

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO

FACULTAD DE QUIMICA

**ANALISIS ECONOMICO EN EL DISEÑO
DE INTERCAMBIADORES DE CALOR POR
MEDIO DE COMPUTADORAS**

T E S I S
que para obtener el título de:
INGENIERO QUIMICO
p r e s e n t a
JOSE LUIS VIESCA GALLARDO

México, D. F.

1974



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.

AS Tesis
DE 1974
ECHA M. J. 2000
PROC _____
NO. _____

308



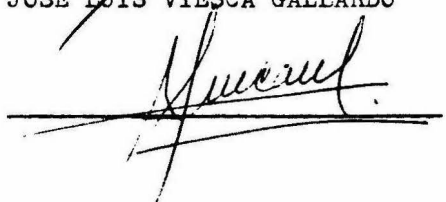
PRESIDENTE: Sr. ING. ALBERTO BREMAUNTZ MONGE
VOCAL: Sr. ING. GUILLERMO CARSOLIO PACHECO
SECRETARIO: Sr. ING. LUIS ROMERO CERVANTES
1er.SUPLENTE Sr. ING. ABELARDO F. PADIN Y LIMA
2do.SUPLENTE Sr. ING. MARIO RAMIREZ Y OTERO

ASESOR: Sr. ING. ALBERTO BREMAUNTZ MONGE



A handwritten signature in black ink, appearing to be 'Alberto B.', is written over a horizontal line. The signature is partially obscured by a large, loopy scribble that extends upwards and to the right.

SUSTENTANTE: JOSE LUIS VIESCA GALLARDO



A handwritten signature in black ink, appearing to be 'Jose Luis Viesca Gallardo', is written over a horizontal line. The signature is partially obscured by a large, loopy scribble that extends upwards and to the right.

A LA MEMORIA DE MI PADRE
LIC. JORGE VIESCA Y PALMA

A MIS QUERIDISIMOS PADRES
GABRIELA GALLARDO DE VIESCA
LIC. FRANCISCO VIESCA Y VIESCA

A MIS HERMANOS

A MIS COMPAÑEROS
Y AMIGOS

**RESPETUOSAMENTE Y CON
MUCHO AGRADECIMIENTO AL
ING. GUILLERMO CORTINA ANCIOLA**

AL H. JURADO

ING. ALBERTO BREMAUNTZ MONGE

ING. GUILLERMO CARSO LIO PACHECO

ING. LUIS ROMERO CERVANTES

ING. ABELARDO F. PADIN Y LIMA

ING. MARIO RAMIREZ Y OTERO

INTRODUCCION Y OBJETIVOS.-

El equipo de transferencia es usado esencialmente en todas las industrias de proceso, por lo que el Ingeniero en diseño debe conocer todas las clases y tipos que existen en el mercado. Es de vital importancia esta información, ya que las inversiones en diseño y equipo, rebasan los millones de pesos anualmente.

El principal objetivo de este trabajo es crear un programa de computación para el diseño y análisis de cambiadores de calor, tanto termodinámica como económicamente.

El análisis económico se basa en la hipótesis de que la caída de presión actuando como variable propiciará que el área de transferencia disminuya, y así los costos del equipo se vean abatidos.

Esto es debido a que la Masa-velocidad de los fluidos aumentará, incrementando los coeficientes de transferencia de calor, y logrando que el coeficiente total sea mayor para obtener áreas de transferencia menores y que al mismo tiempo los costos del equipo sean menores, ya que estos están basados en el área de transferencia y en los aditamentos necesarios. También se analizan los costos ocasionados por la pérdida de energía debido a la caída de presión, por lo que se estudian ambos (Equipo y bombeo).

Graficando estos dos puntos, se obtienen dos curvas, en las cuales la primera corresponde a el área de transferencia, disminuyendo a medida que la caída de presión permisible aumenta, y la segunda de ellas, representa los costos de bombeo los cuales se incrementan a mayores caídas de presión.

Analizando las curvas, se alcanza un punto donde la suma de ambos costos es el menor, obteniéndose de esta manera la optimización del sistema Intercambiador-Bombeo.

El aspecto termodinámico está basado en la teoría desarrolla

- - da por K. J. Bell, quien estudió los efectos producidos_ por fugas, y areas de "By-Pass", por el lado de la carcaza.-
- Estos efectos producen cambios en las velocidades, caídas_ de presión y coeficientes individuales de transferencia - -- lo cual afecta el diseño.

Otro de los objetivos es lograr que el tiempo empleado en el diseño de intercambiadores de calor sea el mínimo, obteniéndose así que el costo por horas de ingeniería sea reducido.

El uso de las computadoras, evidentemente disminuye el tiempo especificado para cada diseño, reduciéndolo entre cinco - y diez minutos, lo que tomaría cerca de dos horas a un Ingeniero con experiencia.

SIMBOLOGIA.-

A	= Area de Transferencia	pies cuadrados
A1	= Area de Transferencia	pies cuadrados
A	= Factor para el cálculo de viscosidades en Hidrocarburos.	
at	= Area de Flujo	pies cuadrados
at'	= Area de Flujo por tubo	pies cuadrados
BC	= % de Corte en mamparas	
BP	= Espaciamiento entre mamparas	pies
Cp1	= Calor específico del fluido fluyendo dentro de la carcaza	BTU/Lb F
Cp2	= Calor específico del fluido fluyendo dentro de los tubos	BTU/Lb F
DPS	= Caída de Presión total en la Carcaza	PSI
DS	= Diámetro de la carcaza	pulgadas
Ft	= Factor de Corrección.	
Fc	= Fracción Calórica	
Gc	= Masa Velocidad dentro de la carcaza	Lb/Hr-Ft ²
Gt	= Masa Velocidad dentro de los tubos	Lb/Hr-Ft ²
H	= Coeficiente individual de transferencia de calor por la Carcaza	BTU/HrFt ² F
Hi	= Coeficiente individual de transferencia de calor de los tubos	BTU/HrFt ² F
Jc	= Factor de corrección por efectos en la configuración de las mamparas	
Jb	= Factor de corrección por efectos de "By-pass"	
J1	= Factor de corrección por efectos de fugas en los baffles.	
Jo	= Factor de Colburn	
k	= Conductividad térmica	BTU/hrFt ² F/Ft

K1,K2,K3,K4, K5,K6,K7 = Constantes

LMTD = Diferencia de temperatura media
logarítmica F

NB = Número de mamparas

Nc = Número de hileras de tubos que son
cruzadas en una sección a contra--
corriente.

Ncw = Número de hileras efectivas a con-
tracorriente en cada ventana

NT = Número de tubos en el cambiador

Nw = Número de hileras de tubos entre_
corte de la mampara y la carcaza

NTP = Número de pasos por los tubos

ODT = Diámetro exterior de los tubos in

Pitch = Distancia entre los centros de -
dos tubos contiguos in

Pmp = Peso molecular promedio

Pop = Presión de operación PS IG

ΔP_1 = Presión caída en los tubos PS I

ΔP_2 = Presión caída en los retornos PS I

ΔP_T = Presión. Caída total PS I

ΔP_c = Caída de presión para la sección -
a contracorriente. (Carcaza) PS I

ΔP_b = Caída de Presión a través de la ven-
tana PS I

Q1 = Calor transferido por el fluido - -
dela carcaza BTU/Hr.

Q2 = Calor transferido por el fluido - -
de los tubos BTU/Hr

Q = Calor transferido BTU/Hr

Rd = Factor de incrustación

Ret = Reynolds por los tubos

Rec = Reynolds por la carcaza

Sb = Area de "By-Pass" pies cuadrados

S1	= Area de flujo total por fugas	pies cuadrados
Ssb	= Area de flujo por fugas entre mampara y carcaza	pies cuadrados
Stb	= Area de flujo por fugas entre mampara y tubo	pies cuadrados
Sw	= Area de la ventana	pies cuadrados
T1,T2	= Temperaturas de entrada y salida del fluido caliente	°F
t1,t2	= Temperaturas de entrada y salida del fluido frío	°F
Tc	= Temperatura Calórica del fluido caliente	°F
tc	= Temperatura Calórica del fluido frío	°F
ΔT	= Diferencia de temperaturas	°F
Uc	= Coeficiente de transferencia Limpio	BTU/HrFt ² F
Ud	= Coeficiente de transferencia de diseño	BTU/HrFt ² F
Wc	= Flujo por la carcaza	Lb/Hr
Wt	= Flujo por los tubos	Lb/Hr
X	= Factor. (Temperatura)	
X _{n-2n}	= Factor. (Temperatura)	
Ve	= Volumen específico	FT ³ /Lb
Vc	= Velocidad en la sección a contracorriente	Ft/seg.
Vb	= Velocidad a través de la ventana	Ft/seg.
Vz	= Velocidad total por la carcaza	Ft/seg.
f _{bp}	= Fracción de "By-Pass"	
Z	= Factor de compresibilidad	
	= Calor latente	BTU/Lb
	= Factor de corrección para la caída de presión	

CAPITULO 1

"EXPLICACION DEL CALCULO DE UN INTERCAMBIADOR DE CALOR"

1. En la Actualidad se cuenta con una gran variedad de tipos de Intercambiadores de Calor, los cuales han sido designados por la "Asociación de Fabricantes de Intercambiadores de - - Calor" (T.E.M.A.), con diferentes siglas dependiendo del - - servicio que dará el equipo.

De acuerdo a lo antes mencionado y bajo las limitaciones del programa se analizarán los tipos siguientes: AEL; AET; y AES, que pueden ser construidos y diseñados básicamente para - -- servicios pesados en las industrias del Petróleo y Química, - - o para Servicios Generales constituyendo la Clase -R, - -- y la Clase-C respectivamente.

La secuencia del cálculo de Intercambiadores de los tipos -- anteriormente mencionados se integran en los siguientes - -- pasos:

1.1 BALANCE TERMICO.-

En el cálculo Térmico se considerará que la transferencia de calor será completa. Es decir no se tendrán perdidas de ca-- lor hacia el exterior. (Atmósfera u otros medios). La Carga Térmica está determinada de antemano por las condiciones - - de Proceso. No se tendrán cambios de fase, con la excepción de Vapor de Agua, sin considerar el sub-enfriamiento del - - mismo.

A continuación se exponen las fórmulas utilizadas en este -- cálculo:

$$\begin{aligned} Q_1 &= W_1 \times Cp_1 \times (T_1 - T_2) && \text{Calor Sensible} \\ Q_2 &= W_2 \times Cp_2 \times (t_2 - t_1) \\ Q &= W \lambda && \text{Calor Latente} \\ Q_1 &= Q_2 && (2.1-2.4) \end{aligned}$$

1.2 AREA DE TRANSFERENCIA.-

El Area de transferencia en un Intercambiador de Calor, es usualmente considerada de dos formas: a) Area total externa de tubos lisos y b) Superficie total Aletada en tubos con aletas.

Considerando el primer caso (a), tendremos que:

$$A = Q / (U_D \times \Delta T) \quad \text{pies cuadrados}$$

$$A_1 = N T \times L T \times \pi \times O D T \quad \text{pies cuadrados}$$

$$A_1 \gg A \quad (2.5-2.7)$$

1.3 DIFERENCIA DE TEMPERATURAS.-

La diferencia de Temperaturas es el gradiente por el cual - el calor es transferido de un punto a otro. Esta diferencia, requerida para satisfacer la relación básica de calor - - - $Q = U_D \times A \times \Delta T$, es la media logarítmica de las diferencias en temperaturas en puntos opuestos. Esto puede ser representado por la figura No. 1

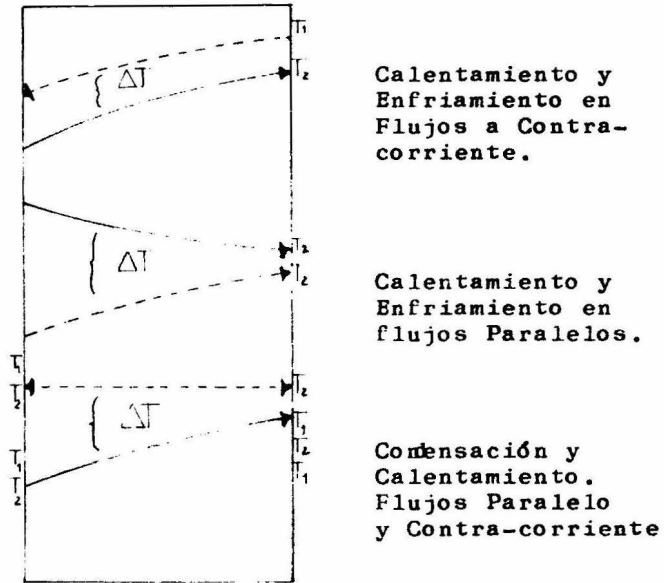


FIGURA 1

Longitud del Recorrido
de los Fluidos

En los tipos de Intercambiadores antes mencionados, AEL, --
 - AET y AES, y en Función al número de pasos por la Carca--
 za, se pueden tener varias opciones. Dentro de estas, la -
 primera sería el caso de tener un sólo paso por la carcaza_
 y los tubos, en el cual los dos fluidos fluyen en sentidos_
 opuestos, es decir a Contra-corriente, por lo que podríamos
 aplicar las siguientes fórmulas:

$$\text{LMTD} = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln (T_1 - t_2) / (T_2 - t_1)} \quad (2.8)$$

$$\Delta T = \text{LMTD} \quad (2.9)$$

En el caso de tenerse dos o más pasos por los tubos, el ---
 efecto de Contra-corriente se pierde en ciertos tramos del_
 cambiador, ya que el fluido que va dentro de los tubos reco_
 rre un paso a contra-corriente y otro en paralelo. En es--
 tos casos existe la necesidad de hacer ciertos ajustes a la
 diferencia de temperaturas, puesto que experimentalmente --
 se observó, que estas diferencias eran más pequeñas que - -
 cuando se tiene un sólo paso por los tubos. (10).

Estos ajustes, originaron el desarrollo de un factor de - -
 corrección denominado "Ft", el cual puede ser calculado - -
 de la siguiente manera:

$$\Delta T_1 = |T_1 - T_2| \quad (2.10) \quad R = \Delta T_1 / \Delta T_2 \quad (2.12)$$

$$\Delta T_2 = |t_1 - t_2| \quad (2.11)$$

$$X = \Delta T_2 / (|T_1 - t_1|) \quad (2.13)$$

$$F_t = \frac{1.414 \times (X_{n-2n} / 1 - X_{n-2n})}{\ln \frac{(2/X_{n-2n} - 1.414)}{(2/X_{n-2n} - 3.414)}} \quad (2.14)$$

$$X_{n-2n} = \frac{X}{n - nX + X} \quad (2.15)$$

$$F_t = \frac{(R^2 + 1/X_{n-2n}) \times \ln \frac{(1 - X_{n-2n} / 1 - RX_{n-2n})}{\ln \frac{(2/X_{n-2n} - 1 - R + R^2 + 1)}{(2/X_{n-2n} - 1 - R - R^2 + 1)}}}{\ln \frac{(2/X_{n-2n} - 1 - R + R^2 + 1)}{(2/X_{n-2n} - 1 - R - R^2 + 1)}} \quad (2.16)$$

$$X_{n-2} = \frac{1 - (1 - RX/1 - X)^{1/n}}{R - (1 - RX/1 - X)^{1/n}} \quad (2.17)$$

$$\Delta T = \text{LMTD} \times F_t \quad (2.18)$$

R = 1

R ≠ 1

1.4. CALCULO DE LOS COEFICIENTES INDIVIDUALES.-

A continuación se describen los pasos seguidos en el cálculo de los coeficientes individuales de transferencia de calor y Caídas de Presión.

Dadas las condiciones de proceso:

$T_1, T_2, t_1, t_2, W_1, W_2, R_d, P, BWG, \text{Pitch}, ODT,$ y Arreglo geométrico del haz de tubos, se tienen las siguientes dos opciones:

- a) Cabezal Fijo
- b) Cabezal Flotante.

a) CABEZAL FIJO.-

Para el caso de tener el cambiador con cabezal fijo se - - -

- - - usaron las siguientes fórmulas para calcular el número de tubos:

Arreglo Cuadrado:

$$NT = \frac{(DS-K_1)^2 \times 0.785 - K_2 - \text{pitch}(DS-K_1)(K_3 \times NTP + K_4)}{\text{pitch}^2} \quad (2.19)$$

$$K_1 = -1.04$$

$$K_2 = -0.10$$

$$K_3 = 0.43$$

$$K_4 = -0.25$$

Arreglo Triangular:

$$NT = \frac{(DS-K_1)^2 \times 0.785 + K_2 - \text{pitch}(DS-K_1)(K_3 \times NTP + K_4)}{\text{pitch}^2 \times 1.223} \quad (2.20)$$

$$K_1 = 1.08$$

$$K_2 = -0.90$$

$$K_3 = 0.69$$

$$K_4 = -0.80$$

b) CABEZAL FLOTANTE.-

En este caso por no tener fórmulas a la disposición, se -- alimentaron al programa las tablas de conteo de tubos -- -- desarrolladas por E.E. LUDWIG. (1).

Según el caso seleccionado, ya sea cabezal fijo o flotante, se determinan los coeficientes individuales de los tubos -- y carcasa de la siguiente forma:

1.4.1 COEFICIENTE INDIVIDUAL Y CAIDA DE PRESION (TUBOS).-

1) Temperatura Calórica.-

a) Fluido Caliente

$$T_c = T_2 + F_c(T_1 - T_2) \quad ^\circ F \quad (2.21)$$

b) Fluido Frío

$$t_c = t_1 + F_c(t_2 - t_1) \quad ^\circ F \quad (2.22)$$

Estas fórmulas se aplicarán en los casos en que los fluidos a tratar sean Hidrocarburos o Soluciones Concentradas. En el caso de no tratarse de los casos antes mencionados la -- Temperatura Calórica será la Temperatura promedio.

2) Area de Flujo.-

$$a_t = NT \times a'_t / NTP \quad \text{pies cuadrados} \quad (2.23)$$

3) Masa Velocidad.-

$$G_t = W/a_t \quad \text{lb/Hr-ft}^2 \quad (2.24)$$

4) Reynolds.-

$$Ret = IDT \times G_t / \mu \quad (2.25)$$

5) Coeficiente Individual (Tubos).-

a) Para $Ret > 10,000$

$$Hi = \frac{Cp \times G_t \times 0.023 \times (1 + \frac{IDT}{12 \times LT})^{0.7}}{(Cp \times \mu / k)^{2/3} \times (Ret)^{0.2}} \quad 0.14 \quad (2.26a)$$

b) Para $Ret > 2100$

$$Hi = \frac{0.116 \times Cp \times G_t \times (Ret)^{2/3} \times (1 + IDT/12 \times LT)^{2/3} \times (Cp \times \mu / k)^{2/3}}{Ret}$$

c) Para $Ret < 2100$

$$Hi = \frac{12 \times k \times 1.86 (Cp \times \mu / k)^{1/3} (1 + IDT/12 \times LT)^{1/3} (Ret)^{1/3}}{IDT}$$

d) Para Gases:

$$H_i = \frac{0.025 \times C_{px} G_t (1 + 1/12 \times IDT)^{0.7}}{(Ret)^{0.2}} \quad (2.26b-2.26d)$$

6) Caída de Presión.-

$$P_1 = F_{tx} G_{tx} G_{tx} L_{tx} N_{CS} \times NTP \times 12 / (5.22 \times 10^{10} \times IDT \times S_g \times Fit)$$

$$P_2 = 249.6 \times NTP \times V_{Tx} V_{Tx} S_g / 9.2736 \times 10^3$$

En caso de tenerse un sólo paso por los tubos

$$P_2 = 0. \quad (2.27-2.29)$$

1.4.2 COEFICIENTE INDIVIDUAL Y CAIDA DE PRESION (CARCAZA)

Para el cálculo del--coeficiente se empleó el método desarrollado por K. J. Bell de la Universidad de Delaware en el año de 1963.

Este método asume que las características del coeficiente - y de la caída de presión son iguales para aquellas corres--pondientes a un haz de tubos ideal, pero modificándolo para los efectos que producen las fugas entre mampara---Tubos-Mampara, y en general todos aquellos orificios que - produzcan el efecto de "By-Pass". (3)

1) Cálculo del número de hileras de tubos que son - --cruzadas en una sección a contra-corriente.

$$N_c = DS \left[1 - 2(BC/DS) \right] / \text{pitch} \quad (2.30)$$

2) Número de hileras efectivas a contra-corriente en - cada ventana.

$$N_{cw} = 0.8 \times BC / \text{pitch} \quad (2.31)$$

3) Area Mínima a contra-corriente en cada ventana (Area de Flujo).

$$S_m = (DS - N_{cx} ODT) \times BP / 144 \quad (2.32)$$

4) Masa Velocidad

$$G_c = W_c / S_m \quad (2.33)$$

5) Reynolds

$$Rec = ODT \times G_c / \mu \quad (2.34)$$

6) Fracción de area disponible por "By-Pass".

$$F_{bp} = \left[DS - (N_c - 1) \times \text{pitch} + ODT \right] \times BP / 144 \times S_m \quad (2.35)$$

7) Area de flujo a través de la Ventana.

a) $P = \arctg(2x \sqrt{BC - BC^2} / (1 - 2xBC))$ radianes

b) $1/P - (2x4BC) \sqrt{BC - BC^2} = S_w$ (2.36)

8) Area de "By-Pass".

$$S_b = \pi/4 (DS^2 \times S_w / 144 - NT \times S_w \times ODT / 144) \quad (2.37)$$

9) Velocidad

a) V_c .- Velocidad en las secciones a contra- -- corriente..-

$$V_c = W_c / S_m \times \mu \times 3600 \quad (2.38)$$

b) V_b .- Velocidad a través de la ventana

$$V_b = W_c / S_w \times \mu \times 3600 \quad (2.39)$$

10) Factor de Corrección por "By-Pass".-

$$\xi = 1/e^{4 \times F_{bp}} \quad (2.40)$$

11) -Factor de Fricción.-

a) Arreglo Triangular:

Para $Rec < 600$

$$F_c = 7 / Rec^{0.5} \quad (2.41a)$$

Para $Rec > 600$
 $Fc = 0.87/Rec^{0.1755}$

b) Arreglo Cuadrado:

Para $Rec < 750$
 $Fc = 10/Rec^{0.625}$

Para $Rec < 4000$
 $Fc = 0.07/Rec^{0.126}$ (2.41b-e)

Para $Rec > 4000$
 $Fc = 0.8/Rec^{0.164}$

12) Caída de Presión.-

a) ΔP_c .- Caída de presión para la sección a contra-corriente.- (Incluido el -- factor de corrección por "By-Pass").

$$\Delta P_c = \frac{2xFcx \xi \ xGcxGcxNc}{3.7573 \times 10^{12} \ xSg} \quad (2.42)$$

b) ΔP_b .- Caída de presión a través de la -- ventana

$$\Delta P_b = \frac{(2+0.6xNw)(62.4xSg)xVzxVz}{2xgcx \ 14.1} \quad (2.43)$$

$$Vz = \sqrt{VbxVc} \quad (2.44)$$

Nw es el número de hileras de tubos entre el corte de la mampara y la carcaza, siempre y cuando la hilera correspondiente -- tenga por lo menos la mitad de tubos que la hilera central de tubos del cambiador.-

$$Nw = (BC-0.1)(Nc/0.9 \ -K) \quad (2.45)$$

K: 1 paso = 0.0
 2 pasos = 0.625
 4 pasos = 0.625

6 pasos = 1.250

8 pasos = 1,875

c) Caída de Presión Total:

c.1) Area de flujo por fugas entre carcaza y mampara, (por mampara).-

$$S_{sb} = (-P)(DS^2 - (DS - K_6)^2) / (144 \times 4) \quad (2.46)$$

K_6 : Para DS 17.25 = 0.25
Para DS 23.25 = 0.30
Para DS 23.35 = 0.35

c.2) Area de flujo por fugas entre mampara y tubo. (por baffle).-

$$S_{tb} = \pi / 4 (NT / 144) (1 - S_w) (BHD^2 - ODT^2) \\ - BHD = 1/32 + ODT \quad (2.47a-b)$$

c.3) Area de flujo total por fugas.-
(por mampara)

$$S_1 = S_{sb} + S_{tb} \quad (2.48)$$

$$DPS = 2x \Delta P_{cx} (1 + N_w / (1 - (2xBCxN_c / 0.9 - K_7))) + \\ ((NB-1) / P_c + NBx / P_b) (\alpha) \quad (2.49)$$

$$\alpha = (1 - ((0.26 + 0.565(S_1 / S_m))((S_{tb} + 2xS_{sb} / S_1))) \quad (2.50)$$

13) Factores de Corrección.-

a) Factor de Corrección por efectos en la configuración de los baffles.-

$$J_c = 1 - (NBxAw / Area) x (0.524xNBxAw / Area)^{0.32} \quad (2.51)$$

- b) Factor de Corrección por efectos de fugas en las mamparas

$$J_1 = 0.994 - (0.7991 / (1 - 2xBC)) (Nc / 0.9K_6) \quad (2.52)$$

- c) Factor de corrección por efectos de By Pass.-

$$J_b = 1/e^{1.35xFbp} \quad (2.53)$$

- 14) Coeficiente Individual.-

$$H = \frac{J_o x J_c x J_b (1 / (Cpx^{1/k})^{2/3}) (1 - \beta)}{J_1} \quad (2.54)$$

$$\beta = 0.10 + 0.45(S1/Sm)(Stb + 2xSsb/S1)$$

- 15) Factor de Colburn.-

Arreglo Triangular:

Para $Rec \leq 100$

$$J_o = 1.7/Rec^{0.69}$$

Para $Rec > 100$

$$J_o = 0.34/Rec^{0.39}$$

Arreglo Cuadrado:

Para $Rec < 100$

$$J_o = 0.8/Rec^{0.63}$$

Para $Rec < 400$

$$J_o = 0.4/Rec^{0.48}$$

(2.55a-f)

Para $Rec < 10,000$

$$J_o = 0.11/Rec^{0.26}$$

Para $Rec > 10,000$

$$J_o = 0.34/Rec^{0.39}$$

- 16) Coeficiente total Limpio.-

$$U_c = H_{ix} (IDT/ODT) x H / H_i (IDT/ODT) + H$$

(2.56)

17) Coeficiente de Diseño.-

$$U_D = U_c / (U_c \times R_d + 1) \quad (2.57)$$

En el caso de usar las fórmulas para calcular el número de tubos, se supone el coeficiente de Diseño, por lo -- que los resultados del programa se checan por medio de los factores de incrustación permitido y calculado.

CALCULO DE LAS PROPIEDADES FISICAS.-

El cálculo de las propiedades físicas con excepción de aquellas que han sido alimentadas como datos al programa, se calcularán de la manera siguiente:

1) Hidrocarburos.-

Los datos alimentados al programa son:

Grados API, Viscosidad a la temperatura de entrada y salida, temperaturas de entrada y salida, factor Fc.

En función a estos datos, se calcularán las propiedades restantes:

a) Temperatura Calórica

b) Viscosidad a la Temperatura Calórica

$$(A + B \ln (T_c + 460.0))$$

$$\mu = e$$

$$A = \ln (2.42 \times ZX) - B \times \ln (TX + 460)$$

c) Densidad relativa

$$S_g = 141.5 / (API + 131.5) = S_g(60)$$

$$SG = S_g(60) - 0.0004 \times (T_c - 60)$$

d) Calor Especifico

$$C_p = (0.388 + 0.00045 \times (T_c - 60)) / S_g(60)^{1/2}$$

e) Conductividad Térmica

$$K = (0.0677 \times (1 - 0.0003(T_c - 32))) / S_g(60)$$

2) Soluciones Concentradas.-

-Los datos alimentados al programa son:

Densidad relativa a 60 F, Calor específico, Conducti---
vidad térmica, viscosidades de entrada y salida, tempe-
raturas de entrada y salida, y factores de incrustación.

Para las propiedades restantes se empleó lo siguiente:

- a) Temperatura Calórica
- b) Viscosidad a la temperatura calórica. Se emplean__
las mismas fórmulas que para hidrocarburos.
- c) Densidad relativa. Las mismas fórmulas que para --
hidrocarburos con excepción de la correspondiente a
- °API.
- d), e) Calor específico y Conductividad térmica.
Las mismas fórmulas que para hidrocarburos.

3) Soluciones diluidas.-

Se alimentan como datos las siguientes propiedades:

Densidad relativa, Calor específico, Conductividad tér-
mica, temperaturas de entrada y salida, Viscosidad - --
a la temperatura promedio, y factores de incrustación.

El único cálculo efectuado en este caso es el cálculo de --
la temperatura calórica tomándose como la temperatura prome__
dio.

4) -Vapor de Agua.-

Los datos alimentados son:

Volúmen específico, Temperatura y presión de operación__
Calor Latente, y factores de incrustación.

- a) Cálculo de la Densidad Relativa:

$$S_g = 1/(62.4 \times V_e)$$

5) Agua.-

Los datos alimentados son:

Temperaturas de entrada y salida, y factores de Incrus--

- tación

6) Los datos alimentados son:

Presión de operación, Peso molecular promedio, Factor .
de compresibilidad, Calor específico, Conductividad --
térmica, Viscosidad, temperaturas de entrada y salida -
y factores de incrustación.

a) Temperatura calórica.

Se tomó la temperatura promedio.

b) Densidad Relativa.

$$Sg = \text{PopxPmp} / (670 \times Zx(Tc + 460))$$

CAPITULO 2

"ANALISIS ECONOMICO PARA DEFINIR UN INTER_ CAMBIADOR DE CALOR"

La selección adecuada del equipo de transferencia de calor, requiere del entendimiento de las teorías básicas de transferencia y de los métodos disponibles para su diseño.

En el caso particular de cambiadores de calor del tipo - -
- "Tubos-Carcaza", una determinación apropiada de los coeficientes de transferencia, factores de incrustación-, - -
caídas de presión, características de los tubos, presiones de operación, etc., dará un diseño que puede tomarse como_
óptimo para su desarrollo. Considerando que se tiene una_
infinitud de variables al diseñar un equipo, se procederá_
a considerar que muchas de ellas han sido ajustadas por --
un proceso ya existente, o bien, por experiencias anteriores.

FACTORES DE INCRUSTACION.-

Cuando el equipo ha estado en servicio por cierto tiempo -
se forman depósitos de escamas o suciedad dentro y fuera_
de los tubos, creando dos resistencias más para que se lleve
a cabo la transferencia de calor. Estas dos resisten--
cias denominadas factores de incrustación, reducen el valor
original del coeficiente de transferencia impidiendo que -
se transfiera la cantidad de calor requerida a través del_
area original.

El efecto al introducir de antemano en el diseño ciertos -
valores correspondientes a estas resistencias, produce ---
que el area original se incremente aumentando así, el cos_
to del equipo.

Estos valores han sido determinados ya sea experimental --
- ó prácticamente en base a experiencias anteriores y en -
función al tipo de fluido, velocidad, y temperaturas de --
operación que maneja el equipo.

Una gran variedad de estos valores se tienen a la disposición para diferentes servicios y condiciones, los cuales se estimaron para asegurar que la carga térmica calculada se transfiera por un período de un año a un año y medio sin tenerle que dar servicio de limpieza al cambiador. A la vez, estos valores pueden ser tomados como dos variables de diseño, ya que podría dársele servicio al equipo dos ó tres veces al año.

Para efectos de este trabajo, se tomarán en cuenta los valores reportados en la literatura, constituyendo estas cantidades, valores fijos.

DIAMETROS Y LONGITUDES DE TUBERIA.-

Aún la existencia de diferentes longitudes y diámetros que pueden obtenerse en el mercado actual, se tiene la tendencia de diseñar los equipos en función a las dimensiones estandares de tubería.

Para el caso de longitudes, se tomaron como estandares 8, - 12, 16 y 20 pies de longitud. Las longitudes más cortas son para aquellos servicios en que el equipo se encuentra localizado arriba del nivel del piso, minimizando así los costos que ocasionarían grandes plataformas y equipo para dar servicio y limpieza al cambiador, y las longitudes mayores, en aquellos casos donde no exista la necesidad de plataformas, es decir a nivel de piso, y en el caso de que el equipo requiera de una limpieza constante.

El estandar del diámetro de los tubos, varía desde 5/8" hasta 1½", usando los diámetros mayores cuando se manejan fluidos que incrustan al equipo rápidamente.

La selección del diámetro y longitudes adecuadas, tienen cierto aspecto económico el cual fué analizado por Sieder, creando unas curvas en las cuales están graficadas la longitud y diámetro de los tubos, contra el costo relativo por pie cuadrado de area de transferencia.

Ya que el programa analiza económicamente longitudes de --

- - 8, 12, 16 y 20 pies y diámetros de 3/4" y 1", se tomaron los puntos correspondientes de estas gráficas los --
 cuales aparecen a continuación: (El programa está capacitado para diseñar cambiadores termodinámicamente con el uso de cualquier longitud y diámetro, con la salvedad de que -
 el análisis económico estará con cierto porcentaje de - --
 error)

COSTO RELATIVO/(ft ²)	LONGITUD (ft)	DIAMETRO (in)
1.32	8	-
1.11	12	-
1.00	16	-
0.96	20	-
0.90	-	3/4
1.00	-	1

MATERIALES DE CONSTRUCCION.- (COSTOS DE EQUIPOS)

El costo inicial de un intercambiador de calor, expresado en pesos por pie cuadrado de area de transferencia, depende de un gran número de factores, dentro de los cuales - -
 se encuentran los materiales de construcción.

Para seleccionar el tipo de material con el que se fabricará el equipo, se deben tomar en consideración los flujos que va a manejar y las temperaturas y presiones de - -
 operación.

Para poder evaluar o calcular un costo aproximado del equipo se tomaron las gráficas de Max S. Peters y Klaus D. - -
 Timmerhaus, que muestran los costos de equipo en función -
 a el area de transferencia. Estas gráficas fueron alimentadas al programa en forma de correlaciones matemáticas, ---
 tomándose en cuenta los siguientes casos:

- 1) Acero Inoxidable tipo 304
 - a) Haz de tubos
 - b) Canal

Operando hasta una temperatura de 500 °F

Costo = $(11.211499 + 36.834909/AT/100) \times AT$

2) 5 Cr-1/2 Mo.

a) Haz de tubos

Operando hasta 500 °F

Costo = $(8.008469 + 32.063798/AT/100) \times AT$

3) Acero al Carbón

Operando hasta 300 °F

Costo = $(3.4496386 + 13.473813/AT/100) \times AT$

4) Latón Admiralty

a) Haz de tubos

Bronce

a) Espejos

b) Mamparas

Operando hasta 300 °F

Costo = $(4.4179996 + 17.277975/AT/100) \times AT$

5) Latón Admiralty

a) Haz de tubos

Bronce

a) Espejos

b) Mamparas

Operando hasta 500 °F

Costo = $(5.1924221 + 26.128872/AT/100) \times AT$

6) Acero al Carbón

Operando hasta 500 °F

Costo = $(3.1749549 + 18.949379/AT/100) \times AT$

PRESIONES DE OPERACION.--

El efecto que produce la presión en el costo del equipo -- también fué examinado por Sieder, quien muestra las variaciones que existen en los costos de cambiadores convencionales de Tubos-Carcaza.

-Estas variaciones afectan el costo relativo por pie cuadrado de area de transferencia, en un rango que oscila entre 0.9 y 1.6.

Las fórmulas que se añadieron al programa para tomar en cuenta estas variantes que afectan los costos de los equipos fueron las siguientes:

1) Por la Carcaza

$$F_{pc} = 0.941428 + 0.03(PO/100) + 0.005714(PO/100)^2$$

2) Por los tubos

$$F_{pt} = 0.96833 + 0.01357(PO/100) + 0.005238(PO/100)^2$$

El límite superior de estas gráficas es de 600 psig, por lo que en caso de tenerse presiones superiores a estas, el programa interpolará los valores usando las ecuaciones anteriores

F_{pc}: Factor que afecta costos por el lado de la Carcaza

F_{pt}: Factor por los tubos

PO : Presión de Operación.

CAIDAS DE PRESION.-

Una de las variables más importantes consideradas dentro de este trabajo fueron las caídas de presión en intercambiadores de calor, es debida a las fricciones que ocurren al fluir los fluidos dentro y fuera de los tubos. También se tienen caídas de presión debido a contracciones, expansiones y cambios en la dirección que recorren los fluidos.

Al permitir incrementos en las caídas de presión permitibles, las masas velocidades se incrementan, y por consiguiente aumenta el coeficiente de transferencia de calor. Esto nos permite tener areas de transferencia menores, causando

- - una disminución en los costos de los equipos. Al - -- mismo tiempo, las altas caídas de presión aumentan considerablemente los costos por bombeo de los fluidos. Analizando estos dos factores (disminución del costo del equipo - y aumento del costo de bombeo), se llega a un punto donde la suma de ambos valores es un mínimo , es decir llegaríamos al punto óptimo del sistema, lo cual puede ser representado teóricamente por medio de la figura No. 1, - - -- y prácticamente por los ejemplos localizados en la sección de "Pruebas al programa y Conclusiones".

Para calcular los costos debidos a las caídas de presión, - se emplearon las siguientes fórmulas:

1) Carcaza

$$Cbc = (144 \times 0.25 \times Wcx \text{ Ps} / 62.4 \times sgx \times 2.655 \times 10^6) \times 24 \times 360$$

(\$/año)

2) Tubos

$$Cbt = (144 \times 0.25 \times Wtx \text{ Pt} / 62.4 \times sgx \times 2.655 \times 10^6) \times 24 \times 360$$

(\$/año)

Cbc = Costo por bombeo lado de la carcaza

Cbt = Costo por bombeo lado de los tubos.

Todos los valores reportados están basados en datos norteamericanos (U.S.A.), y han sido corregidos en función al -- incremento del costo de los equipos hasta Enero de 1974

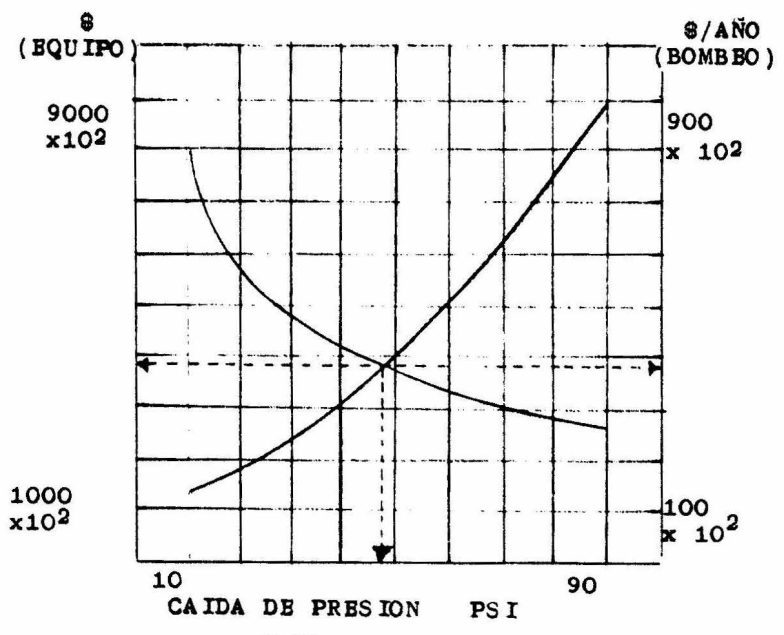


FIGURA No. 1

CAPITULO 3

"EXPOSICION DE UN PROGRAMA DE COMPUTACION PARA DISEÑAR Y ANALIZAR ECONOMICAMENTE INTERCAMBIA DOR DE CALOR"

El diseño que se haga del equipo de transferencia de calor dependerá del alcance y circunstancias consideradas para que dicho equipo opere bajo las necesidades del proceso. --
- En el caso particular del diseño de Intercambiadores --- de calor, estas necesidades podrán ser ampliamente cubiertas por diversas opciones que se ajustan al ir diseñando el equipo.

Esto podría llegar a prolongarse por días, ya que estas -- opciones son una serie de cálculos repetitivos del tipo -- de tanteo y error. Para una mayor flexibilidad en el -- diseño se tienen a la disposición programas de computación, los cuales en un tiempo muy reducido, (un promedio de 5 -- minutos), logran diseños económicos que cumplen con las -- condiciones establecidas por el proceso.

En la actual era moderna no se busca solamente que el -- equipo tenga el funcionamiento adecuado, sino que a parte -- de lograr una ejecución aceptable, se llegue a un diseño -- económico.

En el desarrollo del programa se vió la necesidad de alimentar la menor cantidad de datos posibles, para que este -- fuera funcional y atractivo de usar. Así mismo, la impresión de resultados deberá ser clara y precisa para una rápida valoración de los resultados.

Para lograr esto, se crearon unas hojas de especificación de datos de entrada (Formas 1a-1g), y un formato de impresión, que facilitan tanto la alimentación de datos como -- la interpretación clara y precisa de los resultados -- obtenidos.

"ESTRUCTURA DEL PROGRAMA".-

Inicialmente el programa lee los datos alimentados y ---
checa que estos hayan sido alimentados adecuadamente.

Después de calcular u obtener las propiedades físicas que_
no hayan sido suministradas como datos, hará un balance --
de calor con la intención solamente de checar que éste - -
esté comprendido dentro de un límite de error.

Ya checado el balance, calcula la Temperatura Media loga--
rítmica corregida por el factor Ft, que a su vez ha sido -
evaluado en función al número de pasos por la carcaza ó - -
bien, del número de carcazas en serie, que el programa - -
estima sean necesarias. Para llegar a esto el factor de_
corrección deberá ser mayor o igual a 0.8. En este punto_
el programa dispone de todos los parámetros necesarios - -
para el dimensionamiento del cambiador. Estos parámetros_
pueden ser alimentados como datos al programa si anterior-
mente se dispone de ideas o necesidades pre-establecidas.-
- En su defecto, el programa tomará datos que han sido - -
previamente almacenados en forma de tablas o por medio de_
correlaciones matemáticas que capacitan al programa para -
continuar en su ejecución. El programa se inicia con - --
- 0.75 de diámetro de tubos, 8 pies de longitud, y un - --
arreglo triangular.

Ya calculados y checados los puntos anteriores, el progra-
ma calculará la caída de presión por el lado de los tubos,-
y si resultara que la calculada fuera mayor que la permi--
sible, hará ciertos ajustes como el variar el número de --
pasos por los tubos hasta el mínimo, y el diámetro de la --
carcaza. Una vez cumplido el requisito por el lado de ---
los tubos, fija el espaciamiento entre mamparas al máximo_
y toma el mínimo corte de las mamparas, el cual se alimentó
como dato, para llegar así a calcular la caída de pre--
sión por el lado de la carcaza comparando nuevamente el --
valor obtenido con los permisibles.

Si éstos han excedido los valores permisibles, variará -- el espaciamiento y corte de las mamparas hasta lograr que la caída de presión esté comprendida dentro de los límites establecidos.

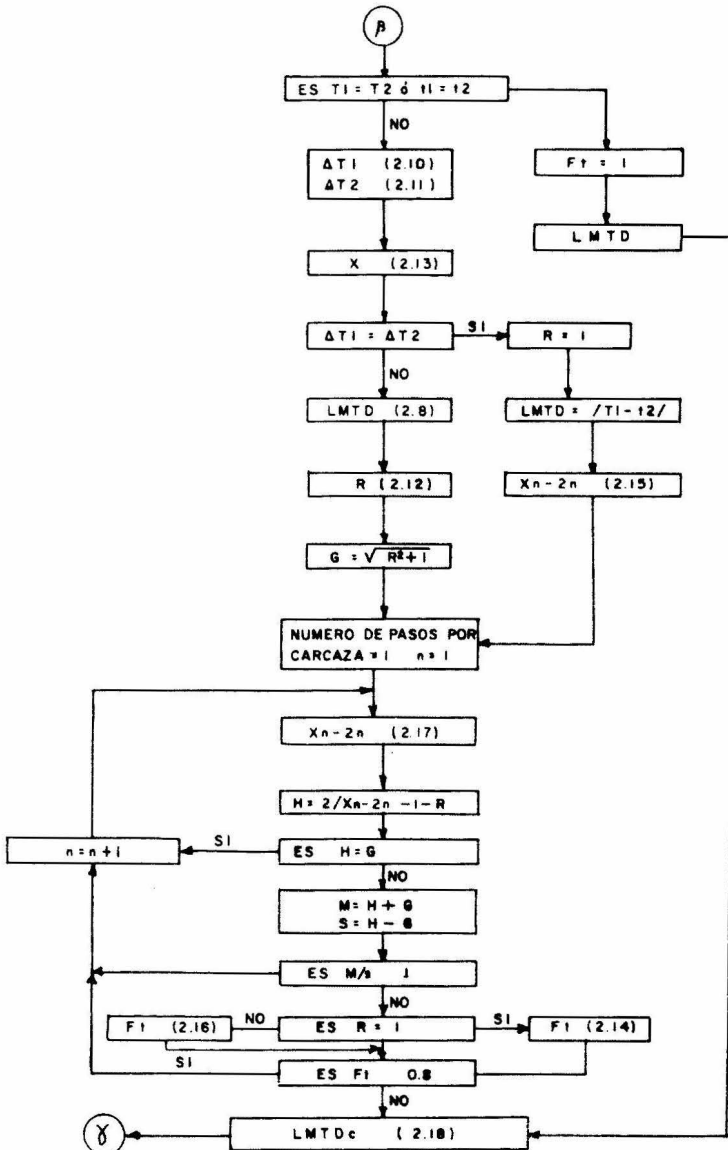
Continuará el programa calculando los coeficiente individuales de transferencia de calor, y con estos, más los factores de incrustación, calculará el area de transferencia requerida o necesaria, que se compara con la disponible.-- Si la necesaria es mayor que la disponible, el programa -- hará una serie de iteraciones hasta lograr que el area --- disponible sea mayor o igual a la requerida. En el caso - de no haberse fijado las características de los tubos, y - de haber seleccionado cabezal fijo, los resultados obtenidos se checan con los valores calculados de los factores - de incrustación. El programa tomará el siguiente juego de datos de los tubos en el supuesto caso de haberse dejado ___ libre la selección de características.

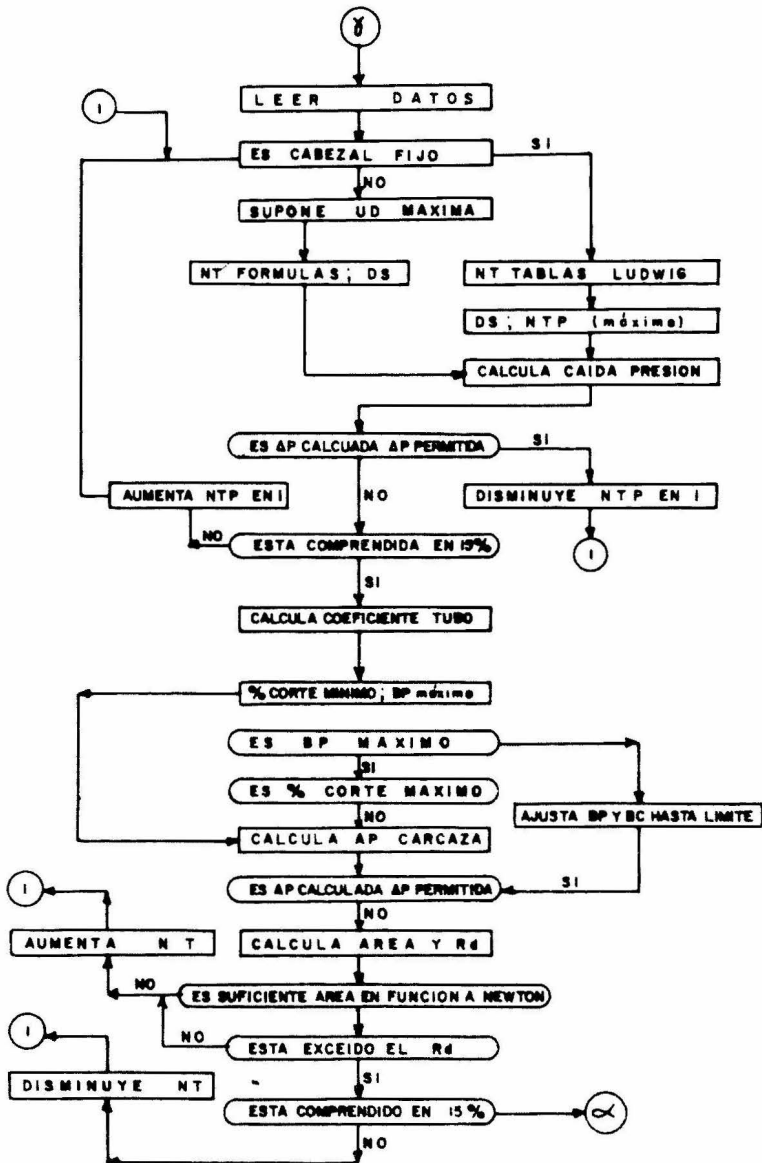
Ya una vez seleccionado el cambiador, imprimirá los resultados y tomará la siguiente caída de presión permisible -- (se alimenta como datos una caída de presión máxima y una mínima), para calcular nuevos cambiadores con una diferente caída de presión permisible.

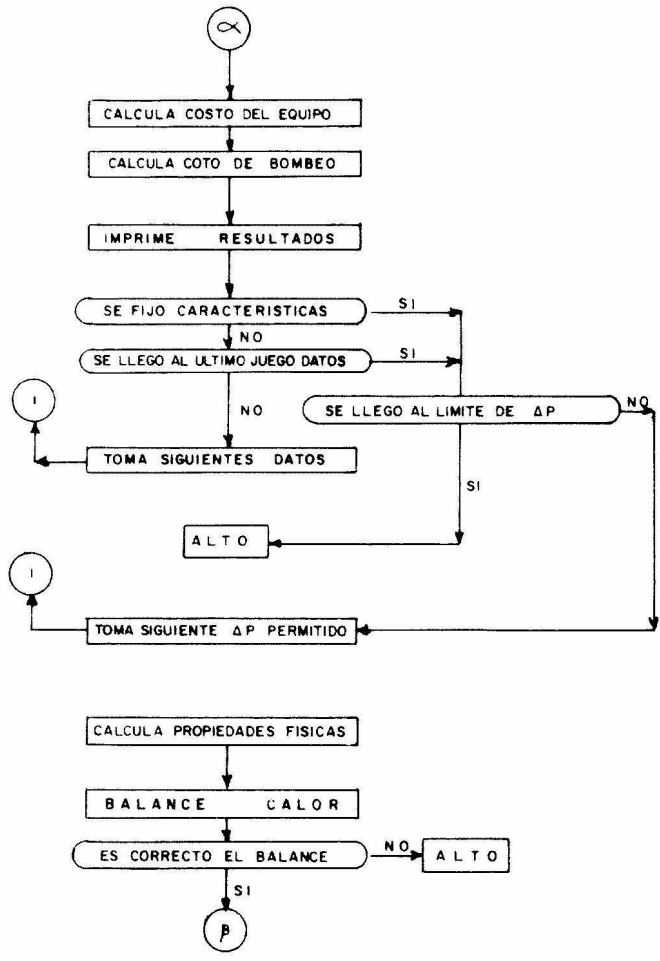
Dentro de los resultados impresos, están los costos aproximados del equipo y de bombeo, cuyos análisis se hacen -- en el Capítulo 2.

El lenguaje usado para formar el programa de computación -- fue Fortran, y se dispuso de dos máquinas computadoras, -- siendo estas una IBM-360 y una Burroughs B6700.

"DIAGRAMA DE FLUJO PARA EL CALCULO DE LMTD CORREGIDO"







ESPECIFICACION DE ENTRADA DE DATOS

TARJETA 1

TIPO DE FLUIDO

HIDROCARBURO

1

12

LOCALIZACION

□ □ □ □

23

27

SHELL O TUBOS

CONDICION

□

30

1= CALIENTE

2= FRIO

TARJETA 2

PROPIEDADES FISICAS

REPORTAR UNA DE
LAS DOS CANTIDADES

1 8
□ □ □ □ □ □ □ □

9

14

° API

S 60/60

VISCOSIDADES

15 20

□ □ □ □ □ □ □ □

Cp @

21 26

□ □ □ □ □ □ □ □

° F

27 32

□ □ □ □ □ □ □ □

Cp @

33 38

□ □ □ □ □ □ □ □

° F

TEMPERATURAS

ENTRADA

□ □ □ □ □ □ □ □

° F

39

44

SALIDA

□ □ □ □ □ □ □ □

° F

45

50

GASTO

51 62
□ □ □ □ □ □ □ □ □ □ □ □ □ □

lb / Hr.

FACTORES

INCRUSTACION

63 66
□ □ □ □ □ □ □ □

FRACCION CALORICA

67 70
□ □ □ □ □ □ □ □

CAIDA DE PRESION PERMISIBLES

MAXIMA

□ □ □ □ □ □ □ □

71

74

MINIMA

□ □ □ □ □ □ □ □

75

78

PSI

NOTA : LOS PUNTOS SON FLOTANTES

TESIS PROFESIONAL
 U. N. A. M.
 jose luis vlesca g.

TARJETA 1

TIPO DE FLUIDO

1 16

LOCALIZACION

23 27

CONDICION

30

SHELL Ó
 TUBOS

1 = CALIENTE
 2 = FRIO

TARJETA 2

PROPIEDADES FISICA

DENSIDAD RELATIVA 1 6 a T PROMEDIO °F

CALOR ESPECIFICO 7 12 B T U / lb °F

CONDUCTIVIDAD TERMICA 13 18 B T U / Hr ft² (°F/ft)

ENTRADA SALIDA

TEMPERATURA 19 24 °F 25 30 °F

VISCOSIDAD 31 36 lb / Hr ft

GASTO

37 48 lb / Hr

FACTOR DE INCRUSTACION

49 54 Hr ft² °F / BTU

CAIDAS DE PRESION PERMISIBLES

MAXIMA MINIMA

55 60 61 66

TESIS PROFESIONAL
 U. N. A. M.
 JOSE LUIS VIESCA G.

NOTA: LOS PUNTOS SON FLOTANTES

TIPO DE FLUIDO

LOCALIZACION

CONDICION

1 SOLUCION CONCENTRADA 20 30

SHELL o 1= CALIENTE
TUBOS 2= FRIO

PROPIEDADES FISICAS

1 5 S 60/60

VISCOSIDADES

6 10 Cp a 11 15 °F
16 20 Cp a 21 25 °F

TEMPERATURAS

ENTRADA 26 30 °F SALIDA 31 35 °F

CASTO

36 47 lb/Hr.

FACTOR INCRUSTACION

48 53

CAIDAS DE PRESION

MAXIMA 54 59 MINIMA 60 65 psi

TESIS PROFESIONAL
U. N. A. M.
Jose Luis Vieasa g.

TIPO DE FLUIDO	LOCALIZACION	CONDICION
<input type="checkbox"/> GAS	<input type="checkbox"/> <input type="checkbox"/> <input type="checkbox"/> <input type="checkbox"/> <input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>
	SHELL ó TUBOS	1 = CALIENTE 2 = FRIO
PROPIEDADES FISICAS		
PRESION OPERACION	<input type="checkbox"/> ¹ <input type="checkbox"/> <input type="checkbox"/> <input type="checkbox"/> <input type="checkbox"/> ⁶	PSIG.
PESO MOLECULAR	<input type="checkbox"/> ⁷ <input type="checkbox"/> <input type="checkbox"/> <input type="checkbox"/> <input type="checkbox"/> ¹²	
FACTOR COMPRESIBILIDAD	<input type="checkbox"/> ¹³ <input type="checkbox"/> <input type="checkbox"/> <input type="checkbox"/> <input type="checkbox"/> ¹⁸	Hr-ft ² -F/BTU
CALOR ESPECIFICO	<input type="checkbox"/> ¹⁹ <input type="checkbox"/> <input type="checkbox"/> <input type="checkbox"/> <input type="checkbox"/> ²⁴	BTU/lb° F
CONDUCTIVIDAD	<input type="checkbox"/> ²⁵ <input type="checkbox"/> <input type="checkbox"/> <input type="checkbox"/> <input type="checkbox"/> ³⁰	BTU/Hr-ft ² (°F/ft)
VISCOSIDAD	<input type="checkbox"/> ³¹ <input type="checkbox"/> <input type="checkbox"/> <input type="checkbox"/> <input type="checkbox"/> ³⁶	lb / Hr-ft
TEMPERATURAS		
	ENTRADA	SALIDA
	<input type="checkbox"/> ³⁷ <input type="checkbox"/> <input type="checkbox"/> <input type="checkbox"/> <input type="checkbox"/> ⁴²	<input type="checkbox"/> ⁴³ <input type="checkbox"/> <input type="checkbox"/> <input type="checkbox"/> <input type="checkbox"/> ⁴⁸
		° F
GASTO	<input type="checkbox"/> ⁴⁹ <input type="checkbox"/> <input type="checkbox"/> <input type="checkbox"/> <input type="checkbox"/> <input type="checkbox"/> <input type="checkbox"/> <input type="checkbox"/> <input type="checkbox"/> <input type="checkbox"/> <input type="checkbox"/> <input type="checkbox"/> <input type="checkbox"/> <input type="checkbox"/> <input type="checkbox"/> ⁶⁰	lb / Hr
CAIDAS DE PRESION		
	MAXIMA	MINIMA
	<input type="checkbox"/> ⁶¹ <input type="checkbox"/> <input type="checkbox"/> <input type="checkbox"/> <input type="checkbox"/> ⁶⁶	<input type="checkbox"/> ⁶⁷ <input type="checkbox"/> <input type="checkbox"/> <input type="checkbox"/> <input type="checkbox"/> ⁷²
		psi
TESIS PROFESIONAL		
U. N. A. M. jose luis viecga g.		

CAPITULO 4

"CONCLUSIONES Y PRUEBAS AL PROGRAMA"

Los resultados que se obtuvieron fueron lo bastante satisfactorios y significativos para cumplir con el objetivo -- principal de este trabajo.

Se analizaron, en el transcurso de pruebas al programa, -- varios casos, de los cuales se incluyen siete diferentes -- ejemplos para mostrar sus variantes e irregularidades.

El primero de los casos fue el dimensionamiento de un -- intercambiador de calor el cual maneja por dentro y fuera -- de los tubos soluciones diluidas. Es verdaderamente notoria la disminución del area de transferencia a medida -- que la caída de presión aumenta, hasta llegar a un punto -- donde, aún aumentando la caída de presión el area se mantiene constante. En las hojas de datos y resultados adjuntas, se nota que el costo del equipo disminuye, a la vez -- que el costo por bombeo aumenta. Su representación gráfica se muestra en la figura No. 1

Para el segundo y tercer casos, se analizaron intercambiadores manejando dos tipos diferentes de hidrocarburos con -- distintos °API. La diferencia entre ambos estriba en el -- arreglo geométrico de los tubos, siendo uno triangular -- y el otro cuadrado. En ambos casos se vuelve a notar la -- disminución de area y costo del equipo, a medida que la -- caída de presión permisible aumenta. Para el caso de arreglo triangular, se le permitió al programa variar la caída de presión hasta un máximo de 50 psi, no llegando al punto en que el area empieza a ser constante ó a marcar ciertas -- desviaciones. Para el arreglo cuadrado, la máxima caída --

- - de presión fue de 80 psi, llegando ésta a mantener - - para ciertos incrementos el area constante y volver a disminuir en los puntos del límite máximo. Las gráficas muestran estos dos ejemplos. Fig. No. 2 y No. 3.

El cuarto caso fue el dimensionamiento de un cambiador --- llevando un gas por el lado de la carcaza, para ser enfriado por agua, la cual se maneja por el lado de los tubos. - - Se aprecia otra vez la disminución en el area y el incremento del costo por bombeo, más no lo suficientemente marcada esto es debido a que el coeficiente del gas no sufre cambios muy significativos. Este ejemplo está graficado - en la figura No. 4.

El quinto de los ejemplos fue el correspondiente a un hidrocarburo enfriado por medio de agua. Este caso muestra muchas irregularidades, ya que el area disminuye y aumenta en cada incremento de caída de presión permisible, - -- acabando por ir aumentando su area a medida que la presión aumenta; mostrándose este ejemplo en la figura No. 5

El sexto caso fue idéntico al pasado, con la excepción --- de que se usó un arreglo geométrico diferente. En este no se notaron tantas irregularidades como en el pasado, sino que el area disminuye en los primeros incrementos, y volviendo a aumentar a lo largo de los últimos incrementos -- posibles de caída de presión.

El último de los casos fue referente a un cambiador manejando una solución concentrada por la carcaza y por los -- tubos vapor de agua. Este muestra un ligero aumento en el area en el primer incremento, manteniéndose constante - para los demás valores.

Las figuras 6 y 7, muestran los dos últimos casos analizados.

Se puede concluir por último, que en ciertos casos el area -- llega a un límite mínimo, debido a que los coeficientes -- individuales no aumentan más su valor, manteniéndose - ---

-- constantes y predominando ya sea alguno de ellos --
 -- ó el área de transferencia mínima para transferir cierta
 cantidad de calor especificada.

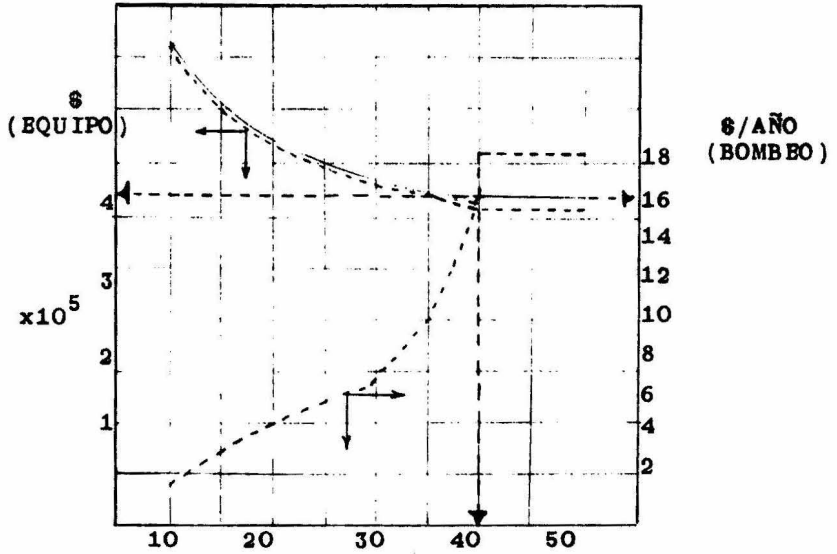
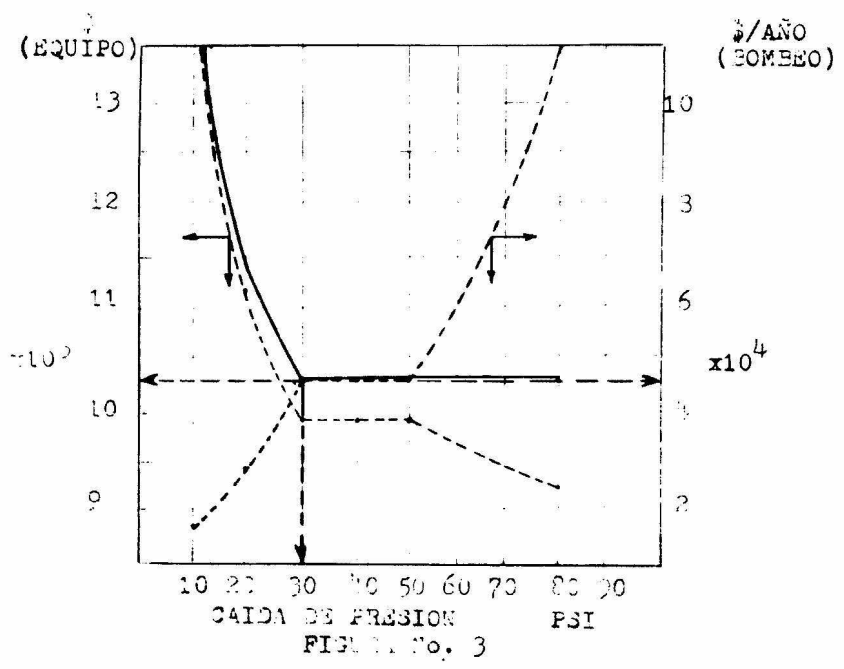
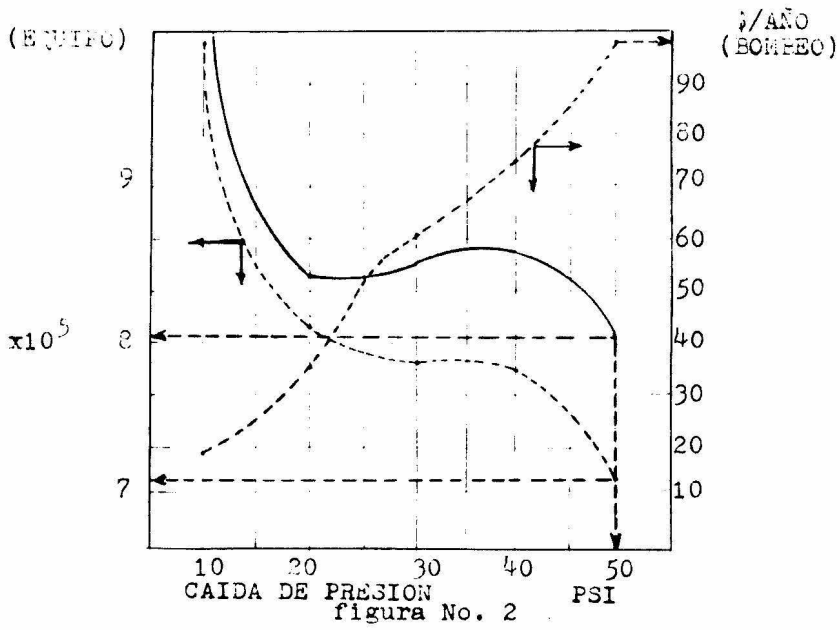


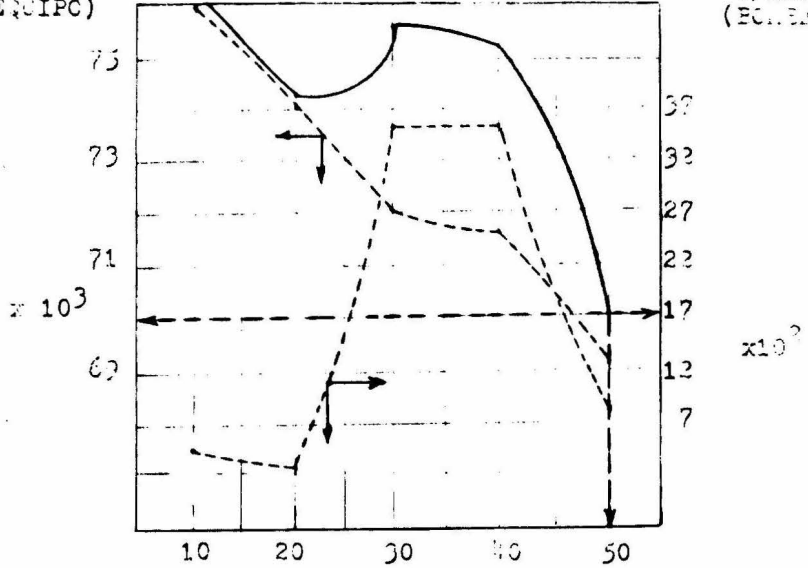
FIGURA No. 1

CAIDA DE
PRESION PSI



↓
(EQUIPO)

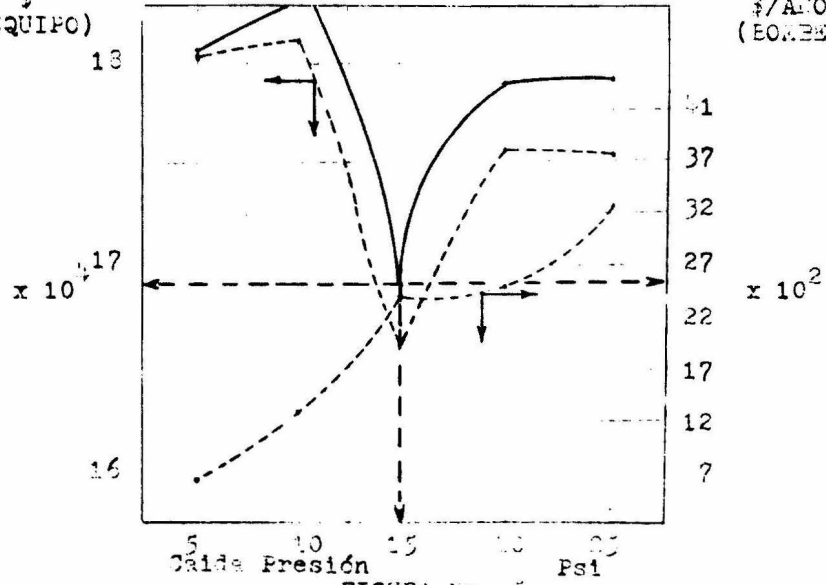
↓/AÑO
(EQUIPO)



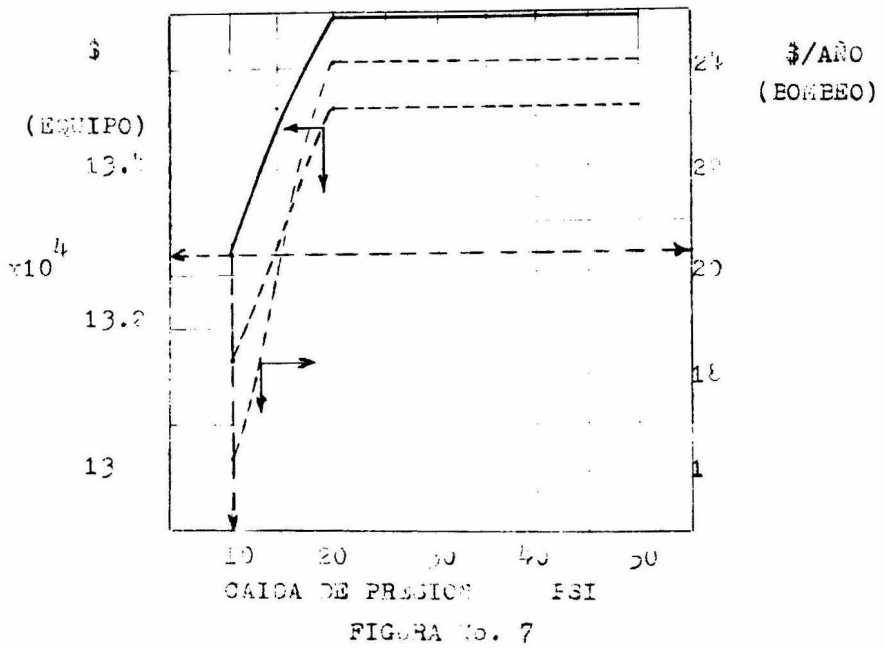
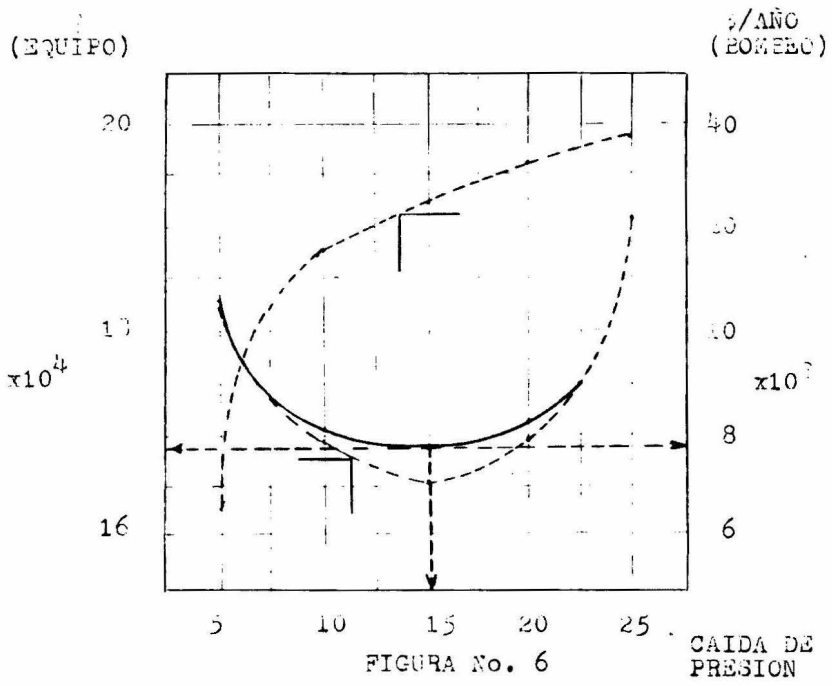
CAIDA DE PRESION PSI
FIGURA No. 4

↓
(EQUIPO)

↓/AÑO
(EQUIPO)



Caída Presión Psi
FIGURA No. 5



I	-----I			
I				I
I				I
I				I
I	TAMANO	28.00"20	CARCAZAS/UNIDAD	3
I	SUPERFICIE/CARCAZA	1046.70	CARCAZAS SERIE	3
I	SUPERFICIE/UNIDAD	3140.09	CARCAZAS PARALELO	1
I	-----I			
I			CARCAZA	TURBO
I				
I	TIPO DE FLUJO	SOLUCION DILUIDA	SOLUCION DILUIDA	
I		*	*	
I	FLUJO	LE/HR	60000.00	168000.00
I	TOTAL	LB/HR	60000.00	168000.00
I	VAPOR	LB/HR	0.00	0.00
I	VAPOR CONDENSADO	LB/HR	0.00	0.00
I	-----I			
I	LENSIDAD RELATIVA	*	0.7900	1.0700
I	VISCOSIDAD	LL/HR*FT	0.484	2.057
I	PESO MOLECULAR	*	0.00	0.00
I	CALOR ESPECIFICO	BTU/LB-F	0.5700	0.5100
I	CONDUC.TERMICA	BTU/HR*FT ² (F/FT)	0.0950	0.0980
I	CALOR LATENTE	BTU/LB	0.0	0.0
I	TEMPERATURA CALORICA	F	175.00	120.00
I	-----I			
I	TEMPERATURA ENTRADA	F	250.00	90.00
I	TEMPERATURA SALIDA	F	100.00	150.00
I	PRESION OPERACION	PSIG	0.00	0.00
I	-----I			
I	NUMERO DE PASOS/CARCAZA	*	1	2
I	VELOCIDAD	FT/SEG	1.12	1.36
I	CAIDA PRESION CALC/PERH.	PSI	8.12/10.00	1.24/10.00
I	FACTOR DE INCrustACION	*	0.0020	0.0020
I	FACTOR INCrustACION CALC.TOTAL	*	0.0040	
I	-----I			
I	CALOR TRANSFERIDO	BTU/HR	5140800.00	
I	LMTD CORREGIDO	F	34.20	
I	COEFICIENTE DE DISEÑO	*	47.88	
I	COEFICIENTE LIMPIO	*	59.22	
I	-----I			
I	NUMERO DE TUBOS	*	199	
I	DIAMETRO EXTERIOR	IN	1.0000	
I	LONGITUD	FT	20	
I	BWC	*	12	
I	PITCH	*	1.2500	
I	ARREGLO GEOMETRICO HAZ TUBOS	*	CUADRADO	
I	DIAMETRO DE LA CARCAZA	IN	28.00	
I	NUMERO DE BAFLES	*	39	
I	PORCIENTO DE CORTE	*	0.200	
I	SEPARACION ENTRE BAFLES	IN	5.910	
I	MATERIAL CARCAZA	*	CS	
I	MATERIAL TUBOS	*	ADMITY	
I	-----I			
I				
I				
I	COSTO APROXIMADO EQUIPO	*	461747.	
I	COSTO APROXIMADO BOMBEO	*	1524.5	
I	-----I			

I	TAMANO	22.00*20	CARCAZAS/UNIDAD	3
I	SUPERFICIE/CARCAZA	810.53	CARCAZAS SERIE	3
I	SUPERFICIE/UNIDAD	2431.59	CARCAZAS PARALELO	1

			CDRAZA	TUBOS
I	I TIPO DE FLUIDO		SOLUCION DILUIDA	SOLUCION DILUIDA
I			*	*
I	FLUJO	LB/HR	60000.00	168000.00
I	TOTAL	LB/HR	60000.00	168000.00
I	VAPOR	LB/HR	0.00	0.00
I	VAPOR CONDENSADO	LB/HR	0.00	0.00

I	DENSIDAD RELATIVA		0.7900	1.0700
I	VISCOSIDAD	LB/HR*FT	0.484	2.057
I	PESO MOLECULAR		0.00	0.00
I	CALDR ESPECIFICO	BTU/LB*F	0.5700	0.5100
I	CONDC. TERMICA	BTU/HR*FT ² (F/FT)	0.0950	0.0980
I	CALDR LATENTE	BTU/LB	0.0	0.0
I	TEMPERATURA CALDRICA	F	175.00	120.00

I	TEMPERATURA ENTRADA	F	250.00	90.00
I	TEMPERATURA SALIDA	F	100.00	150.00
I	PRESION OPLRACION	PSIG	0.00	0.00

I	NUMERO DE PASOS/CARCAZA		1	2
I	VELOCIDAD	FT/SEG	1.78	2.36
I	CAIDA PRESION CALC/PERM.	PSI	18.57/20.00	3.37/20.00
I	FACTOR DE INCRUSTACION		0.0020	0.0020
I	FACTOR INCRUSTACION CALC.TOTAL		0.0040	

I	CALDR TRANSFERIDO	BTU/HR	5140800.00	
I	LMTD CORREGIDO	F	34.20	
I	COEFICIENTE DE DISENO		61.83	
I	COEFICIENTE LIMPIO		82.14	

I	NUMERO DE TUBOS		154	
I	DIAMETRO EXTERIOR	IN	1.0000	
I	LONGITUD	FT	20	
I	BWC		12	
I	PITCH		1.2500	
I	ARREGLO GEOMETRICO HAZ TUBOS		CUADRADO	
I	DIAMETRO DE LA CARCAZA	IN	22.00	
I	NUMERO DE BAFLES		53	
I	PORCIENTO DE CORTE		0.200	
I	SEPARACION ENTRE BAFLES	IN	4.378	
I	MATERIAL CARCAZA		CS	
I	MATERIAL TUBOS		ADHLTY	

I	COSTU APROXIMADO EQUIPO		367432.	
I	COSTU APROXIMADO BOMBEU		3641.2	

I	-----I				I
I					I
I					I
I					I
I	TAMANO	20.00=20	CARCAZAS/UNIDAD	3	I
I	SUPERFICIE/CARCAZA	649.95	CARCAZAS SERIE	3	I
I	SUPERFICIE/UNIDAD	1949.85	CARCAZAS PARALELO	1	I
I	-----I				I
I			CORAZA	TUBOS	I
I					I
I	TIPO DE FLUIDO		SOLUCION DILUIDA	SOLUCION DILUIDA	I
I			*	*	I
I	FLUJO	LB/HR	* 60000.00	* 168000.00	I
I	TOTAL	LB/HR	* 60000.00	* 168000.00	I
I	VAPOR	LB/HR	* 0.00	* 0.00	I
I	VAPOR CONDENSADO	LB/HR	* 0.00	* 0.00	I
I	-----I				I
I	DENSIDAD RELATIVA		* 0.7900	* 1.0700	I
I	VISCOSIDAD	LB/HR=FT	* 0.484	* 2.057	I
I	PESO MOLECULAR		* 0.00	* 0.00	I
I	CALOR ESPECIFICO	BTU/LB=F	* 0.5700	* 0.5100	I
I	CONDUCCION TERMICA	BTU/HRFT ² (F/FT)	* 0.0950	* 0.0980	I
I	CALOR LATENTE	BTU/LB	* 0.0	* 0.0	I
I	TEMPERATURA CALORICA	F	* 175.00	* 120.00	I
I	-----I				I
I	TEMPERATURA ENTRADA	F	* 250.00	* 90.00	I
I	TEMPERATURA SALIDA	F	* 100.00	* 150.00	I
I	PRESION OPERACION	PSIG	* 0.00	* 0.00	I
I	-----I				I
I	NUMERO DE PASOS/CARCAZA		* 1	* 4	I
I	VELOCIDAD	FT/SEG	* 2.09	* 6.00	I
I	CAIDA PRESION CALC/PERM.	PSI	* 22.71/40.00	* 37.70/40.00	I
I	FACTOR DE INCRUSTACION		* 0.0020	* 0.0020	I
I	FACTOR INCRUSTACION CALC.TOTAL		* 0.0040	*	I
I	-----I				I
I	CALOR TRANSFERIDO	BTU/HR	* 5140800.00		I
I	LMTD CORREGIDO	F	* 34.20		I
I	COEFICIENTE DE DISENO		* 77.10		I
I	COEFICIENTE LIMPIO		* 111.48		I
I	-----I				I
I	NUMERO DE TUBOS		* 124		I
I	DIAMETRO EXTERIOR	IN	* 1.0000		I
I	LONGITUD	FT	* 20		I
I	BWG		* 12		I
I	PITCH		* 1.2500		I
I	ARREGLO GEOMETRICO HAZ TUBOS		* CUADRADO		I
I	DIAMETRO DE LA CARCAZA	IN	* 20.00		I
I	NUMERO DE BAFLES		* 62		I
I	PORCIENTO DE CORTE		* 0.200		I
I	SEPARACION ENTRE BAFLES	IN	* 3.752		I
I	MATERIAL CARCAZA		* CS		I
I	MATERIAL TUBOS		* ADMLTY		I
I	-----I				I
I					I
I	COSTO APROXIMADO EQUIPO		* 303302.		I
I	COSTO APROXIMADO BOMBEO		* 14350.4		I
I	-----I				I

TAMANO	34.00-20	CARCAZAS/UNIDAD	3
SUPERFICIE/CARCAZA	2373.75	CARCAZAS SERIE	1
SUPERFICIE/UNIDAD	7121.25	CARCAZAS PARALELO	3
		CORAZA	TUBOS
TIPO DE FLUIDO		HIDROCARBURO	HIDROCARBURO
FLUJO	LB/HR	*	*
TOTAL	LB/HR	383064.00	675198.00
VAPOR	LB/HR	0.00	0.00
VAPOR CONDENSADO	LB/HR	0.00	0.00
DENSIDAD RELATIVA		0.8731	0.8528
VISCOSIDAD	LB/HR-FT	54.549	12.863
PESO MOLECULAR		0.00	0.00
CALOR ESPECIFICO	BTU/LB-F	0.5079	0.4704
CONDUC. TERMICA	BTU/HRFT ² (F/FT)	0.0675	0.0754
CALOR LATENTE	BTU/LB	0.0	0.0
TEMPERATURA CALORICA	F	233.60	115.60
TEMPERATURA ENTRADA	F	284.00	96.00
TEMPERATURA SALIDA	F	200.00	145.00
PRESION OPERACION	PSIG	150.00	150.00
NUMERO DE PASOS/CARCAZA		1	2
VELOCIDAD	FT/SEG	3.53	3.94
CAIDA PRESION CALC/PERM.	PSI	7.28/10.00	8.86/10.00
FACTOR DE INCRUSTACION		0.0050	0.0020
FACTOR INCRUSTACION CALC. TOTAL		0.0070	*
CALOR TRANSFERIDO	BTU/HR	16344015.47	
LMTD CORREGIDO	F	114.71	
COEFICIENTE DE DISEÑO		20.01	
COEFICIENTE LIMPIO		23.27	
NUMERO DE TUBOS		453	
DIAMETRO EXTERIOR	IN	1.0000	
LONGITUD	FT	20	
BWG		12	
PITCH		1.2500	
ARREGLO GEOMETRICO HAZ TUBOS		TRIANGULAR	
DIAMETRO DE LA CARCAZA	IN	34.00	
NUMERO DE BAFLES		17	
PORCIENTO DE CORTE		0.200	
SEPARACION ENTRE BAFLES	IN	13.133	
MATERIAL CARCAZA		CS	
MATERIAL TUBOS		ADHLY	
COSTO APROXIMADO EQUIPO		991722.	
COSTO APROXIMADO BOMBEO		19157.7	

TAMANO	30.00*20	CARCAZAS/UNIDAD	3
SUPERFICIE/CARCAZA	1918.26	CARCAZAS SERIE	1
SUPERFICIE/UNIDAD	5754.77	CARCAZAS PARALELO	3
		CURAZA	TUBOS
TIPO DE FLUIDO		HIDROCARBURO	HIDROCARBURO
FLUJO	LB/HR	*	*
TOTAL	LB/HR	383064.00	675198.00
VAPOR	LB/HR	0.00	0.00
VAPOR CONDENSADO	LB/HR	0.00	0.00
DENSIDAD RELATIVA		0.8731	0.8528
VISCOSIDAD	LB/HR-FT	54.549	12.863
PESO MOLECULAR		0.00	0.00
CALOR ESPECIFICO	BTU/LB-F	0.5079	0.4704
CONDUC.TERMICA	BTU/HRFT2(F/FT)*	0.0675	0.0754
CALOR LATENTE	BTU/LB	0.0	0.0
TEMPERATURA CALORICA	F	233.60	115.60
TEMPERATURA ENTRADA	F	284.00	96.00
TEMPERATURA SALIDA	F	200.00	145.00
PRESION OPERACION	PSIG	150.00	150.00
NUMERO DE PASOS/CARCAZA		1	2
VELOCIDAD	FT/SEG	4.83	5.19
CAIDA PRESION CALC/PERM.	PSI	16.84/20.00	14.26/20.00
FACTOR DE INCRUSTACION		0.0050	0.0020
FACTOR INCRUSTACION CALC.TOTAL		0.0070	
CALOR TRANSFERIDO	BTU/HR	16344015.47	
LMTD CORREGIDO	F	114.71	
COEFICIENTE DE DISENO		24.76	
COEFICIENTE LIMPIO		29.95	
NUMERO DE TUBOS		366	
DIAMETRO EXTERIOR	IN	1.0000	
LONGITUD	FT	20	
BWG		12	
PITCH		1.2500	
ARREGLO GEOMETRICO HAZ TUBOS		TRIANGULAR	
DIAMETRO DE LA CARCAZA	IN	30.00	
NUMERO DE BAFLES		22	
PORCIENTO DE CORTE		0.200	
SEPARACION ENTRE BAFLES	IN	10.278	
MATERIAL CARCAZA		CS	
MATERIAL TUBOS		ADMLTY	
COSTO APROXIMADO EQUIPO		809815.	
COSTO APROXIMADO BUMBEU		35063.5	

I	-----				I
I					I
I					I
I					I
I	TAMANO	38.00*20	CARCAZAS/UNIDAD	2	I
I	SUPERFICIE/CARCAZA	2798.36	CARCAZAS SERIE	1	I
I	SUPERFICIE/UNIDAD	5596.72	CARCAZAS PARALELO	2	I
I	-----				I
I			CARCAZA	TUBOS	I
I					I
I	TIPO DE FLUIDO		HIDROCARBURO	HIDROCARBURO	I
I			*	*	I
I	FLUJO	LB/HR	* 383064.00	* 675198.00	I
I	TOTAL	LB/HR	* 383064.00	* 675198.00	I
I	VAPOR	LB/HR	* 0.00	* 0.00	I
I	VAPOR CONDENSADO	LB/HR	* 0.00	* 0.00	I
I	-----				I
I	DENSIDAD RELATIVA		* 0.8731	* 0.8528	I
I	VISCOSIDAD	LB/HR-FT	* 54.549	* 12.863	I
I	PESO MOLECULAR		* 0.00	* 0.00	I
I	CALOR ESPECIFICO	BTU/LB-F	* 0.5079	* 0.4704	I
I	CONDUC. TERMICA	BTU/HR-FT ² (F/FT)*	* 0.0675	* 0.0754	I
I	CALOR LATENTE	BTU/LB	* 0.0	* 0.0	I
I	TEMPERATURA CALORICA	F	* 233.60	* 115.60	I
I	-----				I
I	TEMPERATURA ENTRADA	F	* 284.00	* 96.00	I
I	TEMPERATURA SALIDA	F	* 200.00	* 145.00	I
I	PRESION OPERACION	PSIG	* 150.00	* 150.00	I
I	-----				I
I	NUMERO DE PASOS/CARCAZA		* 1	* 4	I
I	VELOCIDAD	FT/SEG	* 3.82	* 6.31	I
I	CAIDA PRESION CALC/PERM.	PSI	* 23.89/30.00	* 27.76/30.00	I
I	FACTOR DE INCRUSTACION		* 0.0050	* 0.0020	I
I	FACTOR INCRUSTACION CALC.TOTAL		* 0.0070	*	I
I	-----				I
I	CALOR TRANSFERIDO	BTU/HR	* 16344015.47		I
I	LMTD CORREGIDO	F	* 114.71		I
I	COEFICIENTE DE DISEÑO		* 25.46		I
I	COEFICIENTE LIMPIO		* 30.98		I
I	-----				I
I	NUMERO DE TUBOS		* 534		I
I	DIAMETRO EXTERIOR	IN	* 1.0000		I
I	LONGITUD	FT	* 20		I
I	BWG		* 12		I
I	PITCH		* 1.2500		I
I	ARREGLO GEOMETRICO HAZ TUBOS		* TRIANGULAR		I
I	DIAMETRO DE LA CARCAZA	IN	* 38.00		I
I	NUMERO DE BAFLES		* 29		I
I	PORCIENTO DE CURTE		* 0.20		I
I	SEPARACION ENTRE BAFLES IN		* 7.800		I
I	MATERIAL CARCAZA		* CS		I
I	MATERIAL TUBOS		* ADMLTY		I
I	-----				I
I	COSTO APROXIMADO EQUIPO		* 788776.		I
I	COSTO APROXIMADO BOMBEO		* 60951.4		I
I	-----				I

I	-----				I
I					I
I					I
I					I
I	TAMANO	34.00"20	CARCAZAS/UNIDAD	2	I
I	SUPERFICIE/CARCAZA	2485.25	CARCAZAS SERIE	1	I
I	SUPERFICIE/UNIDAD	4970.51	CARCAZAS PARALELO	2	I
I	-----				I
I			CORAZA	TUBOS	I
I					I
I	TIPO DE FLUIDO		HIDROCARBURO	HIDROCARBURO	I
I			*	*	I
I	FLUJO	LB/HR	383064.00	675198.00	I
I	TOTAL	LB/HR	383064.00	675198.00	I
I	VAPOR	LB/HR	0.00	0.00	I
I	VAPOR CONDENSADO	LB/HR	0.00	0.00	I
I	-----				I
I	DENSIDAD RELATIVA		0.8731	0.8528	I
I	VISCOSIDAD	LB/HR-FT	54.549	12.863	I
I	PESO MOLECULAR		0.00	0.00	I
I	CALOR ESPECIFICO	BTU/LB-F	0.5079	0.4704	I
I	CONDUC.TERMICA	BTU/HRFT2(F/FT)*	0.0675	0.0754	I
I	CALOR LATENTE	BTU/LB	0.0	0.0	I
I	TEMPERATURA CALORICA	F	233.60	115.60	I
I	-----				I
I	TEMPERATURA ENTRADA	F	284.00	98.00	I
I	TEMPERATURA SALIDA	F	200.00	145.00	I
I	PRESION OPERACION	PSIG	150.00	150.00	I
I	-----				I
I	NUMERO DE PASOS/CARCAZA		1	4	I
I	VELOCIDAD	FT/SEG	4.80	8.09	I
I	CAIDA PRESION CALC/PLRM.	PSI	41.98/50.00	42.93/50.00	I
I	FACTOR DE INCRUSTACION		0.0050	0.0020	I
I	FACTOR INCRUSTACION CALC.TOTAL		0.0070		I
I	-----				I
I	CALOR TRANSFERIDO	BTU/HR	16344015.47		I
I	LMTD CORREGIDO	F	114.71		I
I	COEFICIENTE DE DISENO		28.67		I
I	COEFICIENTE LIMPIO		35.86		I
I	-----				I
I	NUMERO DE TUBOS		474		I
I	DIAMETRO EXTERIOR	IN	1.0000		I
I	LONGITUD	FT	20		I
I	BWG		12		I
I	PITCH		1.2500		I
I	ARREGLO GEOMETRICO HAZ TUBOS		TRIANGULAR		I
I	DIAMETRO DE LA CARCAZA	IN	34.00		I
I	NUMERO DE BAFLES		33		I
I	PORCIENTO DE CURTE		0.200		I
I	SEPARACION ENTRE BAFLES	IN	6.953		I
I	MATERIAL CARCAZA		CS		I
I	MATERIAL TUBOS		ADHLY		I
I	-----				I
I					I
I	COSTO APROXIMADO EQUIPO		705413.		I
I	COSTO APROXIMADO BOMBEU		98390.4		I
I	-----				I

I	-----				I
I					I
I					I
I					I
I	TAMANO	36.00*20	CARCAZAS/UNIDAD	3	I
I	SUPERFICIE/CARCAZA	2690.83	CARCAZAS SERIE	1	I
I	SUPERFICIE/UNIDAD	8072.48	CARCAZAS PARALELO	3	I
I	-----				I
I			CORAZA	TUBOS	I
I					I
I	TIPO DE FLUIDO		HIDROCARBURO	HIDROCARBURO	I
I			*	*	I
I	FLUJO	LB/HR	* 383064.00	* 675198.00	I
I	TOTAL	LB/HR	* 383064.00	* 675198.00	I
I	VAPOR	LB/HR	* 0.00	* 0.00	I
I	VAPOR CONDENSADO	LB/HR	* 0.00	* 0.00	I
I	-----				I
I	DENSIDAD RELATIVA		* 0.8731	* 0.8528	I
I	VISCOSIDAD	LB/HR-FT	* 54.549	* 12.863	I
I	PESO MOLECULAR		* 0.00	* 0.00	I
I	CALOR ESPECIFICO	BTU/LB-F	* 0.5079	* 0.4704	I
I	CONDUC.TERMICA	BTU/HRFT2(F/FT)*	* 0.0675	* 0.0754	I
I	CALOR LATENTE	BTU/LB	* 0.0	* 0.0	I
I	TEMPERATURA CALORICA	F	* 233.60	* 115.60	I
I	-----				I
I	TEMPERATURA ENTRADA	F	* 284.00	* 96.00	I
I	TEMPERATURA SALIDA	F	* 200.00	* 145.00	I
I	PRESION OPERACION	PSIG	* 150.00	* 150.00	I
I	-----				I
I	NUMERO DE PASOS/CARCAZA		* 1	* 2	I
I	VELOCIDAD	FT/SEG	* 4.12	* 3.92	I
I	CAIDA PRESION CALC/PERM.	PSI	* 19.70/20.00	* 8.75/20.00	I
I	FACTOR DE INCRUSTACION		* 0.0050	* 0.0020	I
I	FACTOR INCRUSTACION CALC.TOTAL*		* 0.0070	*	I
I	-----				I
I	CALOR TRANSFERIDO	BTU/HR	* 16344015.47		I
I	LMTD CORREGIDO	F	* 114.71		I
I	COEFICIENTE DE DISENO		* 17.65		I
I	COEFICIENTE LIMPIO		* 20.14		I
I	-----				I
I	NUMERO DE TUBOS		* 513		I
I	DIAMETRO EXTERIOR	IN	* 1.0000		I
I	LUNGITUD	FT	* 20		I
I	BWG		* 12		I
I	PITCH		* 1.2500		I
I	ARREGLO GEOMETRICO HAZ TUBOS		* CUADRADO		I
I	DIAMETRO DE LA CARCAZA	IN	* 36.00		I
I	NUMERO DE BAFLES		* 29		I
I	PURCION DE CURTE		* 0.200		I
I	SEPARACION ENTRE BAFLES	IN	* 7.880		I
I	MATERIAL CARCAZA		* CS		I
I	MATERIAL TUBOS		* ADMLTY		I
I	-----				I
I	CUSTO APROXIMADO EQUIPO		* 1118351.		I
I	CUSTO APROXIMADO BOMBEO		* 29229.3		I
I	-----				I

I	-----I				I
I					I
I					I
I					I
I	TAMANU	42.00*20	CARCAZAS/UNIDAD	2	I
I	SUPERFICIE/CARCAZA	3555.70	CARCAZAS SERIE	1	I
I	SUPERFICIE/UNIDAD	7111.41	CARCAZAS PARALELU	2	I
I	-----I				I
I			CURAZA	TUBOS	I
I					I
I	TIPO DE FLUIDO		HIDROCARBURO	HIDROCARBURO	I
I			*	*	I
I	FLUJO	LB/HR	383064.00	675198.00	I
I	TOTAL	LB/HR	383064.00	675198.00	I
I	VAPOR	LB/HR	0.00	0.00	I
I	VAPOR CONDENSADO	LB/HR	0.00	0.00	I
I	-----I				I
I	DENSIDAD RELATIVA		0.8731	0.8528	I
I	VISCOSIDAD	LB/HR-FT	54.549	12.863	I
I	PESO MOLECULAR		0.00	0.00	I
I	CALOR ESPECIFICO	BTU/LB-F	0.5079	0.4704	I
I	CONDUC. TERMICA	BTU/HRFT ² (F/FT)	0.0675	0.0754	I
I	CALOR LATENTE	BTU/LB	0.0	0.0	I
I	TEMPERATURA CALORICA	F	233.60	115.60	I
I	-----I				I
I	TEMPERATURA ENTRADA	F	284.00	96.00	I
I	TEMPERATURA SALIDA	F	200.00	145.00	I
I	PRESION OPERACION	PSIG	150.00	150.00	I
I	-----I				I
I	NUMERO DE PASOS/CARCAZA		1	4	I
I	VELOCIDAD	FT/SEG	3.05	5.82	I
I	CAIDA PRESION CALC/PERM.	PSI	13.64/40.00	23.96/40.00	I
I	FACTOR DE INCRUSTACION		0.0050	0.0020	I
I	FACTOR INCRUSTACION CALC. TOTAL		0.0070		I
I	-----I				I
I	CALOR TRANSFERIDO	BTU/HR	16344015.47		I
I	LMTD CORREGIDO	F	114.71		I
I	COEFICIENTE DE DISENO		20.04		I
I	COEFICIENTE LIMPIO		23.30		I
I	-----I				I
I	NUMERO DE TUBOS		679		I
I	DIAMETRO EXTERIOR	IN	1.0000		I
I	LONGITUD	FT	20		I
I	BWG		12		I
I	PITCH		1.2500		I
I	ARREGLO GEOMETRICO HAZ TUBOS		CUADRADO		I
I	DIAMETRO DE LA CARCAZA	IN	42.00		I
I	NUMERO DE BAFLES		28		I
I	PORCIENTO DE CORTE		0.200		I
I	SEPARACION ENTRE BAFLES	IN	8.152		I
I	MATERIAL CARCAZA		CS		I
I	MATERIAL TUBOS		ADMLTY		I
I	-----I				I
I	CUSTO APROXIMADO EQUIPO		990412.		I
I	CUSTO APROXIMADO BOMBEO		46853.8		I
I	-----I				I

I	-----				I
I					I
I					I
I	TAMANO	42.00-20	CARCAZAS/UNIDAD	2	I
I	SUPERFICIE/CAJON	3555.70	CARCAZAS SERIE	1	I
I	SUPERFICIE/ANILLO	7111.41	CARCAZAS PARALELO	2	I
I	-----				I
I			CARCAZA	TUBOS	I
I					I
I	TIPO DE FLUIDO		HIDROCARBURO	HIDROCARBURO	I
I			*	*	I
I	FLUJO	LB/HR	*	383064.00	*
I	TOTAL	LB/HR	*	383064.00	*
I	VAPOR	LB/HR	*	0.00	*
I	VAPOR CONDENSADO	LB/HR	*	0.00	*
I	-----				I
I	DENSIDAD RELATIVA		*	0.8731	*
I	VISCOSIDAD	LB/HR-FT	*	54.549	*
I	PESO MOLECULAR		*	0.00	*
I	CALOR ESPECIFICO	BTU/LB-F	*	0.5079	*
I	CONDUCC. TERMICA	BTU/HKFT ² (F/FT)	*	0.0675	*
I	CALOR LATENTE	BTU/LB	*	0.0	*
I	TEMPERATURA CALORICA	F	*	233.60	*
I	-----				I
I	TEMPERATURA ENTRADA	F	*	284.00	*
I	TEMPERATURA SALIDA	F	*	200.00	*
I	PRESION OPERACION	PSIG	*	150.00	*
I	-----				I
I	NUMERO DE PASOS/CARCAZA		*	1	*
I	VELOCIDAD	FT/SEG	*	3.05	*
I	CAIDA PRESION CALC/PLRM.	PSI	*	13.64/30.00	*
I	FACTOR DE INCRUSTACION		*	0.0050	*
I	FACTOR INCRUSTACION CALC.TOTAL		*	0.0070	*
I	-----				I
I	CALOR TRANSFERIDO	BTU/HR	*	16344015.47	*
I	LMTD CORREGIDO	F	*	114.71	*
I	COEFICIENTE DE DISENO		*	20.04	*
I	COEFICIENTE LIMPIO		*	25.30	*
I	-----				I
I	NUMERO DE TUBOS		*	679	*
I	DIAMETRO EXTERIOR	IN	*	1.0000	*
I	LONGITUD	FT	*	20	*
I	BWG		*	12	*
I	PITCH		*	1.2500	*
I	ARREGLO GEOMETRICO HAZ TUBOS		*	CUADRAU	*
I	DIAMETRO DE LA CARCAZA	IN	*	43.00	*
I	NUMERO DE BAFLES		*	28	*
I	PORCIENTO DE CORTE		*	0.200	*
I	SEPARACION ENTRE BAFLES	IN	*	8.152	*
I	MATERIAL CARCAZA		*	CS	*
I	MATERIAL TUBOS		*	ADHLY	*
I	-----				I
I					I
I	COSTO APROXIMADO EQUIPO		*	990412.	*
I	COSTO APROXIMADO BOMBEU		*	46853.8	*
I	-----				I

I	TAMAÑO	12.00-20	CARCAZAS/UNIDAD	1
I	SUPERFICIE/CARCAZA	241.65	CARCAZAS SERIE	1
I	SUPERFICIE/UNIDAD	241.65	CARCAZAS PARALELO	1

			CARCAZA	TUBOS
TIPO DE FLUIDO		GAS	AGUA	
FLUJO	LB/HR	*	9872.00	* 78500.00
TOTA	LB/HR	*	9872.00	* 78500.00
VAPOR	LB/HR	*	0.00	* 0.00
VAPOR CONDENSADO	LB/HR	*	0.00	* 0.00

DENSIDAD RELATIVA		*	0.0034	* 1.0000
VISCOSIDAD	LB/HR-FT	*	0.029	* 2.062
PESOMOLECULAR		*	0.00	* 0.00
CALCULO ESPECIFICO	BTU/LB-F	*	0.5300	* 1.0000
COND. TERMICA	BTU/HRFT ² (F/FT)	*	0.1700	* 0.3601
CALCULO LATENTE	BTU/LB	*	0.0	* 962.0
TEMPERATURA CALORICA	F	*	170.00	* 90.00

TEMPERATURA ENTRADA	F	*	245.00	* 85.00
TEMPERATURA SALIDA	F	*	95.00	* 95.00
PRESION OPERACION	PSIG	*	0.00	* 0.00

NUMERO DE PASOS/CARCAZA		*	1	* 2
VELOCIDAD	FT/SEG	*	81.68	* 4.04
CALCULO PRESION CALC/PLUM.	PSI	*	8.72/10.00	* 2.85/10.00
FACTOR DE INCRUSTACION		*	0.0020	* 0.0050
FACTOR INCRUSTACION CALC.TOTAL		*	0.0070	*

CALCULO TRANSFERIDO	BTU/HR	*	785000.00	
LIMITO CORREGIDO	F	*	43.34	
COEFICIENTE DE DISEÑO		*	74.90	
COEFICIENTE LIMPIO		*	157.72	

NUMERO DE TUBOS		*	40	
DIAMETRO EXTERIOR	IN	*	1.0000	
LONGITUD	FT	*	20	
BWG		*	12	
PITC		*	1.2500	
ÁNGULO GEOMETRICO HAZ TUBOS		*	TRIANGULAR	
DIAMETRO DE LA CARCAZA	IN	*	12.00	
NUMERO DE BAFLES		*	18	
PURCENITO DE CORTE		*	0.200	
SEPARACION ENTRE BAFLES	IN	*	12.442	
MATERIAL CARCAZA		*	CS	
MATERIAL TUBOS		*	ADMLTY	

COST APROXIMADO EQUIPO		*	73904.	
COST APROXIMADO BOMBES		*	420.5	

1	TANA	12.00-20	CARCAZAS/UNIDAD	1	
1	SUPL FICIL/CARCAZA	212.74	CARCAZAS SERIE	1	
1	SUPL FICIL/UNIDAD	212.74	CARCAZAS PARALELO	1	

			CARCAZA		TUBOS
1	TIPO DE FLUIDO		GAS		AGUA
1	FLUJO	LB/HR	*	9872.00	* 78500.00
1	TOTA	LB/HR	*	9872.00	* 78500.00
1	VAPOR	LB/HR	*	0.00	* 0.00
1	VAPOR CONDENSADO	LB/HR	*	0.00	* 0.00

1	VELOCIDAD RELATIVA		*	0.0034	* 1.0000
1	VISCOSIDAD	LB/HR-FT	*	0.029	* 2.062
1	PESO MOLECULAR		*	0.00	* 0.00
1	CALC ESPECIFICO	BTU/LB-F	*	0.5300	* 1.0000
1	COND C. TERMICA	BTU/HR-FT ² (F/FT)	*	0.1700	* 0.3601
1	CALC LATENTE	BTU/LB	*	0.0	* 962.0
1	TEMP NATURA CALORICA	F	*	170.00	* 90.00

1	TEMP NATURA ENTRADA	F	*	245.00	* 85.00
1	TEMP NATURA SALIDA	F	*	95.00	* 95.00
1	PRES DE OPERACION	PSIG	*	0.00	* 0.00

1	NUMERO DE PASOS/CARCAZA		*	1	* 4
1	VELOCIDAD	FT/SEG	*	119.00	* 8.75
1	CALC PRESION CALC/PLM.	PSI	*	29.35/30.00	* 24.06/30.00
1	FACT R DE INCORUSTACION		*	0.0020	* 0.0050
1	FACT R INCORUSTACION CALC.TOTAL		*	0.0070	* 0.0070

1	CALC TRANSFERENCIA	BTU/HR	*	785000.00	
1	LPTD CORREGIDA	F	*	43.34	
1	COEFICIENTE DE DISEÑO		*	85.14	
1	COEFICIENTE LIMPIO		*	210.70	

1	NUMERO DE TUBOS		*	40	
1	DIAM TRO EXTERIOR	IN	*	1.0000	
1	LARG TUB	FT	*	20	
1	SWG		*	12	
1	PITCH		*	1.2500	
1	ARRE LO GEOMETRICO HAZ TUBOS		*	TRIANGULAR	
1	DIAM TRO DE LA CARCAZA	IN	*	12.00	
1	NUMERO DE BAFLES		*	30	
1	PORCENTO DE CURVE		*	0.200	
1	SEPARACION ENTRE BAFLES	IN	*	7.020	
1	MATERIAL CARCAZA		*	CS	
1	MATERIAL TUBOS		*	ASHLEY	

1	COST APROXIMADO EQUIPO		*	72057.	
1	COST APROXIMADO BUNDLES		*	3540.0	

TAMAÑO	10.00-20	CARCAZAS/UNIDAD	1
SUPE FICIE/CARCAZA	191.29	CARCAZAS SERIE	1
SUPE FICIE/UNIDAD	191.29	CARCAZAS PARALELO	1
CURAZA			
TUBOS			
TIPO DE FLUIDO		GAS	AGUA
FLUJO	LB/HR	*	*
TOTA	LB/HR	*	*
VAPOR	LB/HR	*	*
VAPOR CONDENSADO	LB/HR	*	*
LENSIDAD RELATIVA		*	*
VISCOSIDAD	LB/HR-FT	*	*
PELUCULA MOLECULAR		*	*
CALCULO ESPECIFICO	BTU/LB-F	*	*
CONDENSACION TERMINICA DEFUSION/FT2(F/FT)		*	*
CALCULO LATENTE	BTU/LB	*	*
TEMPERATURA CALORIFICA	F	*	*
TEMPERATURA ENTRADA	F	*	*
TEMPERATURA SALIDA	F	*	*
PRESION OPERACION	PSIG	*	*
NUMERO DE PASOS/CARCAZA		*	*
VELOCIDAD	FT/SEG	*	*
CAIDA DE PRESION CALC/PERM.	PSI	*	*
FACTOR DE INCrustACION		*	*
FACTOR DE INCrustACION CALC.TOTAL		*	*
CALCULO TRANSFERENCIA	BTU/HR	*	*
LARGO CORREGIDO	F	*	*
COEFICIENTE DE DISEÑO		*	*
COEFICIENTE LIMPIO		*	*
NUMERO DE TUBOS		*	*
DIAMETRO EXTERIOR	IN	*	*
LARGO TUBO	FT	*	*
BWC		*	*
FITC		*	*
ARRANQUE GEOMETRICO HAZ TUBOS		*	*
DIAMETRO DE LA CARCAZA	IN	*	*
NUMERO DE BAFLES		*	*
PROPORCION DE CORTE		*	*
SEPARACION ENTRE BAFLES	IN	*	*
MATERIAL CARCAZA		*	*
MATERIAL TUBOS		*	*
COSTO APROXIMADO EQUIPO		*	*
COSTO APROXIMADO SERVIDOR		*	*

I TAMANO	18.00=20	CARCAZAS/UNIDAD	2
I SUPERFICIE/CARCAZA	518.24	CARCAZAS SERIE	2
I SUPERFICIE/UNIDAD	1036.49	CARCAZAS PARALELO	1
		CORAZA	TUBOS
I TIPO DE FLUIDO		HIDROCARBURO	AGUA
I FLUJO	LB/HR	*	*
I TOTAL	LB/HR	*	*
I VAPOR	LB/HR	*	*
I VAPOR CONDENSADO	LB/HR	*	*
I DENSIDAD RELATIVA		*	*
I VISCOSIDAD	LB/HR=FT	*	*
I PESO MOLECULAR		*	*
I CALOR ESPECIFICO	BTU/LB-F	*	*
I CONDOC.TERMICA	BTU/HRFT ² (F/FT)	*	*
I CALOR LATENTE	BTU/LB	*	*
I TEMPERATURA CALORICA	F	*	*
I TEMPERATURA ENTRADA	F	*	*
I TEMPERATURA SALIDA	F	*	*
I PRESION OPERACION	PSIG	*	*
I NUMERO DE PASOS/CARCAZA		*	*
I VELOCIDAD	FT/SEG	*	*
I CAIDA PRESION CALC/PERM.	PSI	*	*
I FACTOR DE INCRUSTACION		*	*
I FACTOR INCRUSTACION CALC.TOTAL		*	*
I CALOR TRANSFERIDO	BTU/HR	*	*
I LMTD CORREGIDO	F	*	*
I COEFICIENTE DE DISENO		*	*
I COEFICIENTE LIMPIO		*	*
I NUMERO DE TUBOS		*	*
I DIAMETRO EXTERIOR	IN	*	*
I LONGITUD	FT	*	*
I BWG		*	*
I PITCH		*	*
I ARREGLO GEOMETRICO HAZ TUBOS		*	*
I DIAMETRO DE LA CARCAZA	IN	*	*
I NUMERO DE BAFLES		*	*
I PORCIENTO DE CORTE		*	*
I SEPARACION ENTRE BAFLES	IN	*	*
I MATERIAL CARCAZA		*	*
I MATERIAL TUBOS		*	*
I COSTO APRUXIMADO EQUIPO		*	*
I COSTO APRUXIMADO BOMBEU		*	*

I	-----				I
I					I
I					I
I	TAMANU	18.00=20	CARCAZAS/UNIDAD	2	I
I	SUPERFICIE/CARCAZA	461.26	CARCAZAS SERIE	2	I
I	SUPERFICIE/UNIDAD	922.51	CARCAZAS PARALELO	1	I
I	-----				I
I			CURAZA	TUBOS	I
I					I
I	TIPO DE FLUIDO		HIDROCARBURO	AGUA	I
I			*	*	I
I	FLUJO	LB/HR	* 56705.00	* 28693.40	I
I	TOTAL	LB/HR	* 56705.00	* 28693.40	I
I	VAPOR	LB/HR	* 0.00	* 0.00	I
I	VAPOR CONDENSADO	LB/HR	* 0.00	* 0.00	I
I	-----				I
I	DENSIDAD RELATIVA		* 0.7635	* 1.0000	I
I	VISCOSIDAD	LB/HR=FT	* 1.720	* 1.861	I
I	PESU MOLECULAR		* 0.00	* 0.00	I
I	CALOR ESPECIFICO	BTU/LB=F	* 0.4950	* 1.0000	I
I	CONDUC.TERMICA	BTU/HRFT2(F/FT)*	* 0.0842	* 0.3630	I
I	CALOR LATENTE	BTU/LB	* 0.0	* 0.0	I
I	TEMPERATURA CALORICA	F	* 112.00	* 100.00	I
I	-----				I
I	TEMPERATURA ENTRADA	F	* 130.00	* 85.00	I
I	TEMPERATURA SALIDA	F	* 100.00	* 115.00	I
I	PRESION OPERACION	PSIG	* 0.00	* 0.00	I
I	-----				I
I	NUMERO DE PASOS/CARCAZA		* 1	* 8	I
I	VELOCIDAD	FT/SEG	* 2.23	* 2.74	I
I	CAIDA PRESION CALC/PERM.	PSI	* 13.17/15.00	* 10.71/15.00	I
I	FACTOR DE INCRUSTACION		* 0.0010	* 0.0030	I
I	FACTOR INCRUSTACION CALC.TOTAL		* 0.0040	* *	I
I	-----				I
I	CALOR TRANSFERIDO	BTU/HR	* 860802.00		I
I	LMTD CORREGIDO	F	* 12.03		I
I	COEFICIENTE DE DISENO		* 77.55		I
I	COEFICIENTE LIMPIO		* 112.42		I
I	-----				I
I	NUMERO DE TUBOS		* 88		I
I	DIAMETRO EXTERIOR	IN	* 1.0000		I
I	LONGITUD	FT	* 20		I
I	BWG		* 12		I
I	PITCH		* 1.2500		I
I	ARREGLO GEOMETRICO HAZ TUBOS		* TRIANGULAR		I
I	DIAMETRO DE LA CARCAZA	IN	* 18.00		I
I	NUMERO DE BAFLES		* 48		I
I	PORCIENTO DE CORTE		* 0.200		I
I	SEPARACION ENTRE BAFLES	IN	* 4.824		I
I	MATERIAL CARCAZA		* CS		I
I	MATERIAL TUBOS		* ADHLY		I
I	-----				I
I					I
I	CUSTO APROXIMADO EQUIPU		* 166541.		I
I	CUSTO APROXIMADO BUMBEU		* 2413.5		I
I	-----				I

TAMANO	16.00*20	CARCAZAS/UNIDAD	2
SUPERFICIE/CARCAZA	495.11	CARCAZAS SERIE	2
SUPERFICIE/UNIDAD	990.23	CARCAZAS PARALELO	1
		CORAZA	TUBOS
TIPO DE FLUIDO		HIDROCARBURO	AGUA
FLUJO	LB/HR	*	*
TOTAL	LB/HR	56705.00	28693.40
VAPOR	LB/HR	0.00	0.00
VAPOR CONDENSADO	LB/HR	0.00	0.00
DENSIDAD RELATIVA		0.7635	1.0000
VISCOSIDAD	LB/HR-FT	1.720	1.861
PESO MOLECULAR		0.00	0.00
CALOR ESPECIFICO	BTU/LB-F	0.4950	1.0000
CONDUCC. TERMICA	BTU/HRFT ² (F/FT)	0.0842	0.3630
CALOR LATENTE	BTU/LB	0.0	0.0
TEMPERATURA CALORICA	F	112.00	100.00
TEMPERATURA ENTRADA	F	130.00	85.00
TEMPERATURA SALIDA	F	100.00	115.00
PRESION OPERACION	PSIG	0.00	0.00
NUMERO DE PASOS/CARCAZA		1	2
VELOCIDAD	FT/SEG	2.62	0.78
CAIDA PRESION CALC/PERM.	PSI	18.26/20.00	0.28/20.00
FACTOR DE INCRUSTACION		0.0010	0.0030
FACTOR INCRUSTACION CALC.TOTAL		0.0040	*
CALOR TRANSFERIDO	BTU/HR	860802.00	
LMTD CORREGIDO	F	12.03	
COEFICIENTE DE DISENO		72.25	
COEFICIENTE LIMPIO		101.61	
NUMERO DE TUBOS		94	
DIAMETRO EXTERIOR	IN	1.0000	
LONGITUD	FT	20	
BWG		12	
PITCH		1.2500	
ARREGLO GEOMETRICO HAZ TUBOS		TRIANGULAR	
DIAMETRO DE LA CARCAZA	IN	16.00	
NUMERO DE BAFLES		37	
PORCIENTO DE CORTE		0.200	
SEPARACION ENTRE BAFLES	IN	6.221	
MATERIAL CARCAZA		CS	
MATERIAL TUBOS		ADMLTY	
COSTO APROXIMADO EQUIPO		175556.	
COSTO APROXIMADO BOMBEU		2560.9	

I	-----I				I
I					I
I					I
I					I
I	TAMANO	18.00-20	CARCAZAS/UNIDAD	2	I
I	SUPERFICIE/CARCAZA	523.26	CARCAZAS SERIE	2	I
I	SUPERFICIE/UNIDAD	1056.52	CARCAZAS PARALELO	1	I
I	-----I				I
I			CURAZA	TUBOS	I
I					I
I	TIPU DE FLUIDO		HIDROCARBURO	AGUA	I
I			*	*	I
I	FLUJO	LB/HR	* 56705.00	* 28693.40	I
I	TOTAL	LB/HR	* 56705.00	* 28693.40	I
I	VAPOR	LB/HR	* 0.00	* 0.00	I
I	VAPOR CONDENSADO	LB/HR	* 0.00	* 0.00	I
I	-----I				I
I	DENSIDAD RELATIVA		* 0.7635	* 1.0000	I
I	VISCOSIDAD	LB/HR-FT	* 1.720	* 1.861	I
I	PESO MOLECULAR		* 0.00	* 0.00	I
I	CALOR ESPECIFICO	BTU/LB-F	* 0.4950	* 1.0000	I
I	CONDUCC. TERMICA	BTU/HRFT ² (F/FT)	* 0.0842	* 0.3630	I
I	CALOR LATENTE	BTU/LB	* 0.0	* 0.0	I
I	TEMPERATURA CALORICA	F	* 112.00	* 100.00	I
I	-----I				I
I	TEMPERATURA ENTRADA	F	* 130.00	* 85.00	I
I	TEMPERATURA SALIDA	F	* 100.00	* 115.00	I
I	PRESION OPERACION	PSIG	* 0.00	* 0.00	I
I	-----I				I
I	NUMERO DE PASOS/CARCAZA		* 1	* 6	I
I	VELOCIDAD	FT/SEG	* 2.58	* 2.02	I
I	CAIDA PRESION CALC/PERM.	PSI	* 28.47/30.00	* 4.58/30.00	I
I	FACTOR DE INCRUSTACION		* 0.0010	* 0.0030	I
I	FACTOR INCRUSTACION CALC.TOTAL		* 0.0040	* *	I
I	-----I				I
I	CALOR TRANSFERIDO	BTU/HR	* 860802.00		I
I	LMTD CORREGIDO	F	* 12.03		I
I	COEFICIENTE DE DISEÑO		* 67.71		I
I	COEFICIENTE LIMPIO		* 92.87		I
I	-----I				I
I	NUMERO DE TUBOS		* 100		I
I	DIAMETRO EXTERIOR	IN	* 1.0000		I
I	LONGITUD	FT	* 20		I
I	BWG		* 12		I
I	PITCH		* 1.2500		I
I	ARREGLO GEOMETRICO HAZ TUBOS		* TRIANGULAR		I
I	DIAMETRO DE LA CARCAZA	IN	* 18.00		I
I	NUMERO DE BAFLES		* 64		I
I	PORCIENTO DE CORTE		* 0.200		I
I	SEPARACION ENTRE BAFLES	IN	* 3.637		I
I	MATERIAL CARCAZA		* CS		I
I	MATERIAL TUBOS		* ADMLTY		I
I	-----I				I
I					I
I	COSTO APROXIMADO EQUIPO		* 184381.		I
I	COSTO APROXIMADO BUMBEO		* 4217.2		I
I	-----I				I

I	TAMAÑO	18.00-20	CARCAZAS/UNIDAD	2		
I	SUPERFICIE/CARCAZA	522.14	CARCAZAS SERIE	2		
I	SUPERFICIE/UNIDAD	1044.29	CARCAZAS PARALELO	1		

			CORAZA		TUBOS	
I	TIPO DE FLUIDO		HIDROCARBURD		AGUA	
I			*	*		
I	FLUJO	LB/HR	*	56705.00	*	28693.40
I	TOTAL	LB/HR	*	56705.00	*	28693.40
I	VAPOR	LB/HR	*	0.00	*	0.00
I	VAPOR CONDENSADO	LB/HR	*	0.00	*	0.00

I	DENSIDAD RELATIVA		*	0.7635	*	1.0000
I	VISCOSIDAD	LB/HR-FT	*	1.720	*	1.861
I	PESO MOLECULAR		*	0.00	*	0.00
I	CALOR ESPECIFICO	BTU/LE-F	*	0.4950	*	1.0000
I	CONDUC. TERMICA	BTU/HRFT ² (F/FT)	*	0.0842	*	0.3630
I	CALOR LATENTE	BTU/LB	*	0.0	*	0.0
I	TEMPERATURA CALORICA	F	*	112.00	*	100.00

I	TEMPERATURA ENTRADA	F	*	130.00	*	85.00
I	TEMPERATURA SALIDA	F	*	100.00	*	115.00
I	PRESION OPERACION	PSIG	*	0.00	*	0.00

I	NUMERO DE PASOS/CARCAZA		*	1	*	4
I	VELOCIDAD	FT/SEG	*	1.71	*	1.37
I	CAIDA PRESION CALC/PERM.	PSI	*	4.10/ 5.00	*	1.51/ 5.00
I	FACTOR DE INCRUSTACION		*	0.0010	*	0.0030
I	FACTOR INCRUSTACION CALC.TOTAL		*	0.0040	*	

I	CALOR TRANSFERIDO	BTU/HR	*	860802.00		
I	LMTD CORREGIDO	F	*	12.03		
I	COEFICIENTE DE DISEÑO		*	68.51		
I	COEFICIENTE LIMPIO		*	94.37		

I	NUMERO DE TUBOS		*	99		
I	DIAMETRO EXTERIOR	IN	*	1.0000		
I	LONGITUD	FT	*	20		
I	GWG		*	12		
I	PITCH		*	1.2500		
I	ARREGLO GEOMETRICO HAZ TUBOS		*	CUADRADO		
I	DIAMETRO DE LA CARCAZA	IN	*	18.00		
I	NUMERO DE BAFLES		*	28		
I	PORCIENTO DE CORTE		*	0.200		
I	SEPARACION ENTRE BAFLES	IN	*	8.152		
I	MATERIAL CARCAZA		*	CS		
I	MATERIAL TUBOS		*	ADMITY		

I	COSTO APROXIMADO EQUIPO		*	2284406./12.5		
I	COSTO APROXIMADO BOMBEO		*	653.3		

TAMAÑO	18.00-20	CARCAZAS/UNIDAD	2
SUPERFICIE/CARCAZA	474.18	CARCAZAS SERIE	2
SUPERFICIE/UNIDAD	948.37	CARCAZAS PARALELO	1
		CORAZA	TUBOS
TIPO DE FLUIDO		HIDROCARBURO	AGUA
FLUIDO	LB/HR	*	*
TOTAL	LB/HR	56705.00	28693.40
VAPOR	LB/HR	0.00	0.00
VAPOR CONDENSADO	LB/HR	0.00	0.00
DENSIDAD RELATIVA		0.7635	1.0000
VISCOSIDAD	LB/HR-FT	1.720	1.861
PESO MOLECULAR		0.00	0.00
CALOR ESPECIFICO	BTU/LB-F	0.4950	1.0000
CONDUC. TERNICA	BTU/HRFT ² (F/FT)	0.0842	0.3630
CALOR LATENTE	BTU/LB	0.0	0.0
TEMPERATURA CALORICA	F	112.00	100.00
TEMPERATURA ENTRADA	F	130.00	85.00
TEMPERATURA SALIDA	F	100.00	115.00
PRESION OPERACION	PSIG	0.00	0.00
NUMERO DE PASOS/CARCAZA		1	6
VELOCIDAD	FT/SEG	2.02	2.13
CAIDA PRESION CALC/PERM.	PSI	9.28/10.00	5.06/10.00
FACTOR DE INCRUSTACION		0.0010	0.0030
FACTOR INCRUSTACION CALC.TOTAL		0.0040	*
CALOR TRANSFERIDO	BTU/HR	860802.00	
LMTD CORREGIDO	F	12.03	
COEFICIENTE DE DISEÑO		75.44	
COEFICIENTE LIMPIO		108.03	
NUMERO DE TUBOS		90	
DIAMETRO EXTERIOR	IN	1.0000	
LONGITUD	FT	20	
BWG		12	
PITCH		1.2500	
ARREGLO GEOMETRICO HAZ TUBOS		CUADRADO	
DIAMETRO DE LA CARCAZA	IN	18.00	
NUMERO DE BAFLES		40	
PORCIENTO DE CURTE		0.200	
SEPARACION ENTRE BAFLES	IN	5.766	
MATERIAL CARCAZA		CS	
MATERIAL TUBOS		ADMITY	
COSTO APROXIMADO EQUIPO		2124796/12.5	
COSTO APROXIMADO BOMBEO		1566.5	

I	TALLADO	10.00-20	CARCAZAS/UNIDAD	2	
I	SUPERFICIE/CARCAZA	482.41	CARCAZAS SERIE	2	
I	SUPERFICIE/UNIDAD	964.82	CARCAZAS PARALELO	1	

			CDRAZA	TUBOS	

TIPO DE FLUIDO		HIDROCARBURO		AGUA	
I	FLUJO	LB/HR	*	*	
I	TOTAL	LB/HR	*	*	28693.40
I	VAPOR	LB/HR	*	*	0.00
I	VAPOR CONDENSADO	LB/HR	*	*	0.00

I	DENSIDAD RELATIVA	*	0.7635	*	1.0000
I	VISCOSIDAD	LB/HR*FT	*	*	1.861
I	PESO MOLECULAR	*	0.00	*	0.00
I	CALOR ESPECIFICO	BTU/LB-F	*	*	1.0000
I	CONDUC.TERMICA	BTU/HR*FT ² (F/FT)*	*	*	0.3630
I	CALOR LATENTE	BTU/LB	*	*	0.0
I	TEMPERATURA CALORICA	F	*	*	100.00

I	TEMPERATURA ENTRADA	F	*	*	85.00
I	TEMPERATURA SALIDA	F	*	*	115.00
I	PRESION OPERACION	PSIG	*	*	0.00

I	NUMERO DE PASOS/CARCAZA	*	1	*	8
I	VELOCIDAD	FT/SEG	*	*	2.84
I	CAIDA PRESION CALC/PERM.	PSI	*	*	11.45/25.00
I	FACTOR DE INCRUSTACION	*	0.0010	*	0.0030
I	FACTOR INCRUSTACION CALC.TOTAL	*	0.0040	*	

I	CALOR TRANSFERIDO	BTU/HR	*	*	860802.00
I	LMTD CORREGIDO	F	*	*	12.03
I	COEFICIENTE DE DISEÑO	*	74.15	*	
I	COEFICIENTE LIMPIO	*	105.42	*	

I	NUMERO DE TUBOS	*	92	*	
I	DIAMETRO EXTERIOR	IN	*	1.0000	*
I	LONGITUD	FT	*	20	*
I	BWC	*	12	*	
I	PITCH	*	1.2500	*	
I	ARREGLO GEOMETRICO HAZ TUBOS	*	CUADRADO	*	
I	DIAMETRO DE LA CARCAZA	IN	*	18.00	*
I	NUMERO DE BAFLES	*	60	*	
I	PORCIENTO DE CURTE	*	0.200	*	
I	SEPARACION ENTRE BAFLES	IN	*	3.875	*
I	MATERIAL CARCAZA	*	CS	*	
I	MATERIAL TUBOS	*	ADMITY	*	

I	COSTO APROXIMADO EQUIPO	*	2152166.	/12.5	*
I	COSTO APROXIMADO BOMBEO	*	3763.0		*

I	TALANCO	16.00-20	CARCAZAS/UNIDAD	2
I	SUPERFICIE/CARCAZA	496.65	CARCAZAS SFRIE	2
I	SUPERFICIE/UNIDAD	993.30	CARCAZAS PARALELO	1

		CORAZA		TUBOS
I	TIFO DE FLUIDO	HIDROCARBURO	AGUA	
I	FLUJO	LB/HR	*	*
I	TOTAL	LB/HR	56705.00	28693.40
I	VAPOR	LB/HR	0.00	0.00
I	VAPOR CONDENSADO	LB/HR	0.00	0.00

I	DENSIDAD RELATIVA		0.7635	1.0000
I	VISCOSIDAD	LB/HR-FT	1.720	1.861
I	PESO MOLECULAR		0.00	0.00
I	CALOR ESPECIFICO	BTU/LB-F	0.4950	1.0000
I	CONDUCCION TERMICA	BTU/HRFT ² (F/FT)	0.0842	0.3630
I	CALOR LATENTE	BTU/LB	0.0	0.0
I	TEMPERATURA CALORICA	F	112.00	100.00

I	TEMPERATURA ENTRADA	F	130.00	85.00
I	TEMPERATURA SALIDA	F	100.00	115.00
I	PRELISION OPERACION	PSIG	0.00	0.00

I	NUMERO DE PASOS/CARCAZA		1	8
I	VELOCIDAD	FT/SEG	2.54	2.84
I	CAIDA PRELISION CALC/PERM.	PSI	26.38/30.00	11.45/30.00
I	FACTOR DE INCRUSTACION		0.0010	0.0030
I	FACTOR INCRUSTACION CALC.TOTAL		0.0040	

I	CALOR TRANSFERIDO	BTU/HR	860802.00	
I	LMTD CORREGIDO	F	12.03	
I	COEFICIENTE DE DISENO		72.02	
I	COEFICIENTE LIMPIO		101.17	

I	NUMERO DE TUBOS		94	
I	DIAMETRO EXTERIOR	IN	1.0000	
I	LONGITUD	FT	20	
I	BNC		12	
I	PITCH		1.2500	
I	ARREGLO GEOMETRICO HAZ TUBOS		CUADRADO	
I	DIAMETRO DE LA CARCAZA	IN	18.00	
I	NUMERO DE BAFLES		64	
I	PORCIENTO DE CORTE		0.200	
I	SEPARACION ENTRE BAFLES	IN	3.637	
I	MATERIAL CARCAZA		CS	
I	MATERIAL TUBOS		ADMLTY	

I	COSTO APROXIMADO EQUIPO		2199565. /12.5	
I	COSTO APROXIMADO BOMBEO		4294.4	

TAMANU	20.00-20	CARCAZAS/UNIDAD	1
SUPERFICIE/CARCAZA	681.77	CARCAZAS SERIE	1
SUPERFICIE/UNIDAD	681.77	CARCAZAS PARALELO	1
		CARCAZA	TUBOS
TIPO DE FLUIDO	SOLUCION CONCENTRADA		VAPOR DE AGUA
FLUJO	LB/HR	*	100000.00
TOTAL	LB/HR	*	100000.00
VAPOR	LB/HR	*	0.00
VAPOR CONDENSADO	LB/HR	*	0.00
DENSIDAD RELATIVA		*	1.1150
VISCOSIDAD	LB/HR-FT	*	2.485
PESO MOLECULAR		*	0.00
CALOR ESPECIFICO	BTU/LB-F	*	0.8800
CONDUC.TERMICA	BTU/H.FT2(F/FT)*	*	0.3420
CALOR LATENTE	BTU/LB	*	0.0
TEMPERATURA CALORICA	F	*	127.00
TEMPERATURA ENTRADA	F	*	190.00
TEMPERATURA SALIDA	F	*	85.00
PRESION OPERACION	PSIG	*	0.00
NUMERO DE PASOS/CARCAZA		*	1
VELOCIDAD	FT/SEG	*	2.44
CAIDA PRESION CALC/PERM.	PSI	*	14.39/20.00
FACTOR DE INCORUSTACION		*	0.0010
FACTOR INCORUSTACION CALC.TOTAL		*	0.0020
CALOR TRANSFERIDO	BTU/HR	*	9956700.00
LMTD CORREJIDO	F	*	75.74
COEFICIENTE DE DISENO		*	192.82
COEFICIENTE LIMPIO		*	313.84
NUMERO DE TUBOS		*	130
DIAMETRO EXTERIOR	IN	*	1.0000
LUNGITUD	FT	*	20
BWG		*	12
PITCH		*	1.2500
ARREGLO GEOMETRICO HAZ TUBOS		*	CUADRAJO
DIAMETRO DE LA CARCAZA	IN	*	20.00
NUMERO DE BAFLES		*	62
PORCIENTO DE CORTE		*	0.200
SEPARACION ENTRE BAFLES	IN	*	3.752
MATERIAL CARCAZA		*	CS
MATERIAL TUBOS		*	ADMLTY
COSTO APROXIMADO EQUIPO		*	134494.
COSTO APROXIMADO CONDUJ		*	2422.8

I	-----I				I
I					I
I					I
I					I
I	TAMANO	20.00*20	CARCAZAS/UNIDAD	1	I
I	SUPERFICIE/CARCAZA	681.77	CARCAZAS SERIE	1	I
I	SUPERFICIE/UNIDAD	681.77	CARCAZAS PARALELO	1	I
I	-----I				I
I			CARCAZA	TUBOS	I
I					I
I	TIPO DE FLUIDO		SOLUCION CONCENTRADA	VAPOR DE AGUA	I
I			*	*	I
I	FLUJO	LB/HR	* 100000.00	* 10350.00	I
I	TOTAL	LB/HR	* 100000.00	* 10350.00	I
I	VAPOR	LB/HR	* 0.00	* 10350.00	I
I	VAPOR CONDENSADO	LB/HR	* 0.00	* 10350.00	I
I	-----I				I
I	DENSIDAD RELATIVA		* 1.1150	* 0.0008	I
I	VISCOSIDAD	LB/HR-FT	* 2.485	* 0.013	I
I	PSG MOLECULAR		* 0.00	* 0.00	I
I	CALOR ESPECIFICO	BTU/LB-F	* 0.6800	* 0.0000	I
I	CONDOC.TERMICA	BTU/HR.FT2(F/FT)*	* 0.3420	* 0.0000	I
I	CALOR LATENTE	BTU/LB	* 0.0	* 962.0	I
I	TEMPERATURA CALORICA	F	* 127.00	* 0.00	I
I	-----I				I
I	TEMPERATURA ENTRADA	F	* 190.00	* 225.00	I
I	TEMPERATURA SALIDA	F	* 85.00	* 225.00	I
I	PRESION OPERACION	PSIG	* 0.00	* 0.00	I
I	-----I				I
I	NUMERO DE PASOS/CARCAZA		* 1	* 8	I
I	VELOCIDAD	FT/SEG	* 2.44	* *****	I
I	CAIDA PRESION CALC/PERH.	PSI	* 14.39/30.00	* *****/30.00	I
I	FACTOR DE INCrustACION		* 0.0010	* 0.0010	I
I	FACTOR INCrustACION CALC.TOTAL		* 0.0020	* *	I
I	-----I				I
I	CALOR TRANSFERIDO	BTU/HR	* 9956700.00		I
I	LMTD CORREGIDO	F	* 75.74		I
I	COEFICIENTE DE DISENO		* 192.62		I
I	COEFICIENTE LIMPIO		* 313.64		I
I	-----I				I
I	NUMERO DE TUBOS		* 130		I
I	DIAMETRO EXTERIOR	IN	* 1.0000		I
I	LONGITUD	FT	* 20		I
I	BWG		* 12		I
I	PITCH		* 1.2500		I
I	ARREGLO GEOMETRICO HAZ TUBOS		* CUADRAU		I
I	DIAMETRO DE LA CARCAZA	IN	* 20.00		I
I	NUMERO DE BAFLES		* 62		I
I	PORCIENTO DE CORTE		* 0.200		I
I	SEPARACION ENTRE BAFLES	IN	* 3.752		I
I	MATERIAL CARCAZA		* CS		I
I	MATERIAL TUBOS		* ADHLY		I
I	-----I				I
I					I
I	COSTO APROXIMADO EQUIPO		* 134494.		I
I	COSTO APROXIMADO BUNDED		* 2422.8		I
I	-----I				I

I						I
I						I
I						I
I						I
I	TAMANO	20.00=20	CARCAZAS/UNIDAD	1		I
I	SUPERFICIE/CARCAZA	681.77	CARCAZAS SERIE	1		I
I	SUPERFICIE/UNIDAD	681.77	CARCAZAS PARALELO	1		I
I						I
I			CURAZA		TUBOS	I
I						I
I	TIPO DE FLUIDO		SOLUCION CONCENTRADA		VAPOR DE AGUA	I
I			*	*	*	I
I	FLUJO	LB/HR	100000.00	*	10350.00	I
I	TOTAL	LB/HR	100000.00	*	10350.00	I
I	VAPOR	LB/HR	0.00	*	10350.00	I
I	VAPOR CONDENSADO	LB/HR	0.00	*	10350.00	I
I						I
I	DENSIDAD RELATIVA		1.1150	*	0.0008	I
I	VISCOSIDAD	LB/HR-FT	2.485	*	0.013	I
I	PESO MOLECULAR		0.00	*	0.00	I
I	CALOR ESPECIFICO	BTU/LB-F	0.8800	*	0.0000	I
I	CONDUCT. TERMICA	BTU/HR-FT ² (F/FT)	0.3420	*	0.0000	I
I	CALOR LATENTE	BTU/LB	0.0	*	962.0	I
I	TEMPERATURA CALORICA	F	127.00	*	0.00	I
I						I
I	TEMPERATURA ENTRADA	F	190.00	*	225.00	I
I	TEMPERATURA SALIDA	F	85.00	*	225.00	I
I	PRESION OPERACION	PSIG	0.00	*	0.00	I
I						I
I	NUMERO DE PASOS/CARCAZA		1	*	8	I
I	VELOCIDAD	FT/SEG	2.44	*	*****	I
I	CAIDA PRESION CALC/PERM.	PSI	14.39/40.00	*	*****/40.00	I
I	FACTOR DE INCRUSTACION		0.0010	*	0.0010	I
I	FACTOR INCRUSTACION CALC.TOTAL		0.0020	*		I
I						I
I	CALOR TRANSFERIDO	BTU/HR	9956700.00			I
I	LMTD CORREGIDO	F	75.74			I
I	COEFICIENTE DE DISENO		192.82			I
I	COEFICIENTE LIMPIO		313.84			I
I						I
I	NUMERO DE TUBOS		130			I
I	DIAMETRO EXTERIOR	IN	1.0000			I
I	LONGITUD	FT	20			I
I	SWG		12			I
I	PITCH		1.2500			I
I	ARREGLO GEOMETRICO HAZ TUBOS		CUADRAO			I
I	DIAMETRO DE LA CARCAZA	IN	20.00			I
I	NUMERO DE BAFLES		02			I
I	PORCIENTO DE CURTE		0.200			I
I	SEPARACION ENTRE BAFLES	IN	3.752			I
I	MATERIAL CARCAZA		CS			I
I	MATERIAL TUBOS		ADMLFY			I
I						I
I						I
I						I
I	COSTO APROXIMADO EQUIPO		134494.			I
I	COSTO APROXIMADO BUMBO		2422.8			I
I						I
I						I

TAMANU	16.00-20	CARCAZAS/UNIDAD	1
SUPERFICIE/CARCAZA	607.63	CARCAZAS SERIE	1
SUPERFICIE/UNIDAD	607.63	CARCAZAS PARALELO	1
		CARCAZA	TUBOS
TIPO DE FLUIDO	SOLUCION CONCENTRADA VAPOR DE AGUA		
FLUJO	LB/HR	*	100000.00
TOTAL	LB/HR	*	100000.00
VAPOR	LB/HR	*	0.00
VAPOR CONDENSADO	LB/HR	*	0.00
DENSIDAD RELATIVA		*	1.1150
VISCOSIDAD	LB/HR-FT	*	2.485
PESO MOLECULAR		*	0.00
CALOR ESPECIFICO	BTU/LB-F	*	0.8800
CONDOC. TERMICA	BTU/HRFT ² (F/FT)	*	0.3420
CALOR LATENTE	BTU/LB	*	0.0
TEMPERATURA CALORICA	F	*	127.00
TEMPERATURA ENTRADA	F	*	190.00
TEMPERATURA SALIDA	F	*	65.00
PRESION OPERACION	PSIG	*	0.00
NUMERO DE PASOS/CARCAZA		*	1
VELOCIDAD	FT/SEG	*	2.84
CAIDA PRESION CALC/PLRM.	PSI	*	18.02/20.00
FACTOR DE INCRUSTACION		*	0.0010
FACTOR INCRUSTACION CALC.TOTAL		*	0.0020
CALOR TRANSFERIDO	BTU/HR	*	9956700.00
LMTD CORREGIDO	F	*	75.74
COEFICIENTE DE DISENO		*	216.34
COEFICIENTE LIMPIO		*	381.34
NUMERO DE TUBOS		*	110
DIAMETRO EXTERIOR	IN	*	1.0000
LONGITUD	FT	*	20
SWG		*	12
PITCH		*	1.2500
ARREGLO GEOMETRICO HAZ TUBOS		*	TRIANGULAR
DIAMETRO DE LA CARCAZA	IN	*	18.00
NUMERO DE BAFLES		*	52
PORCIENTO DE CORTE		*	0.200
SEPARACION ENTRE BAFLES	IN	*	4.460
MATERIAL CARCAZA		*	CS
MATERIAL TUBOS		*	ADMLTY
COSTO APROXIMADO EQUIPO		*	124625.
COSTO APROXIMADO BOMBEO		*	3034.3

TAMANU	10.00"20	CARCAZAS/UNIDAD	1
SUPERFICIE/CARCAZA	514.47	CARCAZAS SERIE	1
SUPERFICIE/UNIDAD	514.47	CARCAZAS PARALELO	1
		CARCAZA	TUBOS
TIPO DE FLUIDO	SOLUCION CONCENTRADA		VAPOR DE AGUA
FLUJO	LB/HR	*	100000.00
TOTAL	LB/HR	*	100000.00
VAPOR	LB/HR	*	0.00
VAPOR CONDENSADO	LB/HR	*	0.00
DENSIDAD RELATIVA		*	1.1150
VISCOSIDAD	LB/HR-FT	*	2.485
PESO MOLECULAR		*	0.00
CALOR ESPECIFICO	BTU/LB-F	*	0.8800
CONDUCTIVIDAD	BTU/HR-FT ² (F/FT)	*	0.3420
CALOR LATENTE	BTU/LB	*	0.0
TEMPERATURA CALORICA	F	*	127.00
TEMPERATURA ENTRADA	F	*	190.00
TEMPERATURA SALIDA	F	*	85.00
PRESION OPERACION	PSIG	*	0.00
NUMERO DE PASOS/CARCAZA		*	1
VELOCIDAD	FT/SEG	*	3.63
CAIDA PRESION CALC/PLNH.	PSI	*	37.68/40.00
FACTOR DE INCORUSTACION		*	0.0010
FACTOR INCORUSTACION CALC.TOTAL		*	0.0020
CALOR TRANSFERIDO	BTU/HR	*	9956700.00
LHTU CORREGIDO	F	*	75.74
COEFICIENTE DE DISENO		*	255.52
COEFICIENTE LIMPIO		*	522.50
NUMERO DE TUBOS		*	98
DIAMETRO EXTERIOR	IN	*	1.0000
LONGITUD	FT	*	20
SWG		*	12
PITCH		*	1.2500
ARREGLO GEOMETRICO HAZ TUBOS		*	TRIANGULAR
DIAMETRO DE LA CARCAZA	IN	*	16.00
NUMERO DE BAFLES		*	49
PORCIENTO DE CORTE		*	0.200
SEPARACION ENTRE BAFLES	IN	*	4.720
MATERIAL CARCAZA		*	CS
MATERIAL TUBOS		*	ADMLTY
COSTO APROXIMADO EQUIPO		*	112223.
COSTO APROXIMADO BUQUE		*	6344.2

TAMAÑO	20.00-20	CARCAZAS/UNIDAD	1
SUPERFICIE/CARCAZA	687.01	CARCAZAS SERIE	1
SUPERFICIE/UNIDAD	687.01	CARCAZAS PARALELO	1

		CARCAZA	TUBOS
TIPO DE FLUIDO		SOLUCION CONCENTRADA	VAPOR DE AGUA
FLUJO	LB/HR	* 100000.00	* 10350.00
TOTAL	LB/HR	* 100000.00	* 10350.00
VAPOR	LB/HR	* 0.00	* 10350.00
VAPOR CONDENSADO	LB/HR	* 0.00	* 10350.00

DENSIDAD RELATIVA		* 1.1150	* 0.0008
VISCOSIDAD	LB/HR-FT	* 2.485	* 0.013
PESO MOLECULAR		* 0.00	* 0.00
CALOR ESPECIFICO	BTU/LB-F	* 0.8800	* 0.0000
CONDUC.TERMICA	BTU/IN-FT ² (F/FT)	* 0.3420	* 0.0000
CALOR LATENTE	BTU/LB	* 0.0	* 962.0
TEMPERATURA CALORICA	F	* 127.00	* 0.00

TEMPERATURA ENTRADA	F	* 190.00	* 225.00
TEMPERATURA SALIDA	F	* 05.00	* 225.00
PRESION OPERACION	PSIG	* 0.00	* 0.00

NUMERO DE PASOS/CARCAZA		* 1	* 6
VELOCIDAD	FT/SEG	* 2.48	* 966.15
CAIDA PRESION CALC/PERM.	PSI	* 14.43/50.00	* *****/50.00
FACTOR DE INCORUSTACION		* 0.0010	* 0.0010
FACTOR INCORUSTACION CALC.TOTAL		* 0.0020	*

CALOR TRANSFERIDO	BTU/HR	* 9956700.00	
END CORREGIDO	F	* 75.74	
COEFICIENTE DE DISEÑO		* 191.13	
COEFICIENTE LIMPIO		* 309.53	

NUMERO DE TUBOS		* 131	
DIAMETRO EXTERIOR	IN	* 1.0000	
LONGITUD	FT	* 20	
BWG		* 12	
PITCH		* 1.2500	
ARREGLO GEOMETRICO HAZ TUBOS		* TRIANGULAR	
DIAMETRO DE LA CARCAZA	IN	* 20.00	
NUMERO DE BAFLES		* 02	
PERCENTO DE CORTE		* 0.200	
SEPARACION ENTRE BAFLES	IN	* 3.752	
MATERIAL CARCAZA		* CS	
MATERIAL TUBOS		* ALULITY	

COSTO APROXIMADO EQUIPO		* 135272.	
COSTO APROXIMADO BUNDED		* 2426.9	

TANANU	20.00-20	CARCAZAS/UNIDAD	1
SUPERFICIE/CARCAZA	681.77	CARCAZAS SERIE	1
SUPERFICIE/UNIDAD	681.77	CARCAZAS PARALELO	1
		CARCAZA	TUBUS
TIPO DE FLUIDO	SOLUCION CONCENTRADA		VAPOR DE AGUA
FLUJO	LB/HR	*	100000.00
TOTAL	LB/HR	*	100000.00
VAPOR	LB/HR	*	0.00
VAPOR CONDENSADO	LB/HR	*	0.00
DENSIDAD RELATIVA		*	1.1150
VISCOSIDAD	LB/HR-FT	*	2.485
PESO MOLECULAR		*	0.00
CALOR ESPECIFICO	BTU/LB-F	*	0.8800
CONDUC. TERMICA	BTU/HR.FT ² (F/FT)	*	0.3420
CALOR LATENTE	BTU/LB	*	0.0
TEMPERATURA CALORICA	F	*	127.00
TEMPERATURA ENTRADA	F	*	190.00
TEMPERATURA SALIDA	F	*	85.00
PRESION OPERACION	PSIG	*	0.00
NUMERO DE PASOS/CARCAZA		*	1
VELOCIDAD	FT/SEG	*	2.44
CAIDA PRESION CALC/PLNH.	PSI	*	14.39/50.00
FACTOR DE INCrustACION		*	0.0010
FACTOR INCrustACION CALC.TOTAL		*	0.0020
CALOR TRANSFERIDO	BTU/HR	*	9956700.00
LHTO CORREGIDO	F	*	75.74
COEFICIENTE DE DISEÑO		*	192.82
COEFICIENTE LIMPIO		*	313.64
NUMERO DE TUBUS		*	130
DIAMETRO EXTERIOR	IN	*	1.0000
LONGITUD	FT	*	20
BWG		*	12
PITCH		*	1.2500
ARREGLO GEOMETRICO HAZ TUBUS		*	CUADRAJO
DIAMETRO DE LA CARCAZA	IN	*	20.00
NUMERO DE BAFLES		*	62
PORCIENTO DE CURTE		*	0.200
SEPARACION ENTRE BAFLES	IN	*	3.752
MATERIAL CARCAZA		*	CS
MATERIAL TUBUS		*	ADMLTY
COSTO APROXIMADO EQUIPO		*	134494.
COSTO APROXIMADO BUNDED		*	2422.8

BIBLIOGRAFIA.-

- 1 Applied Process Design for Chemical & Petrochemical
plants
Ernest E. Ludwig
Volume 3
- 2 Chemical Engineering Cost Estimation
Aries & Newton
McGraw Hill
1955
- 3 Chemical Engineering Magazines & Reprints
- 4 Chemical Engineers' Handbook
John H. Perry
Cuarta Edición.
- 5 Chemical Engineers' Handbook
John H. Perry
Quinta Edición
- 6 Cooperative Research Program on Shell & Tube Heat
Exchangers
K. J. Bell
University of Delaware
Newark Delaware
1963

- 7 Flow of Fluids Through Valves, Fittings and Pipe
CRANE Technical Paper No. 410
- 8 Heat Transfer & Pressure drop of Liquids in Tubes
E.N. Sieder and G.E. Tate
Industrial and Engineering Chemistry
December 1936
Vol. 28 No. 12
- 9 Heat Transmission
W.H. McAdams
Tercera Edición
McGraw Hill-Kogakusha
- 10 Mean Temperature Difference Correction in
Multipass Exchangers
R. A. Bowmann
Industrial and Engineering Chemistry
Mayo 1936
- 11 Process Heat Transfer
D.Q. Kern
McGraw Hill-Kogakusha
- 12 Programación FORTRAN IV
Daniel D. McCracken
Limusa-Wiley
- 13 Rate Exchangers This Computer Way
Donald L. Whitley and Ernest E. Ludwig
Petroleum Refiner
Enero 1961

14 Use Computers To Select Exchangers

Dale L. Gulley

Petroleum Refiner

Julio 1960

15 Plant Design and Economics for Chemical

-Engineers

Segunda Edición.

Max S. Peters and Klaus D. Timmerhaus

McGraw Hill-Kogakusha