6 | 79.0 | 146.5 | 175.9 | 71 |
| 508.8 $\frac{\text{Lb}}{\text{Hr}}$ | 152.2 | 100 | 133 | 141 | 73.5 |
| | 427.8 | 85.1 | 130.9 | 141 | 73.5 |
| | 984.6 | 80.8 | 126.6 | 141 | 73.5 |

TABLA 4.2.2

Datos del intercambiador de calor a contra-corriente usando agua caliente.

| | | Temperatura del Agua | | | |
|------------------------|---------------------------|----------------------|---------------------|---------------------|---------------------|
| | | Fría | Caliente | Fría | |
| | | Entrando | Saliendo | Entrando | Saliendo |
| Flujo de Agua Caliente | Flujo de Agua Fría Lb/Hr. | T ₁ (°F) | T ₂ (°F) | T ₃ (°F) | T ₄ (°F) |
| | 129.70 | 70 | 164 | 191 | 108 |
| 205.14 Lb/Hr. | 326.70 | 70 | 158 | 191 | 88 |
| | 894.96 | 70 | 147.6 | 191 | 79 |
| | 88.44 | 70 | 146 | 154 | 102 |
| 384.48 Lb/Hr. | 270.30 | 70 | 142 | 154 | 84 |
| | 785.04 | 70 | 138 | 154 | 77 |
| | 132.6 | 70 | 132 | 138 | 94 |
| 578.88 Lb/Hr. | 348.7 | 70 | 130 | 138 | 82.4 |
| | 973.74 | 70 | 128 | 138 | 75 |

TABLA 4.2.3

Datos para el intercambiador de calor a co-corriente usando vapor de agua.

| Flujo de Vapor | Flujo de H_2O Fría | Temperatura del | | | |
|----------------|-------------------------|--------------------------------|---------------------------------|---------------------------------|--------------------------------|
| | | Agua Saliendo T_1 (°F) | Vapor Saliendo T_2 (°F) | Vapor Entrando T_3 (°F) | Agua Entrando T_4 (°F) |
| Vapor 1 | 920 gr/min | | | | |
| | 2.02 lb/min | 181.9 | 247.7 | 247.7 | 68 |
| | 2396 gr/min | | | | |
| 2 | 5.28 lb/min | 140.9 | 237 | 237 | 68 |
| | 7200 gr/min | | | | |
| | 15.8 lb/min | 99.8 | 223.5 | 223.5 | 68 |
| 2 | 2138.4 gr/min | | | | |
| | 4.71 lb/min | 143.8 | 239.8 | 239.8 | 68 |
| | 1092 gr/min | | | | |
| 3 | 2.4 lb/min | 175.9 | 247.7 | 247.7 | 68 |
| | 7375.2 gr/min | | | | |
| | 16.24 lb/min | 101.2 | 222.3 | 222.3 | 68 |
| 3 | 988 gr/min | | | | |
| | 2.17 lb/min | 179.9 | 249 | 249 | 68 |
| | 3912 gr/min | | | | |
| 3 | 8.617 lb/min | 117.2 | 230.8 | 230.8 | 68 |
| | 7316 gr/min | | | | |
| | 16.115 lb/min | 102.5 | 223 | 223 | 68 |

TABLA 4.2.4

Datos para el intercambiador de calor a contra-corriente usando vapor de agua.

| | Flujo de Vapor | Flujo de Agua Fría | Temperatura del | | | |
|----------|----------------|-----------------------|------------------|-----------------------|------------------|------------------|
| | | | Agua Entrando | V a p o r Saliendo | Agua Entrando | Agua Saliendo |
| | | | T_1 (°F) | T_2 (°F) | T_3 (°F) | T_4 (°F) |
| <u>1</u> | | 1413.33 gr/min | | | | |
| | | 3.113 lb/min | 72.8 | 251 | 251 | 142.8 |
| | | 2658.67 gr/min | | | | |
| | | 5.856 lb/min | 72.8 | 241.8 | 244 | 117.6 |
| | | 5302 gr/min | | | | |
| | 11.678 lb/min | | 72.8 | 226.4 | 229.6 | 100.8 |
| <u>2</u> | | 1454.67 gr/min | | | | |
| | | 3.204 lb/min | 72.8 | 251 | 253 | 137.6 |
| | | 4016 gr/min | | | | |
| | | 8.846 lb/min | 72.8 | 239.6 | 243.6 | 114.5 |
| | | 6472 gr/min | | | | |
| | 14.256 lb/min | | 72.8 | 225.2 | 228.2 | 95.7 |
| <u>3</u> | | 1161.33 gr/min | | | | |
| | | 2558 lb/min | 72.8 | 253.8 | 253.8 | 149.7 |
| | | 3996 gr/min | | | | |
| | | 8.581 lb/min | 72.8 | 235.9 | 237.6 | 107.2 |
| | | 7768 gr/min | | | | |
| | 17.110 lb/min | | 72.8 | 216.8 | 220.8 | 91.5 |

CAPITULO 5

RESULTADOS Y CONCLUSIONES

Los resultados experimentales se presentan en -- forma de tablas y/o gráficas y están divididas en dos partes a saber:

- 1) Resultados para el tanque.
- 2) Resultados para el intercambiador.

Los resultados que se obtuvieron fueron los coeficientes globales de transmisión de calor.

5.1.- RESULTADOS PARA EL TANQUE.

Los resultados para el tanque se pueden dividir en dos secciones a saber:

5.1.1.- Operando en estado estable.

En las tablas 5.1.1-1 y 5.1.1-2, se muestran los valores de los coeficientes globales de transmisión de calor a diferentes flujos de agua y en la figura 5.1.1-1 se presentan en forma de gráfica valores de U_0 vs \dot{m}

5.1.2.- Operando en estado inestable.

En este caso no se presentan los coeficientes -- globales de transmisión de calor, debido a que no se pudieron calcular en base a los datos experimentales, dado que en el problema real la temperatura del vapor de agua no es constante a lo largo del serpentín; y además, el coeficien

te global de transmisión de calor (U_o , basado en el área exterior) varía conforme aumenta el nivel del líquido, lo cual contradice las suposiciones hechas en la obtención de la ecuación que describe el sistema.

5.2.- RESULTADOS PARA EL INTERCAMBIADOR DE CALOR.

Los resultados para el intercambiador de calor en estado estable se pueden dividir en dos secciones a saber:

5.2.1.- Usando agua como fluido caliente.

En la tabla 5.2-1 se muestran los coeficientes globales de transmisión de calor operando a co-corriente.

En la tabla 5.2-2 se muestran los coeficientes globales de transmisión de calor operando a contra-corriente.

En la figura 5.2-1 se muestra la variación de U_o Vs Re para el intercambiador de calor operando a co-co---rriente y a contra-corriente.

5.2.2.- Usando vapor de agua como fluido caliente.

En la tabla 5.2-3 se muestran los coeficientes globales de transmisión de calor operando a co-corriente.

En la tabla 5.2-4 se muestran los coeficientes globales de transmisión de calor operando a contra-corriente.

TABLA 5.1-1-1 y 5.1-1-2

RESULTADOS OBTENIDOS PARA EL TANQUE EN ESTADO ESTABLE

| T_7 | T_5 | T_6 | T_8 | \dot{m} | $\dot{m}_{sp}\Delta T$ | $\bar{\Delta T}_L$ | $U_0 = \frac{\dot{m}_{sp}\Delta T}{A_0 \bar{\Delta T}_L}$ |
|-------|-------|-------|--------|-----------|------------------------|--------------------|---|
| 260 | 225 | 87.5 | 203.5 | 54.120 | 6277.92 | 72.526 | 66.945 |
| 260 | 226.5 | 87 | 205.5 | 54.120 | 6413.22 | 72.072 | 68.819 |
| 258.8 | 215 | 69 | 159.8 | 230.40 | 20920.32 | 108.354 | 149.328 |
| 254 | 215 | 69 | 160.0 | 230.40 | 20920.32 | 107.261 | 150.845 |
| 251 | 209 | 69 | 133 | 493.8 | 31603.2 | 121.420 | 201.298 |
| 254 | 211.8 | 69 | 140.7 | 493.8 | 35405.46 | 119.851 | 228.469 |
| 254.4 | 155.8 | 71 | 112 | 1015.2 | 41623.2 | 97.486 | 330.214 |
| 251 | 151.6 | 71 | 1015.2 | 1015.2 | 41623.2 | 92.734 | 347.132 |

T_7 = Temperatura entrada de vapor ($^{\circ}F$) T_6 = Temperatura entrada de agua ($^{\circ}F$)

T_5 = Temperatura salida de vapor ($^{\circ}F$) T_8 = Temperatura salida de agua ($^{\circ}F$)

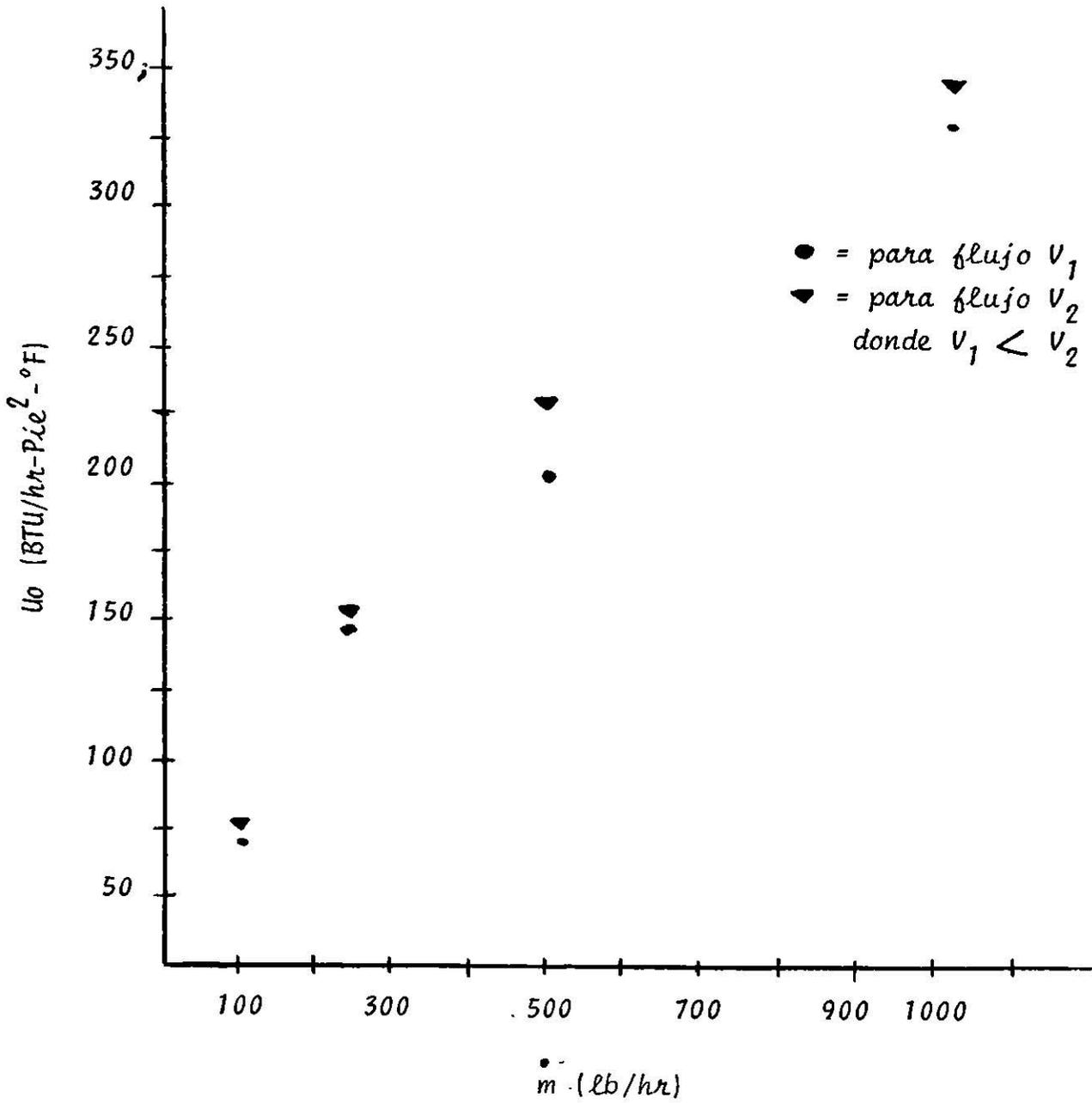


Figura 5.1 .1-1 Gráfica de
 U_o Vs \dot{m} para 2 flujos de
 vapor (v).

T A B L A 5.2-1

RESULTADOS PARA EL INTERCAMBIADOR DE CALOR USANDO AGUA COMO FLUIDO CALIENTE OPERANDO A CO-CORRIENTE

| n/h | ΔT_h | m_{HCPATH} | m_c | ΔT_c | $m_{C-FA} \Delta T_c$ | ΔT_L | $U_0 \bar{h} \bar{A} \Delta T_L$ | $U_0 \bar{h} \bar{A} \Delta T_L$ | $U_0 \bar{h} \bar{A} \Delta T_L$ |
|-------|--------------|--------------|-------|--------------|-----------------------|--------------|----------------------------------|----------------------------------|----------------------------------|
| 157.2 | 37.9 | 5957.88 | 111.8 | 45.3 | 5245.74 | 76.413 | 90.450 | 79.640 | 428 |
| 157.2 | 48.2 | 7577.04 | 424.8 | 16.2 | 6881.76 | 90.832 | 96.773 | 87.893 | 1570 |
| 157.2 | 51.9 | 8158.68 | 654.6 | 11.6 | 7593.36 | 91.367 | 103.592 | 96.414 | 2420 |
| 274.8 | 21.3 | 5853.24 | 136.2 | 42.9 | 5842.98 | 67.793 | 100.162 | 99.986 | 503 |
| 274.8 | 26.4 | 7254.72 | 431.4 | 16.2 | 6988.68 | 81.766 | 106.761 | 99.156 | 1596 |
| 274.8 | 29.4 | 8079.12 | 990.6 | 8 | 7924.8 | 84.807 | 110.515 | 108.404 | 3665 |
| 508.8 | 8 | 4070.4 | 152.2 | 26.5 | 4033.3 | 48.184 | 97.999 | 97.106 | 563 |
| 508.8 | 10.1 | 5138.0 | 427.8 | 11.6 | 4962.5 | 55.928 | 106.534 | 102.935 | 1572 |
| 508.8 | 14.4 | 7326.7 | 984.6 | 7.3 | 7187.6 | 55.928 | 151.975 | 149.089 | 3643 |

TABLA 5.2.2

Resultados para el intercambiador de calor usando agua como fluido caliente operando a contra-corriente

| \dot{m}_h | ΔT_h | $\dot{m}_h c_p \Delta T_h$ | \dot{m}_c | ΔT_c | $\dot{m}_c c_p \Delta T_c$ | $\bar{\Delta T}_L$ | $U_o h \frac{\dot{m}_h c_p \Delta T_h}{\Delta_o \bar{\Delta T}_L}$ | $U_{oc} = \frac{\dot{m}_c c_p \Delta T_c}{A_o \bar{\Delta T}_L}$ | $R_c = \frac{1}{U_o h}$ |
|-------------|--------------|----------------------------|-------------|--------------|----------------------------|--------------------|--|--|-------------------------|
| 205.14 | 27 | 5538.78 | 129.84 | 38 | 4933.92 | 91.667 | 70.096 | 62.441 | 4.80 |
| 205.14 | 33 | 6769.62 | 326.70 | 18 | 5880.6 | 93.750 | 83.769 | 72.769 | 12.09 |
| 205.14 | 43.4 | 8903.08 | 894.96 | 9 | 8054.64 | 92.973 | 111.090 | 100.503 | 33.12 |
| 384.48 | 8 | 3075.84 | 88.44 | 32 | 2830.08 | 63.158 | 56.498 | 51.983 | 3.27 |
| 384.48 | 12 | 4613.76 | 270.30 | 14 | 3784.20 | 66.667 | 80.287 | 65.850 | 10.00 |
| 384.48 | 16 | 6151.68 | 785.04 | 7 | 5495.28 | 75.000 | 95.154 | 85.000 | 29.05 |
| 578.88 | 6 | 3473.28 | 132.6 | 20.6 | 2731.56 | 52.941 | 76.110 | 59.857 | 4.91 |
| 578.88 | 8 | 4631.04 | 348.7 | 12.4 | 4323.88 | 55.000 | 97.681 | 91.202 | 12.90 |
| 578.88 | 10 | 5788.80 | 973.74 | 5.0 | 4868.7 | 62.500 | 107.449 | 90.370 | 36.03 |

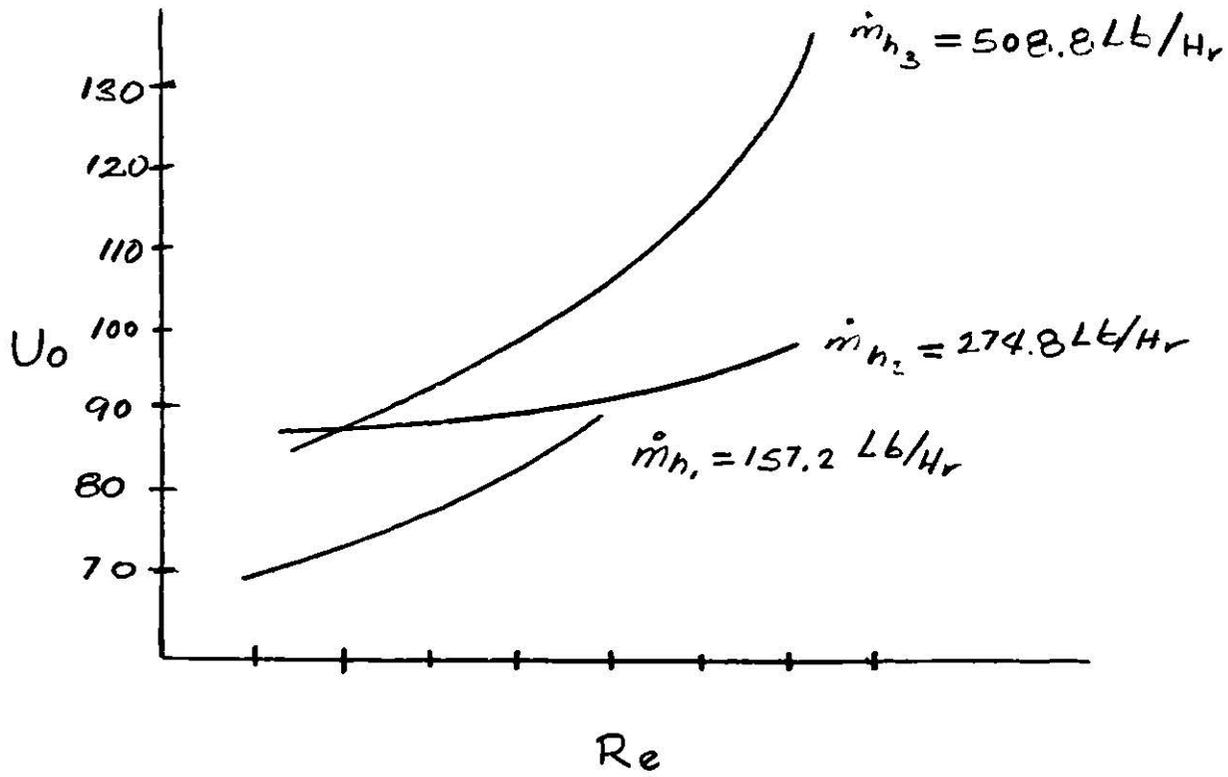


FIGURA 5.2-1-A U_o vs. Re a co-corriente.

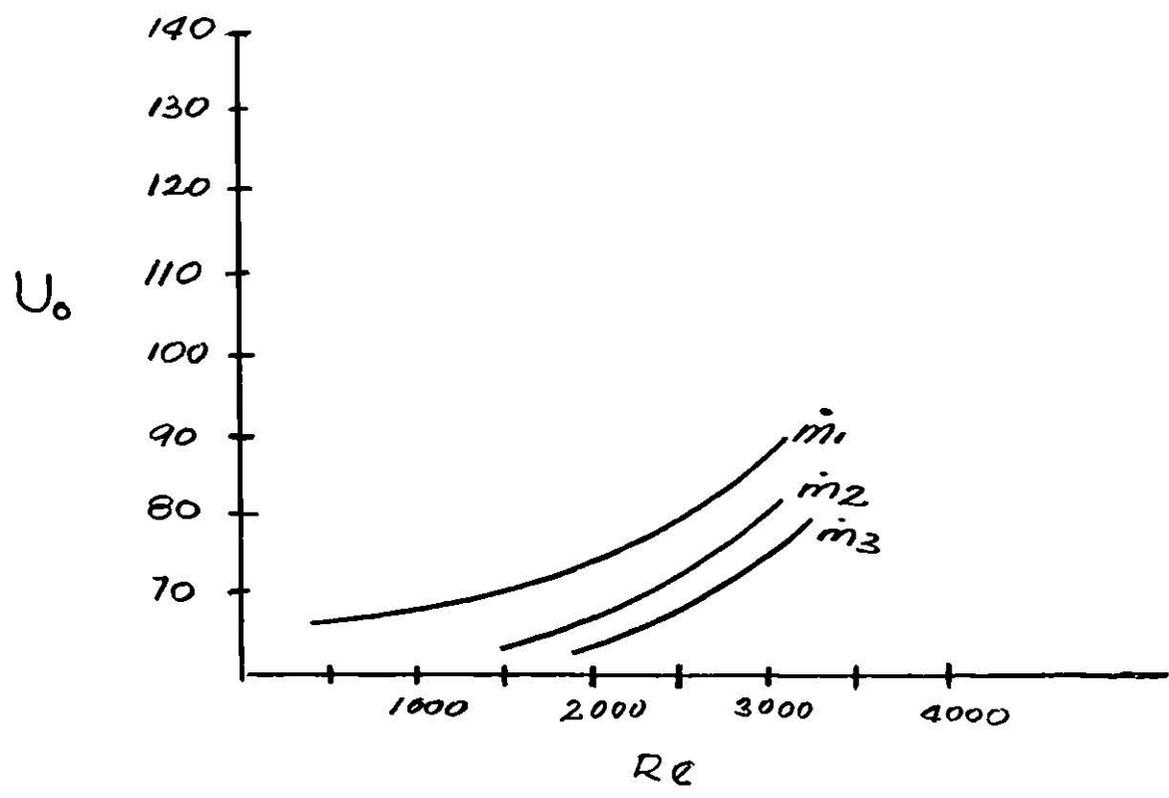


FIGURA 5.2-1-B. U_o vs. Re a contra-corriente.

TABLA 5.2.3

Resultados para el intercambiador de calor usando vapor de agua como - -
 fluido caliente operando a co-corriente.

| \dot{m}_c | ΔT | $\dot{m}c_p\Delta T$ | $\bar{\Delta T}_L$ | $U_o = \frac{\dot{m}c_p\Delta T}{A_o \Delta T_L}$ |
|-------------|------------|----------------------|--------------------|---|
| 121.2 | 113.9 | 13804.48 | 113.333 | 141.307 |
| 316.8 | 72.9 | 23094.72 | 129.027 | 207.647 |
| 948.0 | 31.8 | 30146.4 | 138.865 | 251.845 |
| 282.6 | 75.8 | 21421.08 | 130.241 | 190.803 |
| 144.0 | 107.9 | 15537.6 | 117.666 | 153.188 |
| 974.40 | 33.2 | 32350.08 | 137.190 | 273.555 |
| 130.2 | 111.9 | 14569.38 | 116.199 | 145.455 |
| 517.0 | 49.2 | 25436.4 | 136.667 | 215.916 |
| 966.9 | 34.5 | 33358.05 | 136.905 | 282.667 |

TABLA 5.2.4

Resultados para el intercambiador de calor usando vapor de agua como ---
fluído caliente operando a contra-corriente.

| \dot{m} | ΔT | $\dot{m}c_p\Delta T$ | $\bar{\Delta T}_L$ | $U_o = \frac{\dot{m}c_p\Delta T}{A_o \Delta T_L}$ |
|-----------|------------|----------------------|--------------------|---|
| 186.78 | 70.0 | 13074.6 | 140.281 | 108.124 |
| 351.36 | 44.8 | 15740.93 | 146.897 | 124.124 |
| 700.68 | 28.0 | 19619.04 | 140.909 | 161.521 |
| 192.24 | 64.8 | 12457.12 | 144.368 | 100.101 |
| 530.76 | 41.7 | 22132.69 | 147.266 | 174.351 |
| 855.36 | 22.9 | 19587.74 | 142.143 | 159.866 |
| 153.48 | 76.9 | 11802.61 | 139.060 | 98.462 |
| 514.86 | 34.4 | 17711.18 | 145.982 | 140.748 |
| 1026.6 | 18.7 | 19197.42 | 136.111 | 163.622 |

CONCLUSIONES

Al ser mayor el tiempo de residencia de un fluido frío que circula a través de un intercambiador de calor de cualquier tipo; la temperatura a la que ésta abandona el sistema será mayor.

Los coeficientes globales de transmisión de calor que se obtuvieron para el tanque operando en estado estable aumentan conforme aumenta el flujo de agua, también aumentan conforme aumenta el flujo de vapor.

Se observó que los coeficientes globales de transmisión de calor calculados en base a los datos de fluido frío y a los del fluido caliente diferían; por lo cual se deduce que el sistema está intercambiando (pérdidas de) calor con los alrededores.

Los coeficientes globales de transmisión de calor más acordes a la realidad son los obtenidos con los datos correspondientes al fluido frío; esto se concluye debido a que éste está definido para una diferencia de temperatura, y una área de transmisión de calor específicas.

Uno de los problemas principales que se presentaron a lo largo de la experimentación es, mantener constantes los flujos de agua que salen de la línea general de su

ministro del laboratorio, debido a la cantidad de aparatos que hacen uso de este servicio; los errores en los datos experimentales se deben en gran parte a estas variaciones. Para evitar este problema se recomienda la instalación de un tanque elevado provisto de un controlador de nivel; para así suministrar un flujo constante al aparato.

En el intercambiador de calor los coeficientes globales de transmisión de calor concuerdan con los reportados en la literatura.

De las figuras 5.2-1 y 5.2-3 que muestra la variación de V_0 contra el número de Reunoyds se deduce: los coeficientes globales de transmisión de calor son mayores cuando el flujo de agua es más alto.

El sistema de calentamiento con un serpentín es más eficiente que el intercambiador de calor.

Las incrustaciones es otro factor que hace variar al coeficiente global de transmisión de calor.

BIBLIOGRAFIA

BIRD, R.B. STEWART, W.E. LIGHTFOOT, E.N.

Fenómenos de Transporte,

Primera edición

Reverté

1964.

CROSBY, E.U.

Experiments in transport phenomena

First edition

John Wiley and Sons

1965.

KREITH, F.

Principios de transferencia de calor.

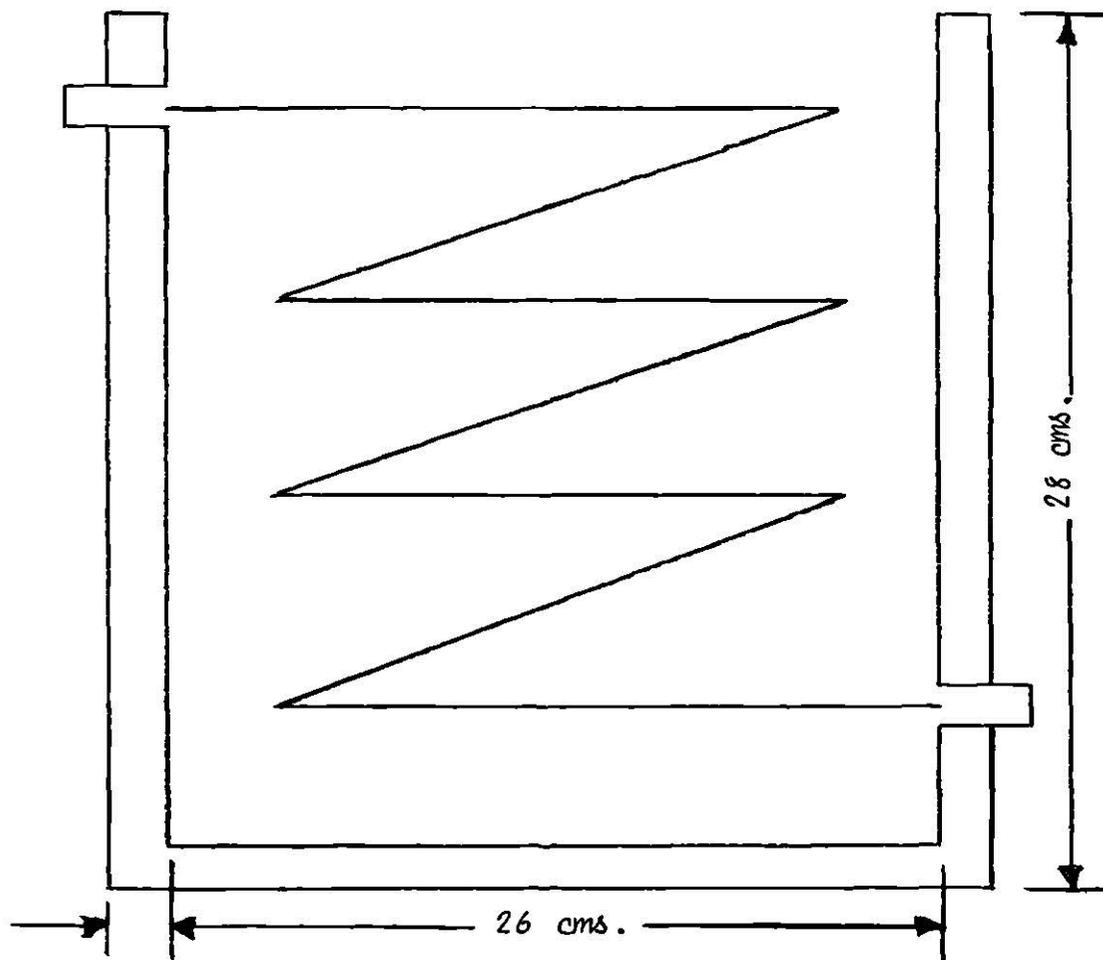
Primera edición

H.H. Sucesores, S.A.

1970.

A P E N D I C E S

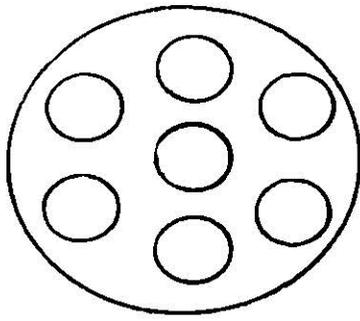
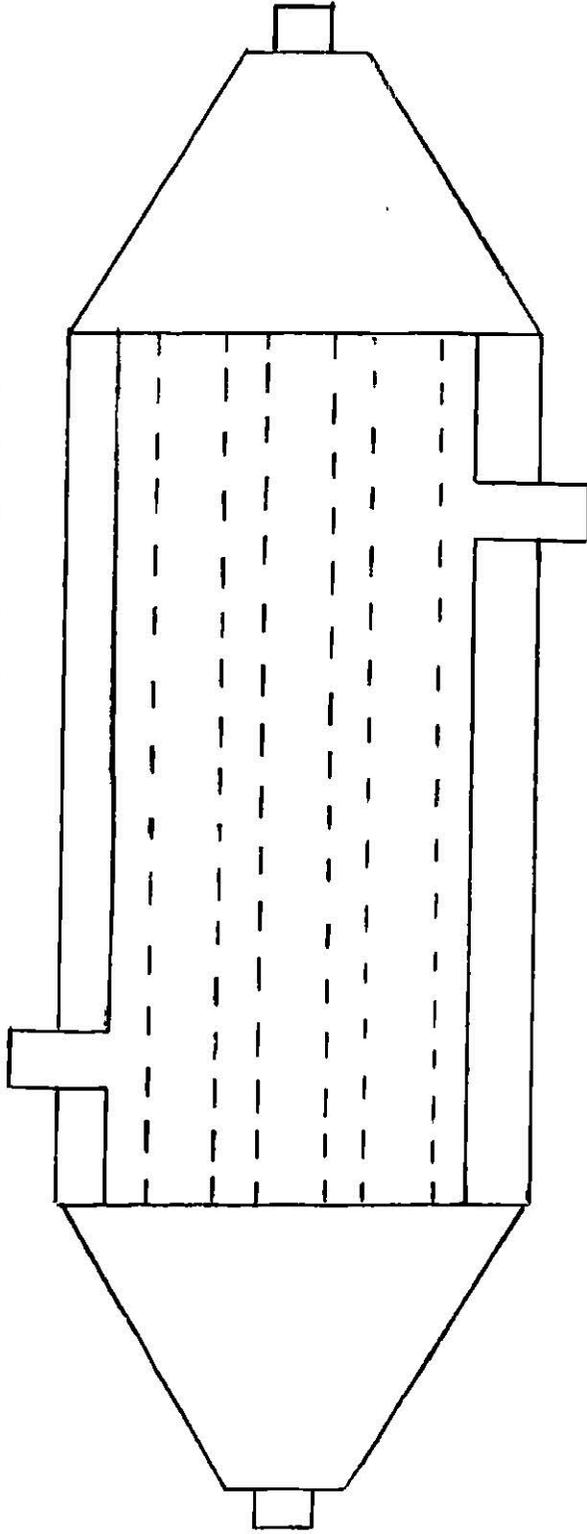
Especificaciones del Tanque y Serpentín



- 1) Material de Construcción: Lámina Galvanizada
- 2) Material Aislante: Colchón de fibra de vidrio (base) cubierto con asbesto cemento.
- 3) Longitud total del Serpentín: 225 cm
- 4) Diámetro y material del tubo (Serpentín): cobre de 1.7 cm de diámetro.
- 5) Espesor Aislante: 2.5 cms.
- 6) Area exterior del Serpentín : 1201.66 cms².

A-2

Especificaciones del Intercambiador de calor:



- 1) Material de Construcción:
 - a) Coraza: Bronce
 - b) Tubos: Latón
- 2) Número de tubos: 7
- 3) Diámetro de tubos:
 - a) Exterior: 1.3 cms.
 - b) Interior: 1.1 cms.
- 4) Longitud:
 - a) Tubos: 28 cms.
 - b) Total: 32 cms.
- 5) Diámetro de la coraza:
 - a) Exterior: 6.0 cms.
 - b) Interior: 5.2 cms.
- 6) Area Exterior = 800.47 cms.

Curva de Calibración del medidor de nivel

