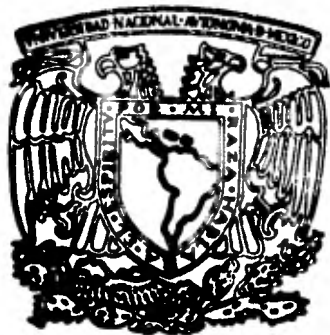


Universidad Nacional Autónoma de México

FACULTAD DE QUIMICA



**PROGRAMACION POR COMPUTADORA DEL DISEÑO
DE EQUIPO PARA TRANSFERENCIA DE CALOR**

**T E S I S
QUE PARA OBTENER EL TITULO DE:
INGENIERO QUIMICO
P R E S E N T A:**

Roberto Flores Rodríguez

MEXICO, D. F.

1982



Universidad Nacional
Autónoma de México

Dirección General de Bibliotecas de la UNAM

Biblioteca Central



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.

TESIS CON FALLA DE ORIGEN

		INDICE	-1-
CAPITULO	I.	INTRODUCCION	2
CAPITULO	II.	CRITERIOS GENERALES DE DISEÑO DE LOS EQUIPOS ANALIZADOS	4
CAPITULO	III.	DESCRIPCION, FORMA DE USO Y DIAGRAMAS DE BLOQUES DE LOS PROGRAMAS	59
CAPITULO	IV.	EJEMPLOS Y APLICACION	93
CAPITULO	V.	CONCLUSIONES	139
CAPITULO	VI.	APENDICES	148

CAPITULO I.

INTRODUCCION

Hoy en día, el mayor uso de las computadoras se presenta en la simulación de procesos y en el diseño de equipo, en la actualidad ya es una práctica común para el ingeniero químico el cálculo de balances de materia y energía con la ayuda de las computadoras digitales. Desde tiempo atrás se ha tenido como objetivo la eliminación del trabajo tedioso y repetitivo de los cálculos en el diseño de equipo para transferencia de calor, en este trabajo se presentan varios programas con este propósito.

Pueden ser utilizados tanto por un estudiante de ingeniería química para resolver problemas relacionados con su carrera como por un ingeniero químico con propósitos de diseño.

Estos programas están relacionados en el aspecto teórico con el trabajo:

"Metodología para el diseño de equipo para transferencia de calor"

Presentado por:

Victoria Melthen Kuri

Marcela Martínez Parias

Excluyéndose en este trabajo la parte referente a calentado - res a fuego directo y cambiadores de calor compactos.

CAPITULO II.

CRITERIOS GENERALES DE

LOS EQUIPOS ANALIZADOS

En este capítulo se tratarán los aspectos siguientes:

-5-

- A) Definiciones funcionales de los equipos analizados
- B) Descripción de los cambiadores de coraza y haz de tubos.
- C) Descripción de los cambiadores de calor de mamparas con varillas.
- D) Cálculo de coeficientes de película en chillera y rehervidores.
- E) Cálculo de la caída de presión en rehervidores tipo kettle.
- F) Descripción de los enfriadores por aire.
- G) Cálculo de la diferencia media de temperaturas aproximada para intercambiadores de calor.
- H) Correlaciones utilizadas en los programas.

DEFINICIONES FUNCIONALES DE LOS EQUIPOS ANALIZADOS

CHILLER.-Enfría un fluido a una temperatura inferior a la que se podría obtener con agua de enfriamiento, utilizando un fluido refrigerante que se vaporiza, tal como amoníaco o freón.

CONDENSADOR.-Condensa un vapor o una mezcla de vapores con o sin la presencia de un gas incondensable.

COOLER.-Enfría líquidos o gases por medio de agua.

INTERCAMBIADOR.-Calienta un fluido frío utilizando un fluido caliente, sin pérdida de calor en la transferencia.

REHERVIDOR.-Conectado a los fondos de una torre fraccionadora provee el calor de ebullición necesario para la destilación, el medio de calentamiento puede ser vapor o fluido de proceso.

VAPORIZADOR.-Un calentador que vaporiza parte del líquido.

Los cambiadores de calor utilizados por los ingenieros químicos no pueden caracterizarse por un solo diseño; ya que las variedades de tal equipo son prácticamente ilimitadas. Sin embargo, la única característica en común de la mayor parte de los cambiadores de calor, es la transferencia que se hace de una fase caliente a una fase fría y que las dos fases están separadas mediante una frontera sólida.

Quando se requiere una superficie grande para la transferencia de calor, el tipo recomendable es el de haz de tubos contenidos dentro de un recipiente, coraza o concha. En este tipo de calentador o enfriador, se pueden obtener grandes superficies de transferencia en forma económica y práctica; las terminales de dos tubos se encuentran montadas sobre una placa, con lo cual el conjunto de tubos recibe el nombre de haz.

Para fijar las terminales de los tubos se emplea generalmente una expansión del tubo dentro del orificio que lo mantiene. La coraza o recipiente que contiene en su interior el haz, es generalmente cilíndrica, y entonces, un fluido fluye dentro de los tubos y el otro fuera de ellos y dentro de la coraza.

El fluido que fluye a través de los tubos, entra al cabezal en donde se distribuye a través del haz siguiendo un flujo paralelo, y deja la unidad a través del otro cabezal. Cualquiera de las dos fases, la caliente o la fría pueden fluir a través de los tubos o de la coraza.

El flujo en paralelo a baja velocidad da un coeficiente pequeño de transferencia de calor y una caída de presión baja. Para velocidades más elevadas de transferencia de calor, se emplea preferentemente la operación con pasos múltiples. En este tipo de cambiador, el fluido de los tubos está diversificado mediante los deflectores dentro de la distribución del cabezal. El líquido pasa hacia adelante y hacia atrás a través de una parte de los tubos a alta velocidad, lo cual da coeficientes elevados de transferencia de calor. El número de pasos en los tubos depende de factores económicos del diseño, de la operación y del espacio disponible. La complejidad en el diseño algunas veces da como consecuencia, gastos de fabricación que deben balancearse contra un aumento de eficiencia. Otra desventaja de los cambiadores de pasos múltiples es la pérdida de presión adicional debida a la fricción adicional por las altas velocidades lineales y las pérdidas en los cabezales de entrada y salida. Solamente un balance económico puede indicarnos el diseño más juicioso.

Los deflectores están colocados en la coraza para diversificar el flujo a través de los tubos del cambiador. La velocidad del fluido manejado fuera de los tubos cambia considerablemente, por efecto de los deflectores, impartiendo así turbulencia al fluido incrementando la transferencia de calor. Los deflectores en su forma más sencilla consisten en discos semicirculares de hojas metálicas agujereadas para colocar los tubos.

Estos dispositivos dirigen la mayor parte del flujo, perpendicular a los tubos en el lado de la coraza, ayudando a mantener los tubos libres de incrustaciones. Sería deseable tener varios pasos en el lado de la coraza, pero esto podría causar cierta complejidad en la construcción y pérdidas mayores debidas a la fricción. Los pasos múltiples en el lado de la coraza se encuentran solamente en las grandes instalaciones. Normalmente los deflectores se colocan bastante próximos unos a otros.

CAMBIADORES DE CALOR DE MAMPARAS CON VARILLAS

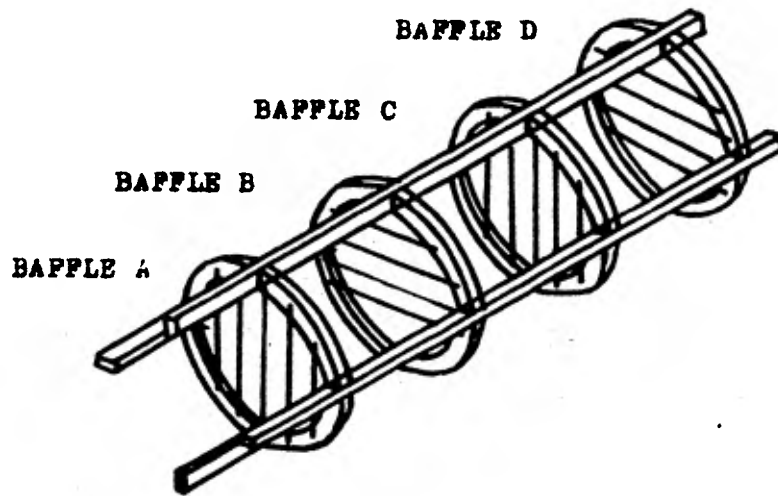
El intercambiador de mamparas con varillas de soporte (RodBaffle Exchanger) es un cambiador de calor de coraza y tubos que consiste de una serie de mamparas transversales en la coraza, cada uno construido de un arreglo de varillas.

Todas las varillas dentro de una mampara determinada están orientadas paralelamente una a la otra y están posicionadas entre hileras alternadas de tubos dentro del haz. El diámetro de las varillas es igual al claro entre los tubos adyacentes, las cuales forman un ángulo de 90° con los tubos.

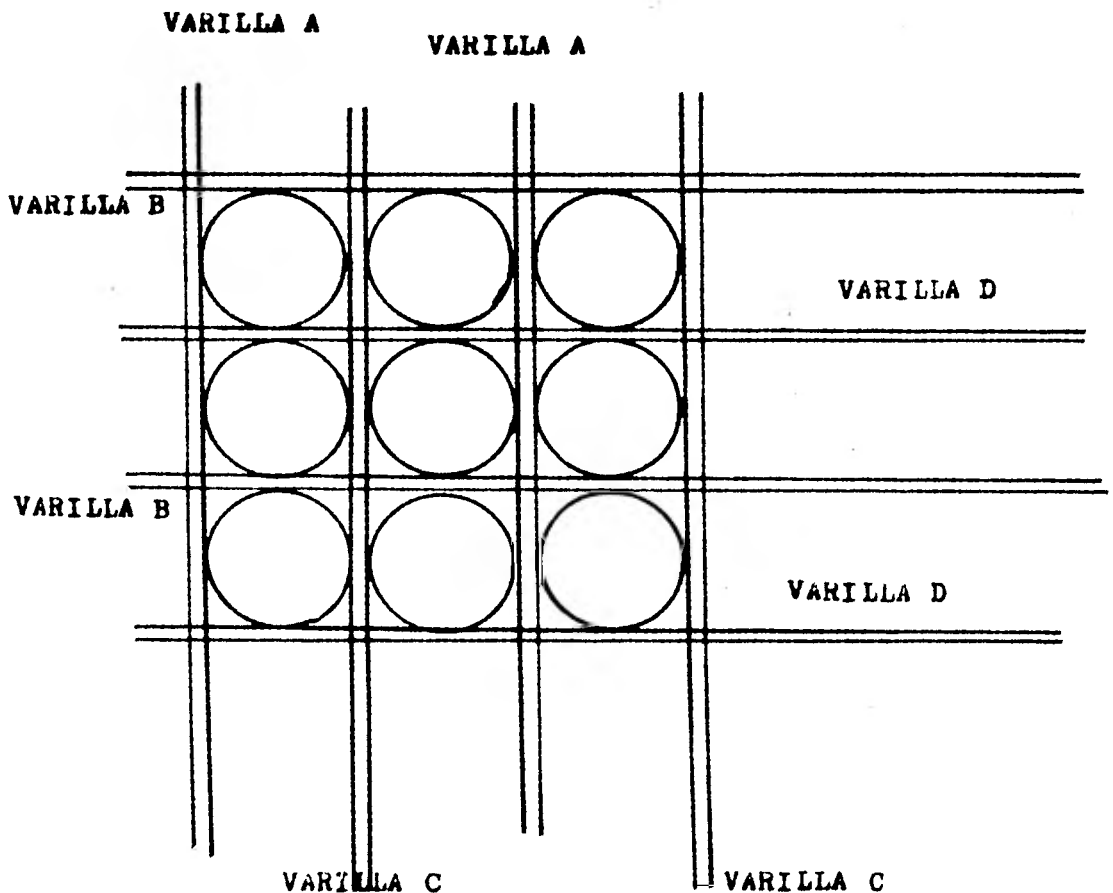
La distancia entre varillas adyacentes del mismo baffle es la suma del pitch más el diámetro del tubo. Un conjunto de baffles está formado por cuatro; dos que contienen varillas verticales y dos que contienen varillas horizontales. Logrando con esto un soporte efectivo en las cuatro direcciones.

Las varillas utilizadas en la construcción de las mamparas están soldadas a la circunferencia de la mampara.

Estas mamparas pueden fabricarse en varias configuraciones, el tipo se selecciona de acuerdo a consideraciones hidrodinámicas y estructurales.



ARREGLO DE LOS BAFFLES EN UN INTERCAMBIADOR DE BAFFLES CON VARILLAS



ARREGLO DE LAS VARILLAS DE SOPORTE

COEFICIENTES DE PELICULA EN CHILLERS Y REHERVIDORES

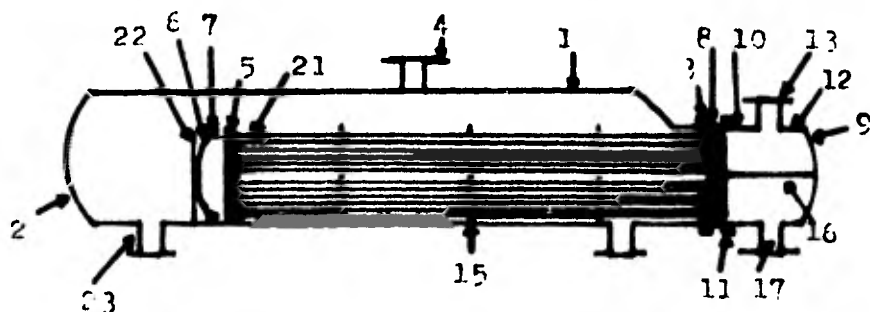
Cuando se vaporiza un líquido, la velocidad del líquido fluyendo sobre la superficie de transferencia es muy lenta e esas bajas velocidades el coeficiente de película para ebullición es independiente de la velocidad y dependiente de la diferencia de temperaturas, entre la pared del tubo y la temperatura de saturación del fluido en ebullición, una curva que muestra esta relación es la fig. 15-11 del Kern- los coeficientes están limitados a 300 para orgánicos y 1000 para agua, excepto que el flux máximo para orgánicos es 12,000 Btu/Hr Ft². La gráfica no permite el uso de grandes diferencias de temperatura para vaporizadores y rehervidores de circulación natural, que requieren mayor superficie que los tipos de circulación forzada. La diferencia en costo de superficie es generalmente mayor que la compensación por la energía salvada por una bomba.

CHILLERS.-Operan isotérmicamente o menos que el espacio de vapor del chiller también sirva como una cámara flash para expansión, en cuyo caso la temperatura interna será aquella que exista en la válvula throttle y la temperatura de saturación del refrigerante, la vaporización fuera de la superficie del líquido es isotérmica. Los rehervidores tipo Kettle también operan bajo condiciones cercanas a las isotérmicas, particularmente cuando se emplean en los fondos de una columna de destilación de una solución acuosa.

Cuando se usan fondos orgánicos, existe generalmente un rango de ebullición y es necesario proveer la introducción de calor sensible. El calor sensible se considera como entrando al líquido por una modificación de convección libre

KETTLE PARTES

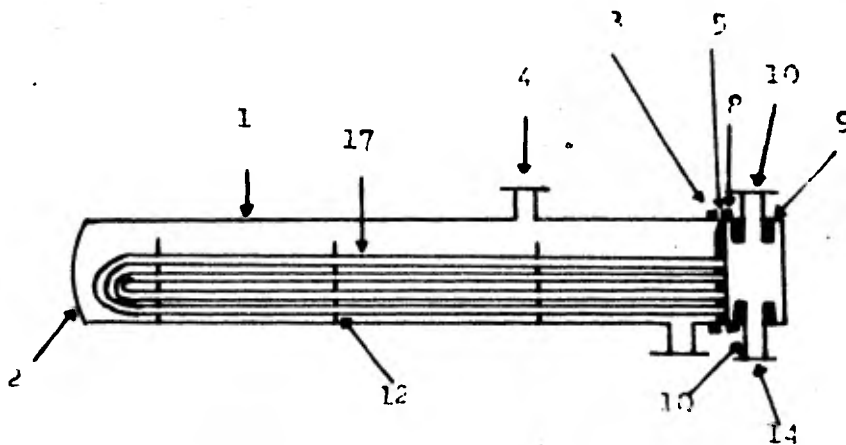
1. CUBIERTA
2. TAPA DE CUBIERTA
3. BRIDA DE CUBIERTA
4. BOQUILLA DE CUBIERTA
5. ESPEJO FLOTANTE
6. TAPA DE CABEZAL FLOTANTE
7. BRIDA DE CABEZAL FLOTANTE
8. ESPEJO FIJO
9. TAPA DE CABEZAL
10. CABEZAL FIJO
11. BRIDA DE CABEZAL A CUBIERTA
12. BRIDA DE CABEZAL FIJO A TAPA
13. BOQUILLAS DE CABEZAL
15. MANIFAJAS
16. MANIFAJA DIVISORIA
17. CONEXION PARA MEDICION
18. SOPORTE
21. TUBOS
22. VENTEDERO
23. CONEXION DE NIVEL



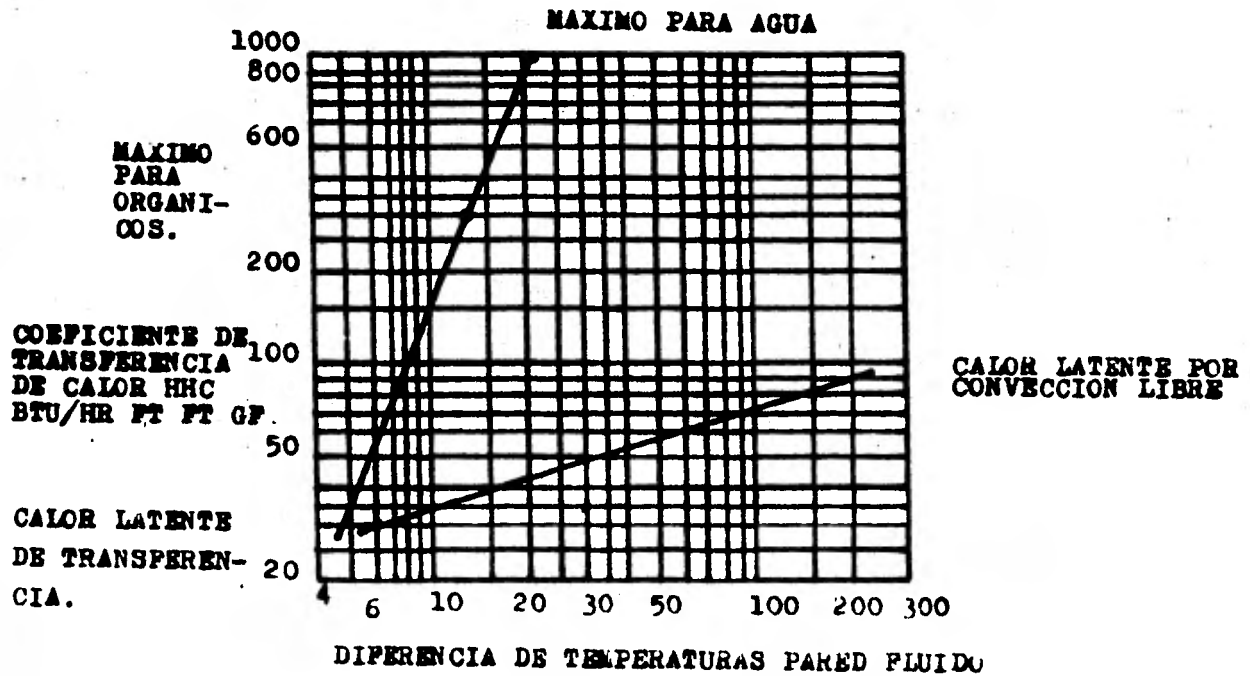
REHERVIDOR TIPO KETTLE

CHILLER PARTES

1. CUBIERTA
2. TAPA DE CUBIERTA
3. BRIDA DE CUBIERTA
4. BOQUILLA DE CUBIERTA
5. ESPEJO FIJO
6. TAPA DE CABEZAL
8. CABEZAL
9. BRIDA DE CABEZAL A CUBIERTA
10. BOQUILLA DE CABEZAL A CUBIERTA
12. LAMPARAS
14. CONEXION PARA MEDICION
17. TUBOS



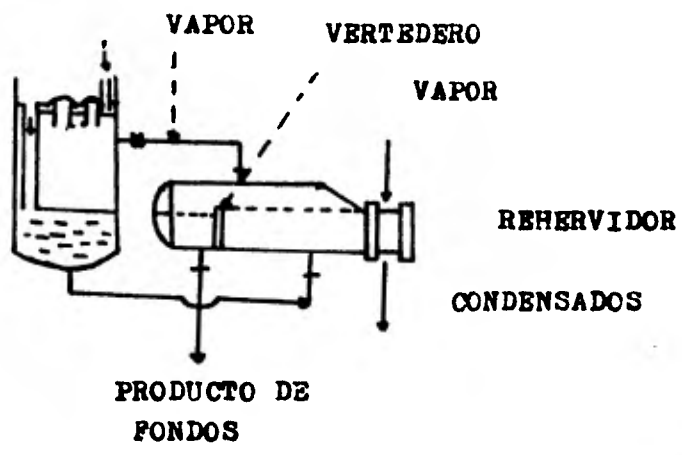
y la curva para convección libre para orgánicos en circulación natural se da en la línea inferior de la fig. 15-11 del kern. En el caso de rehervidores tipo Kettle la superficie total requerida para cada fracción se calcula separadamente a su correspondiente coeficiente de ebullición o calor sensible. Mientras que existen varias formas en las cuales este procedimiento puede justificarse, no existen medios empíricos para calcular coeficientes comparables a los obtenidos en la práctica.



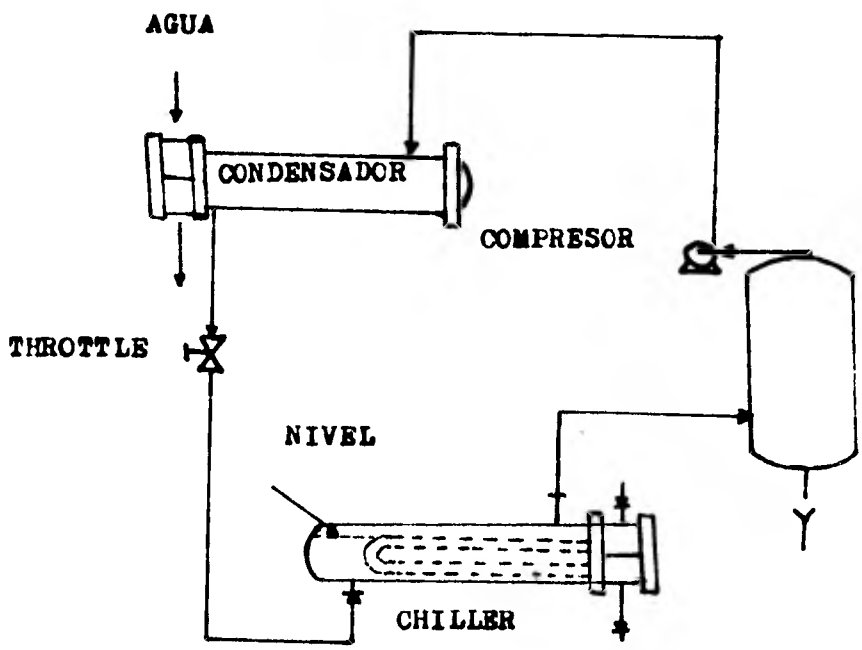
TOMADO DE LA FIG. 15-11 DEL KERN

SUSTITUIDA EN EL PROGRAMA POR LA ECUACION
 $HHC=17.1421-8.92012(\Delta TTE)+2.57801(\Delta TTE)^2$

La altura de los fondos mantenida en una columna de destilación busca su propio nivel naturalmente en el rehervidor, si el rehervidor no se monta mucho más abajo que el nivel del líquido en la columna, existe una cabeza hidrostática despreciable para el fluido que pase de la columna al rehervidor y la velocidad de circulación es relativamente pequeña. El resultado es una velocidad baja del fluido a través de la superficie del rehervidor y la caída de presión, así como también la producida en las conexiones se puede considerar despreciable. El rehervidor tipo Kettle, es de hecho el más apropiado de todos los rehervidores de circulación natural donde el rehervidor no puede ser montado suficientemente abajo del nivel del líquido en la columna de destilación para proporcionar una gran velocidad de recirculación.



ARREGLO DE REHERVADOR TIPO KETTLE

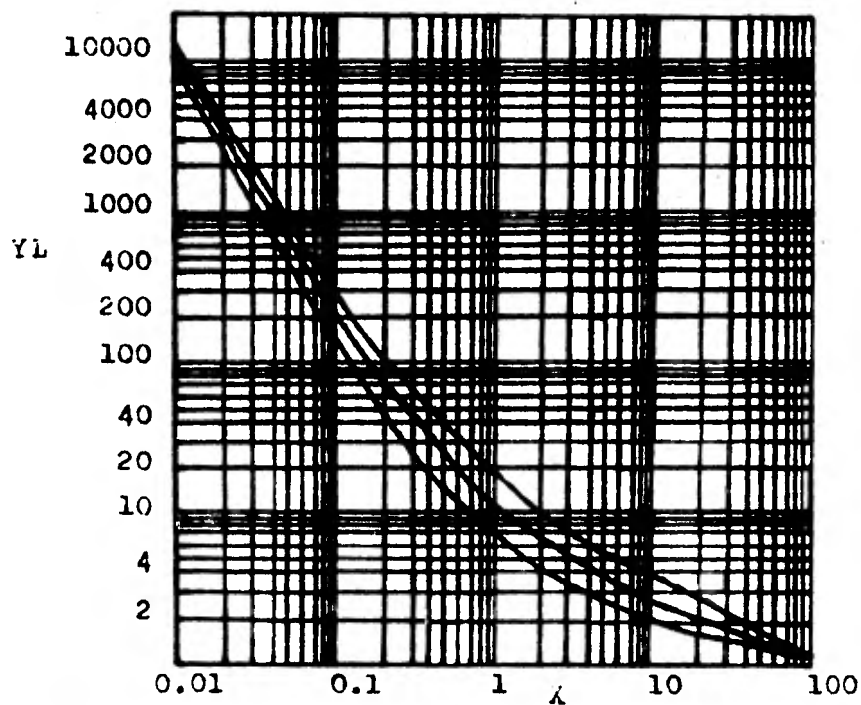


SISTEMA DE REFRIGERACION-COMPRESION

VALORES RECOMENDADOS PARA EL PITCH

DIAMETRO EXTERNO IN	PITCH DE TUBOS IN	ARREGLO
0.625	0.812	TRIANGULAR
0.750	0.938	TRIANGULAR
0.750	1.000	CUADRADO
0.750	1.000	CUADRADO ROTADO
0.750	1.000	TRIANGULAR
1.000	1.250	CUADRADO
1.000	1.250	CUADRADO ROTADO
1.000	1.250	TRIANGULAR

Tomado de la fig. 10-15 del FEURY



YL CONDICIONES DE FLUJO
TURBULENTO-TURBULENTO (CURVA SUPERIOR)
TURBULENTO-LAMINAR (CURVA INTERMEDIA)
LAMINAR-LAMINAR (CURVA INFERIOR)

Fig. 5-51 Perry

ENFRIADORES POR AIRE

El aire atmosférico se ha usado por muchos años para enfriar fluidos de proceso en áreas donde el agua escasea. Durante la década de los sesenta el uso de intercambiadores de calor enfriados por aire aumento rápidamente. En lugares donde las variaciones de temperatura ambiental son relativamente pequeñas, los enfriadores por aire se usan para gran parte de los procesos de enfriamiento. En algunas plantas nuevas todo el enfriamiento es hecho por aire. Debido a que el costo del agua se incrementa así como también su contaminación, el uso de intercambiadores de calor enfriados por aire se anticipa.

En la práctica, cuando se planea instalar enfriadores por aire en los Estados Unidos es solicitar posturas de uno más de los siete más importantes diseñadores-fabricantes de este tipo de equipo. Normalmente, el comprador acepta las recomendaciones de diseño del postulante afortunado quién no solamente fabrica tubos sino también los enfriadores, especifica los ventiladores, los requerimientos de flujo de aire, así como los requerimientos especiales.

Desafortunadamente, el postulante afortunado a menudo falla en producir un óptimo de los costos de operación (para requerimientos de potencia del ventilador) contra la inversión inicial convenida a los requerimientos del usuario para la transferencia de calor y temperatura debida.

La industria en general -proveedores y usuarios- se pueden beneficiar por un procedimiento debido al cual los prospectos de compra pueden estimarse y la planeación de enfriadores avanzará tanto como para poder escribir requere-

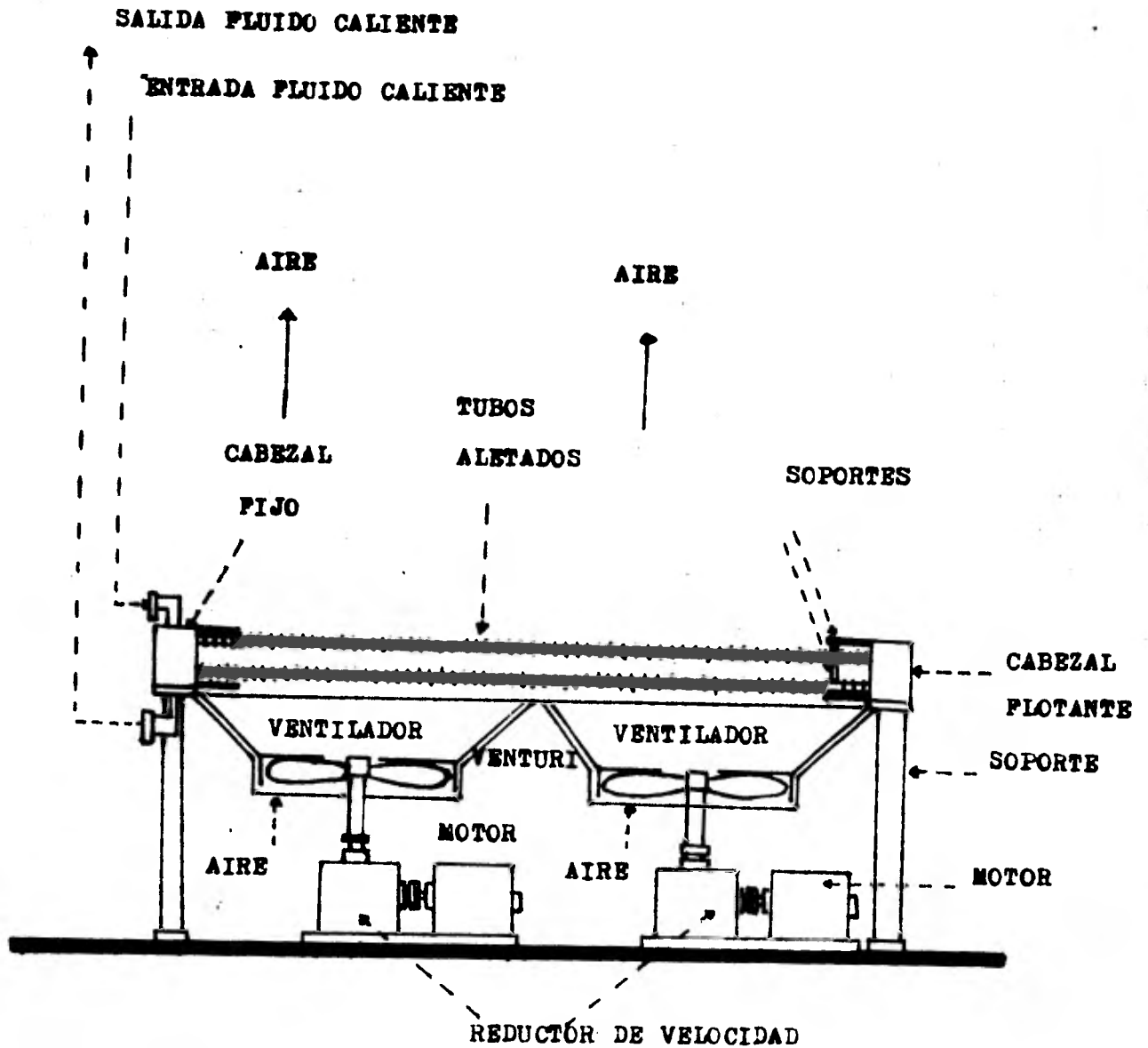


FIG. 2

rimientos de compra más precisos.

-22-

Considerando la ecuación básica:

$$Q = U A \Delta T$$

Dónde:

- Q Es el calor transferido.
- U Es el coeficiente total de transferencia de calor.
- ΔT Es la diferencia efectiva de temperaturas dependiente de la temperaturas del fluido caliente (T_2 y T_1), y las del aire (t_1 y t_2).
- A Es la superficie total de transferencia de calor.

De estas variables el usuario solo conoce Q, T_2, T_1 , y t_1 . El diseñador debe suponer un flujo de aire, debido a la temperatura fijada t_2 y a la diferencia de temperaturas media a través del intercambiador. De la misma forma el coeficiente de transferencia para la película de aire es casi directamente proporcional a la velocidad del flujo de aire, un incremento en la velocidad supuesta del aire incrementa el coeficiente total de transferencia y la diferencia media de temperaturas.

De cualquier manera, la caída de presión a través de los enfriadores se incrementa casi con el cuadrado de la velocidad del flujo de aire, así como que la potencia requerida para los ventiladores se incrementa tanto como el coeficiente de transferencia y la diferencia media de temperaturas lo hacen.

Finalmente, el tipo de aletas que se usa para extender la superficie de transferencia afecta el coeficiente de transferencia y la potencia, así como también los costos.

ESTIMACION DE UN OPTIMO

La clave del procedimiento son tres suposiciones:

-24-

Primero se supone un coeficiente total de transferencia, dependiendo del fluido de proceso y su rango de temperaturas, después se supone el incremento de temperatura del aire en base a una fórmula empírica. Por último todas las suposiciones están basadas en tubos desnudos, con un trazado supuesto y una potencia supuesta, tal como para permitir las peculiaridades de cualquier tipo de aleta. Los coeficientes totales de transferencia que se usan se muestran en la TABLA I.

El análisis de estos números con valores experimentales para los coeficientes de película interiores para los fluidos del proceso, y la ecuación para el coeficiente de transferencia total $1/U = 1/HI + 1/HO$ indica que el coeficiente de transferencia efectivo para la película de aire varía alrededor de $75 \text{ Btu/Hr Ft}^2 \text{ Gf}$, con el diseño de la aleta todavía abierto.

Cuando el coeficiente de transferencia se ha supuesto, entonces la temperatura de salida del aire debe calcularse como:

$$(t_2 - t_1) = 0.005 U ((T_2 + T_1)/2 - t_1)$$

Cuando el incremento de temperatura se calcula de esta manera se puede normalmente utilizar para establecer un tamaño dentro del 25% del óptimo. Su exactitud se puede incrementar utilizando el factor de corrección de la fig. 1.

Cuando la superficie se calcula a partir de la U supuesta y de la diferencia media de temperaturas, se puede estimar el tamaño de la unidad a partir de la TABLA II.

FACTOR DE CORRECCION PARA UN INCREMENTO
OPTIMO DE TEMPERATURA (TFO-TPI)

FACTOR DE CORRECCION

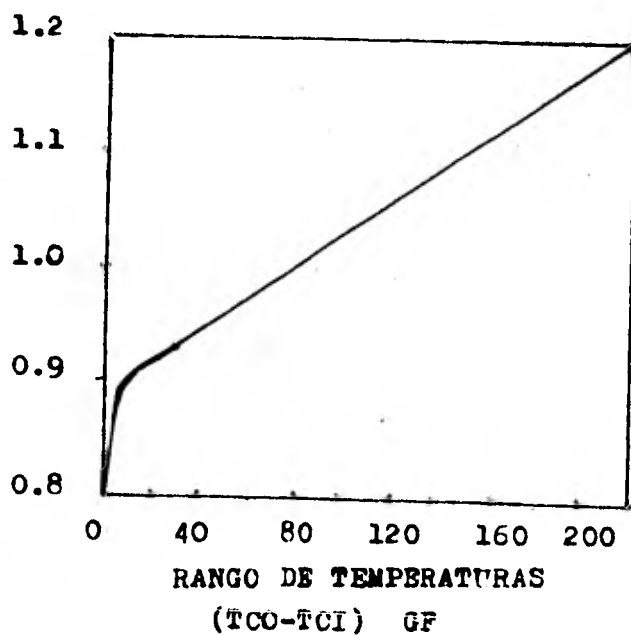


FIG. 1

Tanto la TABLA II como la fig. 1 están integrados al programa SOLOAIRE/DOS y es al mismo programa quién efectúa la selección del tamaño de la unidad.

Esta tabla supone tubos desnudos de 1 in. en pitch triangular de 2 1/4 de in. de diámetro externo con aletas de 5/8 in. de altura.

La potencia del ventilador puede calcularse a partir del tamaño estimado de la unidad y de la superficie por la fig. 3 (que también se ha integrado al programa), esta tabla también es útil tratándose de tubos aletados.

La exactitud de este procedimiento justifica una corrección por la temperatura o más bien por la diferencia efectiva de temperaturas. Cuando la temperatura de salida del aire, t_2 , ya se ha calculado, es simple calcular la diferencia de temperaturas logarítmica media (LMTD) para contracorriente por medio de una de las muchas gráficas conocidas o por medio de la fórmula:

$$LMTD = (\Delta t_2 - \Delta t_1) / \ln (\Delta t_2 / \Delta t_1)$$

Donde $\Delta t_2 = (T_1 - t_2)$ Y $\Delta t_1 = (T_2 - t_1)$

En forma similar que para intercambiadores de coraza y tubos, la LMTD no se aplica para enfriadores por aire y debe corregirse de acuerdo al modelo de flujo elegido.

El procedimiento usual es auxiliarse de una gráfica en este paso, este método gráfico se ha eliminado y se ha sustituido con el uso de la subrutina FACCOR que calcula el factor de corrección.

REQUERIMIENTOS APROXIMADOS DE POTENCIA DEL
VENTILADOR PARA INTERCAMBIADORES ENFRIADOS
POR AIRE

POTENCIA DEL VENTILADOR
HP/100 FT² DE AREA SUPERFICIAL DE TUBO DESNUDO

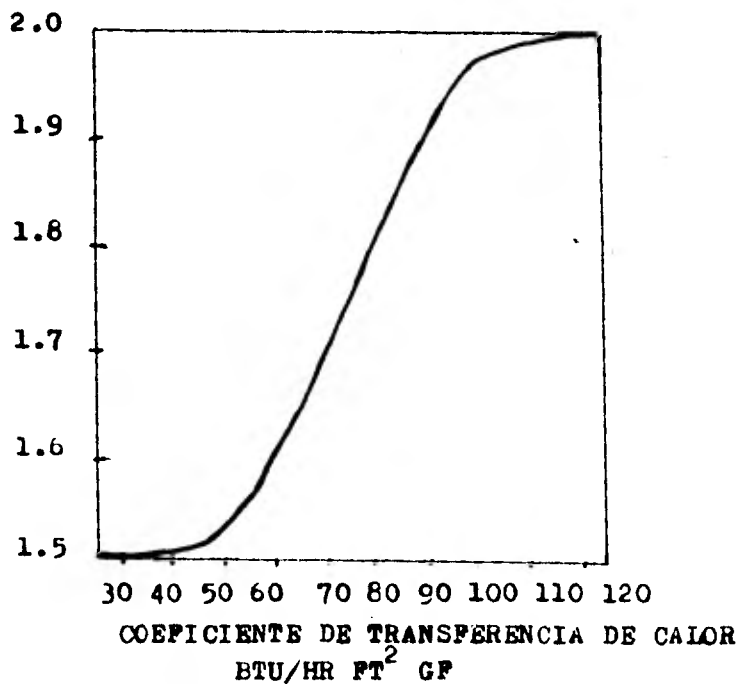


FIG. 3

TABLA I
 COEFICIENTES DE TRANSFERENCIA DE CALOR APROXIMADOS PARA
 INTERCAMBIADORES ENFRIADOS POR AIRE
 ENFRIADORES DE LIQUIDOS

MATERIAL	COEFICIENTE BTU/HR FT ² GF
ACEITES 20° API:	10-16
200° F TEMP. PROM.	10-16
300° F TEMP. PROM.	13-22
400° F TEMP. PROM.	30-40
 ACEITES 30° API	
150° F TEMP. PROM.	12-23
200° F TEMP. PROM.	25-35
300° F TEMP. PROM.	45-55
400° F TEMP. PROM.	50-60
 ACEITES 40° API	
150° F TEMP. PROM.	25-35
200° F TEMP. PROM.	50-60
300° F TEMP. PROM.	55-65
400° F TEMP. PROM.	60-70
 ACEITES PESADOS 8-14° API	
300° F TEMP. PROM.	6-10
400° F TEMP. PROM.	10-16

ACEITE DIESEL	45-55
KEROSENO	55-60
NAPHTA PESADA	60-65
NAPHTA LIGERA	65-70
GASOLINA .	70-75
HIDROCARBUROS LIGEROS	75-80
ALCOHOLES Y MUCHOS SOLVENTES ORGANICOS	70-75
AMONIACO	100-120
SALMUERA 75% AGUA	90-110
AGUA	120-140
50% ETILEN GLICOL Y AGUA	100-120

-29-

CONDENSADORES

MATERIAL	COEFICIENTE
VAPOR	140-150
VAPOR-10% DE INCONDENSABLES	100-110
VAPOR-20% DE INCONDENSABLES	95-100
VAPOR-40% DE INCONDENSABLES	70-75
HIDROCARBUROS LIGEROS PUROS	80-85
HIDROCARBUROS LIGEROS MEZCLADOS	65-75
GASOLINA	60-75
MEZCLAS GASOLINA-VAPOR	70-75
HIDROCARBUROS MEDIOS	45-50
HIDROCARBUROS MEDIOS CON VAPOR	55-60
SOLVENTES ORGANICOS PUROS	75-80
AMONIACO	100-110

ENFRIADORES DE VAPOR

MATERIAL	COEFICIENTE				
	10psig	50psig	100psig	300psig	500psig
HIDROCARBUROS					
LIGEROS	15-20	30-35	45-50	65-70	70-75
HIDROCARBUROS					
MEDIOS Y					
SOLVENTES					
ORGANICOS	15-20	35-40	45-50	65-70	70-75
VAPORES DE					
LIGEROS					
INORGANICOS	10-15	15-20	30-35	45-60	50-55
AIRE	8-10	15-20	25-30	40-45	45-50
AMONIACO	10-15	15-20	30-35	45-50	45-50
VAPOR	10-15	15-20	25-30	45-50	55-60
HIDROGENO 100%	20-30	45-50	60-65	80-85	95-100
	75%	17-28	40-45	60-65	80-85
	50%	15-25	35-40	55-60	75-80
	25%	12-23	30-35	45-50	65-70

TABLA II
SUPERFICIE APROXIMADA DE TUBO DESNUDO CONTRA TAMAÑO DE
LA UNIDAD

ANCHO APROXIMADO DE LA UNIDAD	LONGITUD DE LOS TUBOS	VENTILADORES POR UNIDAD	NUMERO DE HILERAS DE TUBOS EN PROFUNDIDAD			
			3	4	5	6
4	4	1	49	64	81	97
	6	1	73	97	122	146
	8	2	98	129	163	194
	10	2	123	162	204	243
6	6	1	121	160	201	240
	8	1	161	213	268	320
	12	2	242	320	402	481
	14	2	282	374	469	561
8	8	1	224	297	373	446
	10	1	280	372	466	558
	12	1	336	446	559	669
	14	1	393	520	652	781
	16	2	448	595	746	892
	20	2	560	744	932	1146
	24	2	672	892	1119	1339
10	10	1	351	466	584	699
	12	1	421	559	701	839
	14	1	491	652	817	979
	16	1	561	746	934	1119
	20	2	702	932	1168	1399
	24	2	842	1119	1402	1678
	30	2	1053	1399	1752	2098

12	12	1	515	685	858	1028
	14	1	601	799	1001	1199
	16	1	687	913	1144	1370
	20	1	859	1142	1430	1713
	24	2	1031	1370	1716	2056
	30	2	1289	1713	2145	2570
	32	2	1374	1827	2288	2741
	36	2	1546	2056	2574	3084
	40	2	1718	2284	2861	3426
14	14	11	700	931	1166	1397
	16	1	800	1064	1333	1597
	20	1	1000	1330	1666	1996
	24	2	1201	1597	1999	2395
	30	2	1501	1996	2499	2994
	32	2	1601	2129	2666	3194
	36	2	1801	2395	2999	3593
	40	2	2001	2661	3332	3992
16	16	1	897	1190	1492	1785
	20	1	1121	1488	1865	2232
	24	1	1345	1785	2238	2678
	30	2	1682	2232	2796	3348
	32	2	1794	2381	2984	3571
	36	2	2018	2678	3357	4018
	40	2	2242	2976	3730	4464
18	20	1	1247	1655	2075	2483
	24	1	1496	1987	2490	2980
	30	2	1870	2483	3112	3725
	32	2	1995	2649	3320	3974
	36	2	2244	2980	3735	4470
	40	2	2494	3311	4150	4967

20	20	1	1404	1865	2337	2798
	24	1	1685	2238	2804	3357
	30	2	2106	2798	3505	4197
	32	2	2246	2984	3739	4477
	36	2	2527	3357	4206	5036
	40	2	2808	3730	4674	5596

NOTAS:

1.- Se deben suponer 4 hileras de tubos en profundidad excepto para los siguientes casos:

- a) Si el rango de temperaturas en el lado del proceso es 10°F ó menos, se suponen tres hileras.
- b).- Si el rango de temperaturas del fluido caé entre 10°F y 20°F y se requieren materiales especiales de construcción se suponen tres hileras.
- c) Si el rango de temperaturas del fluido de proceso caé entre 100 y 200°F y/o el coeficiente supuesto de transferencia es menor de 60, se suponen cinco hileras.
- d) Si el rango de temperaturas del fluido del proceso caé entre 200 y 300°F y/o el coeficiente supuesto de transferencia es menor de 40 se suponen seis hileras.
- e) Si el rango de temperaturas del fluido del proceso caé en uno mayor de 300°F y el coeficiente de transferencia supuesto es menor de 30 se suponen ocho hileras.

DIFERENCIA MEDIA DE TEMPERATURAS APROXIMADA PARA CALCULO
DE INTERCAMBIADORES DE CALOR

-35-

Los algoritmos de computadora aplicados actualmente al diseño hacen uso del bien conocido concepto de la diferencia media de temperaturas Δt_m para determinar el área de transferencia de calor. Los diagramas que proporcionan los valores para el factor de corrección para la diferencia de temperaturas logarítmica media son convenientes para cálculos manuales pero no para técnicas de computadora, así como también las ecuaciones de las que se derivan. Aquí se presenta un nuevo desarrollo aproximado para el cálculo del factor de corrección.

Rostzel y Nicole (ver bibliografía) produjeron recientemente las siguientes ecuaciones para el cálculo de F en varios arreglos de flujo:

$$F = 1 - \sum_{i=1}^k \sum_{k=1}^k a_{ik} (1 - \gamma)^k \text{ SIN}(2i \text{ ARC TAN } R) \quad (1)$$

Donde:

$$\gamma = (p-q) / \ln \left[(1-q)/(1-p) \right] \quad p = (T_1 - T_2) / (T_1 - t_1)$$

$$q = (t_2 - t_1) / (T_1 - t_1) \quad R = p/q$$

La ecuación (1) da una aproximación satisfactoria y para parámetros prácticos el error no excede el 5%.

Debe tomarse en cuenta que para un valor de $R = 1$ F debe calcularse de acuerdo a la ecuación (2).

$$F_{R \rightarrow l} = \text{Lim}_{R \rightarrow l} F = \sum_i^4 \sum_k^4 a_{ik} q^k \text{SIN}(i\pi/2) \quad (2)$$

Roetzel y Nicole citan valores de coeficientes a_{ik} para 10 arreglos de flujo propuestos principalmente para enfriadores por aire. Para facilitar más ampliamente el uso de los resultados presentados por ellos para cálculos de intercambiadores con otros arreglos los valores de a_{ik} se han determinado para ocho casos de flujo mezclados y los resultados se presentan en las tablas III y IV y se aplican a intercambiadores de coraza y tubos y sus conexiones en serie.

NOMENCLATURA:

F = Factor de corrección

T_1 = Temperatura de entrada del fluido del lado de la coraza.

T_2 = Temperatura de salida del fluido del lado de la coraza

t_1 = Temperatura de entrada del fluido del lado de los tubos.

t_2 = Temperatura de salida del fluido del lado de los tubos

TABLA III

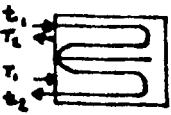

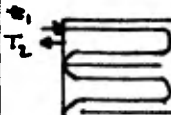
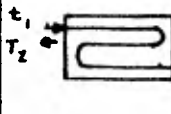
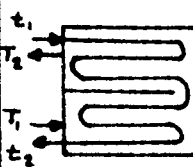
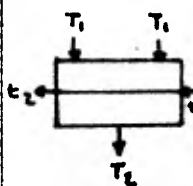
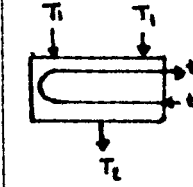
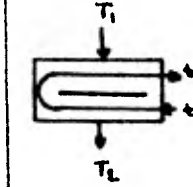
		INTERCAMBIADOR 2-4			
		1	2	3	4
		1	-1.2965×10^0	-1.1729×10^{-1}	-1.6326×10^{-1}
2	9.1688×10^0	6.9880×10^{-1}	9.0740×10^{-1}	2.3730×10^{-1}	
3	-2.1004×10^1	-1.4148×10^{-1}	-1.5142×10^0	-3.7868×10^{-1}	
4	1.6309×10^1	9.480×10^{-1}	7.6082×10^{-1}	2.1360×10^{-1}	
		INTERCAMBIADOR 3-6			
		1	2	3	4
		1	-3.6006×10^0	-5.8222×10^{-1}	-4.4903×10^{-1}
2	1.9748×10^1	2.6096×10^0	1.8762×10^0	-4.1927×10^0	
3	-3.5816×10^1	-4.2545×10^0	-2.4031×10^0	7.1151×10^0	
4	2.1842×10^1	2.2891×10^0	9.0651×10^{-1}	-3.9358×10^0	
		INTERCAMBIADOR 4-8			
		1	2	3	4
		1	-3.3041×10^0	-7.4829×10^{-1}	1.0919×10^0
2	1.6886×10^1	3.2433×10^0	-5.7481×10^0	-6.2778×10^0	
3	-2.8656×10^1	-4.5158×10^0	9.9940×10^0	1.0589×10^1	
4	1.6335×10^1	1.9943×10^0	-5.7404×10^0	-5.8749×10^0	
		INTERCAMBIADOR 1-3			
		1	2	3	4
		1	-8.4306×10^{-1}	1.3086×10^{-3}	-1.7684×10^{-1}
2	7.7640×10^0	-6.6101×10^{-2}	1.2991×10^0	6.9014×10^{-2}	
3	-2.2513×10^1	2.3441×10^{-1}	-2.8705×10^0	1.3082×10^{-1}	
4	2.3545×10^1	-2.1300×10^{-1}	1.9726×10^0	-3.3058×10^{-1}	

TABLA IV

		INTERCAMBIADOR 2-6			
		1	2	3	4
		1	-1.1763×10^0	5.4329×10^{-2}	-3.5228×10^{-1}
2	7.6604×10^0	-2.0701×10^{-1}	1.9809×10^0	6.6807×10^{-1}	
3	-1.6494×10^1	2.3581×10^{-1}	-3.5512×10^0	-1.5531×10^0	
4	1.2348×10^1	-7.3743×10^{-2}	2.0283×10^0	1.0702×10^0	
		FLUJO DIVIDIDO			
		1	2	3	4
		1	-4.0477×10^{-1}	2.2111×10^{-1}	-1.0313×10^{-1}
2	3.8927×10^0	-1.8657×10^0	7.6572×10^{-1}	2.9962×10^{-1}	
3	-1.0893×10^1	5.1861×10^0	-1.7279×10^0	-8.2201×10^{-1}	
4	1.2016×10^1	-4.8783×10^0	1.3113×10^0	6.9689×10^{-1}	
		FLUJO DIVIDIDO			
		1	2	3	4
		1	-1.1220×10^0	2.4036×10^{-1}	2.0756×10^{-1}
2	1.0559×10^1	-2.0834×10^0	-1.9470×10^0	-2.9091×10^0	
3	-3.1525×10^1	5.8535×10^0	6.0288×10^0	7.7200×10^0	
4	3.3262×10^1	-5.3910×10^0	-5.9175×10^0	-6.5989×10^0	
		FLUJO PARTIDO			
		1	2	3	4
		1	2.1496×10^{-1}	-1.2655×10^0	3.5061×10^{-1}
2	-9.0395×10^{-1}	7.6934×10^0	-2.1129×10^0	-3.4588×10^{-1}	
3	7.8293×10^{-1}	-1.4963×10^1	4.1931×10^0	1.3686×10^0	
4	9.3874×10^{-1}	9.3106×10^0	-2.7199×10^0	-1.2233×10^0	

CORRELACIONES UTILIZADAS EN EL CALCULO DE LA DIFERENCIA DE TEMPERATURAS LOGARITMICA MEDIA.

-39-

SI EXISTE CONDENSACION TOTAL DEL MEDIO DE ENFRIAMIENTO

$$\text{DELTAT} = \text{TS} - ((\text{TFO} - \text{TPI}) / 2) \quad \text{SI} \quad \text{TFO} - \text{TPI} < 20 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\text{DELTAT} = \text{TS} - \text{TPI} \quad \text{SI} \quad \text{TFO} - \text{TPI} = 20 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\text{DELTAT} = ((\text{TS} - \text{TFO}) - (\text{TS} - \text{TPI})) / \ln((\text{TS} - \text{TFO}) / (\text{TS} - \text{TPI})) \quad \text{SI} \quad \text{TFO} - \text{TPI} > 20 \text{ } ^\circ\text{F}$$

SI LA CONDENSACION ES PARCIAL O NO BAISTE CAMBIO DE FASE

$$\text{DELTAT} = ((\text{TCI} - \text{TFO}) - (\text{TCO} - \text{TPI})) / \ln((\text{TCI} - \text{TFO}) / (\text{TCO} - \text{TPI}))$$

CORRELACION USADA PARA EL CALCULO DEL AREA REQUERIDA

$$A = QR / (US \text{ DELTAT})$$

NUMERO DE TUBOS POR CAMBIADOR

$$NTC = A / (OD \text{ LT } NCP)$$

RESISTENCIA DE LA PARED

$$RW = OD \ln(OD/DI) / (2 \text{ FI } KW)$$

COEFICIENTE DE TRANSFERENCIA DE CALOR PARA EL HAZ DE TUBOS METODO DE KERN

$$HHC = 17.1421 - 8.92012 \text{ DELTTE} + 2.52801 \text{ DELTTE}^2$$

ESPACIO DE VAPOR

$$EV = .V / CV$$

AREA DEL DORC

-40-

$$AD = EV/LT$$

AREA DE LA CORAZA (KETTLE)

$$AH = (DC/12)^2 \cdot 0.3927$$

AREA TOTAL

$$AT = AD + AH$$

DIAMETRO DEL KETTLE

$$DK1 = 12 (AT/0.3927)^{0.5}$$

$$DK2 = DC \times 1.6$$

$$DK3 = DC + 24$$

$$DK4 = \text{AL MAYOR DE LOS ANTERIORES}$$

$$DK5 = DC \times 2$$

$$DK6 = \text{AL MENOR DE DK4 y DK5}$$

FACTOR DE FRICCIÓN PARA CORRELACIONES DE CAIDA DE PRESION

$$F = 0.184 \text{ NRE}^{-0.2} \quad \text{si } \text{NRE} > 2000$$

$$F = 64/\text{NRE} \quad \text{si } \text{NRE} < 2000$$

CORRELACIONES USADAS POR EL METODO DE MARTINELLI
EN EL CALCULO DE LA CAIDA DE PRESION EN LOS TUBOS
CUANDO EXISTE CAMBIO DE FASE

$$\text{DELPL} = 3.36E-6 \text{ PL LT WTL NF} / ((\text{DI } 12)^5 \text{ ROIMC NTC}^2)$$

$$\text{DELPV} = 3.36E-6 \text{ FV LT WTV NF} / ((\text{DI } 12)^5 \text{ ROVMC NTC}^2)$$

$$X = (\text{DELPL}/\text{DELPV})^{0.5}$$

EL CALCULO DE YL CON LA GRAFICA 5-51 DEL PERRY FUE
SUSTITUIDO POR:

LA SUBROUTINA INLAGE SI $\text{NRE} = 2100$

LA SUBROUTINA INLAG1 SI NRE > 2100
LA SUBROUTINA INLAG3 SI NRE < 2100

DELPF = DELPL YL

CORRELACIONES USADAS PARA EL CALCULO DE UN INCREMENTO OPTIMO EN LA TEMPERATURA DE SALIDA DEL AIRE (SOLO AIRE/DOS)

DELTA = 0.005 US ((TCO+TCI)/2 - TFI)

FC = 0.019 DELTA + 0.8 SI (TCO-TCI) < 5

FC = 0.00141 DELTA + 0.8897 SI (TCO-TCI) > 5

DELTA = DELTA FC

VELOCIDAD

VEL = GT/(3600 RO)

CORRELACIONES USADAS PARA EL CALCULO DE LA CAIDA DE PRESION EN LA CORAZA POR EL METODO DE KERN

AREA DE LA CORAZA

AOS = DSI CLARO BS/(144 PITCH)

DIAMETRO EQUIVALENTE

DE = (4 (PITCH² - PI OD²/4)/(PI OD))/12 SI EL PITCH ES CUADRADO

DE = (4 (PITCH/2 - 0.86 PITCH - 0.5 PI OD²/4)/(0.5 PI OD))/12
SI EL PITCH ES TRIANGULAR

NRES = DE GS/(MULVR 2.42)

-42-

NOC = INT(12 LOT/BS)+1

DELS = PFS GS GS DS NOC/(2 5.22E10 DE SG)

CORRELACIONES USADAS EN EL METODO DE BELL

NUMERO DE Baffles

NB = 12 LT/LS - 1

CLASO DIAMETRAL Baffle COAZA

DELSB = 0.1	SI	13 > DS > 8
DELSB = 0.125	SI	17 > DS > 14
DELSB = 0.15	SI	23 > DS > 18
DELSB = 0.30	SI	39 > DS > 24
DELSB = 0.35	SI	54 > DS > 40
DELSB = 0.425	SI	DS > 54

POR CIENTO DE CORTE EN LOS Baffles

DELSL = DS/LS

PCC = EXP(-1.514-0.064 DELSL)	SI	DELSL > 4.05
PCC = EXP(-1.01435-0.19826 DELSL)	SI	4.05 > DELSL > 2.1
PCC = EXP(-0.16577-0.61176 DELSL)	SI	DELSL < 2.1

AREA MAXIMA DE FLUJO CRUZADO

PITCH CUADRADO ROTADO O TRIANGULAR ROTADO

SM = LS (DS-DOTL+(DOTL-DO 12)/PN (PP-DO 12))

PITCH CUADRADO O PITCH TRIANGULAR

SM = LS (DS-DOTL+(DOTL-DO 12)/PP (PP-DO 12))

FACTOR DE CORRECCION (JK) PARA UN BANCO DE TUBOS IDEAL
FIG. 10-19 DEL PERRY

PITCH CUADRADO

$JK = \text{EXP}(-1.41057 - 0.356956 \text{ LN}(\text{NRES}))$	SI	$\text{NRES} > 500$
$JK = \text{EXP}(0.26053 - 0.6341 \text{ LN}(\text{NRES}))$	SI	$100 \leq \text{NRES} < 500$
$JK = \text{EXP}(0.3589 - 0.6591 \text{ LN}(\text{NRES}))$	SI	$1 \leq \text{NRES} < 100$

PITCH CUADRADO ROTADO

$JK = \text{EXP}(-1.41057 - 0.356956 \text{ LN}(\text{NRES}))$	SI	$\text{NRES} > 500$
$JK = \text{EXP}(0.86437 - 0.785285 \text{ LN}(\text{NRES}))$	SI	$100 \leq \text{NRES} < 500$
$JK = \text{EXP}(0.0012649 - 0.5915397 \text{ LN}(\text{NRES}))$	SI	$1 \leq \text{NRES} < 100$

PITCH TRIANGULAR ROTADO O TRIANGULAR

$JK = \text{EXP}(-1.346477 - 0.36355 \text{ LN}(\text{NRES}))$	SI	$5000 < \text{NRES}$
$JK = \text{EXP}(-2.365047 - 0.243358 \text{ LN}(\text{NRES}))$	SI	$1000 \leq \text{NRES} < 5000$
$JK = \text{EXP}(-1.657798 - 0.35446 \text{ LN}(\text{NRES}))$	SI	$200 \leq \text{NRES} < 1000$
$JK = \text{EXP}(-0.6298 - 0.205439 \text{ LN}(\text{NRES}))$	SI	$1 \leq \text{NRES} < 200$

COEFICIENTE DE TRANSFERENCIA DE CALOR PARA LA CORAZA
PARA UN BANCO IDEAL DE TUBOS

$$HK = JK 144 \text{ WW/SW (KAMER / (CLEAR NUMER } 2,42))^{2/3} (\text{NUMER/MUMED})^{0.14}$$

FACTOR DE CORRECCION PARA EFECTOS DE LA CONFIGURACION DE
LOS BAFFLES (JC) FIG. 10-20 DEL PERRY

$$ZZ = (\text{DS} - 2 \text{ LC}) / \text{DOTL}$$

$$FC = 1/PI (PI + 2 ZZ \text{ SIN}(\text{ACOS}(ZZ)) - 2 \text{ ACOS}(ZZ))$$

$JC = -17.9165 + 41.3848 \text{ FC} - 22.4548 \text{ FC}^2$	SI	$\text{FC} > 0.9$
$JC = 0.53 + 0.8 \text{ FC}$	SI	$0.0 \leq \text{FC} < 0.5$
$JC = 0.6311 + 0.402 \text{ FC}$	SI	$0.5 \leq \text{FC} < 0.78$
$JC = 0.78657 + 0.402 \text{ FC}$	SI	$0.78 \leq \text{FC} < 0.9$

FACTOR DE CORRECCION PARA EFECTOS DE DISPERSION EN LOS BAFFLES (JL)
FIG. 10-21 DEL PERRY

STB = 0.0245 (12 DO) NTC (1 + FC)

SSB = DS DELSB/2 (PI-ACOS(1-2 LC/DS))

Z = (SSB+STB)/SM
Y = (SSB/(SSB+STB))

JL = 0.9058 - 0.1166788 Y - 0.47028568 Z - 0.388856 Y Z SI Z > 0.1

JL = EXP(-0.3053043 - 0.354874 Y - 0.069706 LN(Z) - 0.0686624 Y LN(Z))
SI Z < 0.1

FACTOR DE CORRECCION PARA EFECTOS DE BY-PASS EN LOS HACES (JB)
FIG. 10-22 DEL PERRY

NUMERO DE FAJAS DE SELLO (NS)

NC = INT((DS(1-2 LC/DS)/PPP)+1)

NS = 1 SI NC < 3
NS = INT(NC/5) SI NC > 5

FEP = (DS-DCTL) LS/SM REIN = NS/NC

JB = EXP((-0.888161 + 4.03627 REIN - 5.93753 REIN²) FEP)
SI REIN > 0.05
Y NRES > 100

JB = EXP((-0.918926 + 3.91498 REIN - 5.1526 REIN²) FEP)
SI REIN > 0.05
Y NRES < 100

JB = 1 SI REIN < 0.05

FACTOR DE CORRECCION POR UN GRADIENTE ADVERSO DE TEMPERATURA
A NUMEROS DE DE REYNOLDS BAJOS (JRA)
FIG. 10-23 DEL PERRY

$$NCW = 0.81 LC/PPP$$
$$SN = NC + NCW$$

$$JRA = \text{EXP}(0.314543 - 0.15296 \ln(SN) - 0.163 \ln(NB)) \quad 20 \leq NRES < 100$$

$$JR = \text{EXP}(0.314543 - 0.15296 \ln(SN) - 0.163 \ln(NB)) \quad NRES < 20$$

$$JR = -0.239 + 0.12348 NRES + (1.229255 - 0.012276 NRES) JRA$$

$$JR = 1 \quad \text{SI } NRES \geq 100$$

COEFICIENTE DE TRANSFERENCIA DE CALOR PARA LA CORAZA

$$HE = KH JC JL JB JR$$

CORRELACIONES USADAS POR EL METODO DE BELL PARA EL CALCULO
DE LA CAIDA DE PRESION

-46-

FACTOR DE FRICCION (FK) PARA UN BANCO DE TUBOS IDEAL FIG. 10-25 PERRY
PITCH CUADRADO ROTADO 1.25 IN

$FK = \text{EXP}(-0.64757 - 0.1498 \ln(NRES))$	SI	$NRES > 1000$
$FK = 0.998665 + 0.00468305/NRES$	SI	$80 \leq NRES < 1000$
$FK = \text{EXP}(4.132 - 1.03718 \ln(NRES))$	SI	$1 \leq NRES < 80$

PITCH CUADRADO ROTADO 1 IN

$FK = \text{EXP}(-0.85511 - 0.12346 \ln(NRES))$	SI	$NRES > 1000$
$FK = 0.129989 + 35.4574/NRES$	SI	$70 \leq NRES < 1000$
$FK = \text{EXP}(3.44416 - 0.65702 \ln(NRES))$	SI	$1 \leq NRES < 70$

PITCH TRIANGULAR 1 IN O 13/16 IN

$FK = \text{EXP}(-0.56366 - 0.15108 \ln(NRES))$	SI	$NRES > 10000$
$FK = \text{EXP}(-0.48618 - 0.13933 \ln(NRES))$	SI	$700 \leq NRES < 10000$
$FK = 0.646332 - 0.00159522 NRES + 0.10682E-5 NRES^2$	SI	$70 \leq NRES < 700$
$FK = \text{EXP}(7.94795 - 1.0166 \ln(NRES))$	SI	$1 \leq NRES < 70$

PITCH TRIANGULAR 1.25 IN O 15/16 IN

$FK = \text{EXP}(-0.02588 - 0.18433 \ln(NRES))$	SI	$NRES > 600$
$FK = 0.929494 - 0.0015738 NRES + 0.313476E-12 NRES^2$	SI	$70 \leq NRES < 600$
$FK = \text{EXP}(4.231 - 1.021788 \ln(NRES))$	SI	$1 \leq NRES < 70$

PITCH CUADRADO 1.25 IN

$PK=0.215073-0.285943E-5 NRES + 0.190862E-10 NRES^2$
 SI NRES > 6000
 $PK=0.176675+0.120262E-4 NRES - 0.143537E-8 NRES^2$
 SI 2500 ≤ NRES < 6000
 $PK=0.106866+0.43354E-4 NRES - 0.248861E-8 NRES^2$
 SI 1000 ≤ NRES < 2500
 $PK=0.0966613+45.1396/NRES$
 SI 100 ≤ NRES < 1000
 $PK=EXP(4.3097-1.1119 LN(NRES))$
 SI 1 ≤ NRES < 100

PITCH CUADRADO 1 IN

$PK=0.161071-0.0114786E-5 NRES + 0.63782E-11 NRES^2$
 SI NRES > 6000
 $PK=0.148 + 0.17851 E-4 NRES - 0.285714E-8 NRES^2$
 SI 2000 ≤ NRES < 6000
 $PK=0.14971-0.27358E-4 NRES + 0.18672E-7 NRES^2$
 SI 1000 ≤ NRES < 2000
 $PK=0.10274 + 34.57/NRES$
 SI 100 ≤ NRES < 1000
 $PK=0.697219 + 53.0822/NRES$
 SI 1 ≤ NRES < 100

CAIDA DE PRESION PARA UNA VENTANA DE SECCION IDEAL (DELPBK)

DELPBK=0.69E-6 FK WW² NC/(ROLLER SM²) (MUMED/MUMER)^{0.14}

ZZ=1-2 LC/DS

SWG=DS²/4 (ACOS(ZZ)-ZZ (1-ZZ²)^{0.5})

SWT=NTC/8 (1-FC) PI (12 DO)

SW=SWG-SWT

TETAB=2 ACOS(1-2LC/DS)

DW=4 SW/((PI/2) NTC (1-FC) 12DO + DS TETAB)

X1=0.75E-6 MUMED WW/(SM SW ROLLER)

X2=NCW/(PP-12 DO)+LS/DW²

X3=0.345E-6 WW²/(SM SW ROLLER)

DELPWK= $X_1 X_2 + X_3$

SI NRES < 100

-48-

DELPWK= $1.73E-7 WW^2 (2+0.6 NCW)/(SM SW ROLMER)$ SI NRES > 100

FACTOR DE CORRECCION PARA EFECTOS DE DISPERSION EN LOS BAFFLES (RL)
FIG. 10-26 PERRY

RL = $EXP(-0.7433 - 1.11774 Y - (0.16956 + 0.27962 Y) LN(Z))$ SI $Z \leq 0.2$

RL = $0.731 - 0.23868 Y - EXP(-0.53218 + 0.84477 Y)Z$ SI $Z > 0.2$

FACTOR DE CORRECCION PARA FLUJO BY-PASS (RB)
FIG. 10-27 PERRY

RB = $EXP(1/(-0.241503 - 4.32359 RELN)) FBP$ SI RELN < 0.5

Y NRES > 100

RB = $EXP(0.37258 + 0.94799 LN(RELN)) FBP$ SI RELN > 0.01

Y NRES ≤ 100

RB=1

CAIDA DE PRESION EN LA CORAZA EXCLUYENDO NOZZLES

$X_1 = ((NB-1) DELPBK RB + NB DELPWK) RL$

$X_2 = 2 DELPBK RB (1 + NCW/NC)$

DELPS = $X_1 + X_2$

METODO DE BELL CORREGIDO POR YOCHART-MARTINELLI, DENGLER

$$XTT = (WLP/WVP)^{0.9} (ROVMER, ROLMER)^{0.5} (MULMER/MUVMER)^{0.1}$$

$$HE = 3.5 HE (1/XTT)^{0.5}$$

ECUACION DE NUSSELT

$$HC = 0.76 KPLR (4.18ES ROPLR ROPLR / (MUPLR 2.42 GAMMA))^{1/3}$$

CORRELACIONES USADAS PARA EL CALCULO DEL COEFICIENTE DE TRANSFERENCIA DE CALOR INTERNO POR MEDIO DE LA ECUACION DE BOYCO Y KRUSHILIN

$$XI = WPLI / (WFVI + WPLI)$$

$$XO = WFVO / (WFVO + WPLI)$$

$$ROMI = 1 + (ROLI - ROVI) / ROVI XI$$

$$ROMO = 1 + (ROLO - ROVO) / ROVO XO$$

$$HC = 0.002 KPLR / DO NRET^{0.8} NPR^{0.43} ((ROMI^{0.5} + ROMO^{0.5}) / 2)$$

CORRELACIONES USADAS POR EL METODO DE GENTRY-SMALL
EN EL DISEÑO DE RODBAFFLE EXCHANGERS

DIAMETRO DE LA VARILLA DE SOPORTE

$$DR = (PT - DT) / 12$$

DIAMETRO EXTERNO DEL ARILLO DEL BAFFLE

$$DBO = (DS - 2 \Delta LTC) / 12$$

ARILLO TIPO CONTOURED

$$DC = (DBO - DT) / 12$$

$$DBI = DC$$

ARILLO TIPO CIRCULAR

$$DBI = DOTL / 12$$

AREA DE FLUJO ENTRE LOS BAFFLES

$$AS = \pi / 4 (DS^2 - NTC DT^2) / 144$$

AREA DE FLUJO DE LOS BAFFLES

$$AB = AS - \pi / 4 (DBO^2 - DBI^2) - DR IRT$$

AREA DE FUGA DE LOS BAFFLES

$$AL = \pi / 4 ((DS^2 - DOTL^2) / 144 - (DBO^2 - DBI^2))$$

DIAMETRO EQUIVALENTE PARA LAS CORRELACIONES DE TRANSPERENCIA
DE CALOR

$$DH = (4 (PT^2 - \pi / 4 DT^2) / (\pi DT)) / 12$$

DIAMETRO EQUIVALENTE PARA CORRELACIONES DE CAIDA DE PRESION

$$DP = 4 AS / (PI (DS + NTC DT) / 12)$$

VELOCIDAD ENTRE BAPFLES

$$VS = WS / (ROFR AS 3600)$$

NUMERO DE REYNOLDS PARA CORRELACIONES DE TRANSFERENCIA DE CALOR

$$NREH = ROFR DH VS / (MUFR 2.42) 3600$$

NUMERO DE PRANDTL

$$NPR = CFR MUFR 2.42 / KFR$$

COEFICIENTE DE GEOMETRIA PARA EL COEFICIENTE DE TRANSFERENCIA DE CALOR PARA FLUJO LAMINAR

$$CLM = 0.15 - 0.007319 LB + 0.06576 EXP(-6.5148 RELALS)$$

$$EPSIL = 0.96 + 0.2697 EXP(-0.01705 (LT/DBO - 1)^2)$$

$$CL = CLM EPSIL$$

NUMERO DE NUSSELT

$$NNU = CL NREH^{0.6} NPR^{0.4} PI$$

COEFICIENTE DE GEOMETRIA PARA EL COEFICIENTE DE TRANSFERENCIA DE CALOR PARA FLUJO TURBULENTO

$$CTM = 0.035 - 0.001722 LB + 0.01249 EXP(-7.4646 RELALS)$$

$$EPSIT = 0.96 + 0.2437 EXP(-0.01614 (LT/DBO - 1)^2)$$

$$CT = CTM EPSIT$$

NUMERO DE NUSSELT

$$NNU = CT NREH^{0.8} NPR^{0.4} PI$$

COEFICIENTE DE TRANSFERENCIA DE CALOR PARA EL LADO DE LA CORAZA

$$HS = KFR \text{ NNU/DH}$$

NUMERO DE REYNOLDS PARA FLUJO LONGITUDINAL ENTRE Baffles

$$NREP = ROFR \text{ DP VS}/(2.42 \text{ MUPR}) \text{ 3600}$$

FACTOR DE FRICCIÓN FANNING PARA LA PORCIÓN SIN Baffles
FLUJO TURBULENTO $NREP > 2000$

$$FPB = (0.0035 + 0.264/(NREP^{0.42})) \text{ FI}$$

FLUJO LAMINAR $NREP \leq 2000$

$$FPB = 16/NREP \text{ FI}$$

NUMERO DE Baffles

$$NB = LT/NB \text{ 12} - 1$$

VELOCIDAD PARA LOS Baffles

$$VB = WS/(ROFR \text{ AB } 3600)$$

NUMERO DE REYNOLDS PARA FLUJO A TRAVES DE LOS Baffles

$$NREB = ROFR \text{ DP VB}/(2.42 \text{ MUPR}) \text{ 3600}$$

CAIDA DE PRESION A TRAVES DE LOS Baffles

$$C1 = 1.2053 \text{ EXP}(-1.6229 \text{ RELABS})$$

$$C2 = 48732 \text{ EXP}(-6.8915 \text{ RELABS})$$

$$FIF = 1 + 0.22 \text{ EXP}(-0.02015 (LT/DBO - 1)^2)$$

$$KB = FIF (C1 + C2/NREB)$$

$$DELPB = KB \text{ NB ROFR VB}^2/(2 \text{ GC } 144)$$

CAIDA DE PRESION ENTRE LOS BAFLES

-53-

$DELPP = 2 \text{ ROFR FFB LT VS}^2 / ((GC DP)/144)$

CAIDA DE PRESION A TRAVES DEL INTERCAMBIADOR

$DEPRBE = DELPP + DELPB$

CORRELACIONES UTILIZADAS POR LOS PROGRAMAS PARA EL CALCULO DE LOS COEFICIENTES DE TRANSFERENCIA DE CALOR.

SIEDER-TATE

$$HE = 1.86 \text{ KAMER/DO } (NRET \text{ CLMER NUMER } 2.42 / (KAMER \text{ LT}))^{1/3} \text{ FI}^{0.14}$$

PARA NRET < 2100

$$HE = 0.027 \text{ KAMER/DO } NRET^{0.8} (CLMER \text{ NUMER } 2.42 / KAMER)^{1/3} \text{ FI}^{0.14}$$

PARA NRET > 30,000

$$M = 0.533 + 0.286 \text{ LOG}(\text{LT/DI})$$

$$Y = 6.58 \text{ LOG}(\text{LOG}(\text{LT/DI}))$$

$$Z = 3.45 (\text{LOG}(NRET) - 3.9)$$

$$JH = 0.392 (\text{LT/DI})^{-1.28} NRET^M \text{ LOG}(\text{LT/DI}) (Z + 2.05 + Y(\text{EXP}(-Z))^2)$$

$$HE = JH \text{ KAMER/DO } (CLMER \text{ NUMER } 2.42 / KAMER)^{1/3} \text{ FI}^{0.14}$$

PARA NRET > 2100 Y NRET < 30,000

NUSSELT

$$HIG = 0.761 \text{ DI/DO } (\text{LT KLMER})^3 (\text{COLMER-RCVMER}) \text{ COLMER } 4.17 \text{ E } 8 / (\text{WTI NUMER } 2.42)^{1/3}$$

BOYCO Y KRUSHILIN

$$\Delta I = W_{\Delta EVI} / (W_{\Delta EVI} + W_{\Delta ELI})$$

$$\Delta O = W_{\Delta EVO} / (W_{\Delta EVO} + W_{\Delta ELO})$$

$$R_{O\Delta I} = 1 + (R_{OLI} - R_{OVI}) / R_{OVI} \Delta I$$

$$R_{O\Delta O} = 1 + (R_{OLO} - R_{OVO}) / R_{OVO} \Delta O$$

$$HIO = 0.024 \frac{K_{\Delta ER}}{DO} \frac{N_{RET}^{0.8} N_{PR}^{0.43} (R_{O\Delta I}^{0.5} + R_{O\Delta O}^{0.5})}{2}$$

BELL

$$HK = JK 144 \frac{W_{\Delta W}}{S_{\Delta W}} (K_{\Delta ER} / (C_{\Delta ER} \text{ NUMER } 2.42))^{2/3} FI^{0.14}$$

$$HE = HK \text{ JC JL JB JR}$$

BELL, YOCHART-MARTINELLI, DENGLER

$$\Delta TT = (W_{\Delta LF} / W_{\Delta VF})^{0.9} (R_{OV\Delta ER} / R_{OL\Delta ER})^{0.5} FI^{0.1}$$

$$HE = 3.5 HE (1 / \Delta TT)^{0.5}$$

DONDE HE SE CALCULO CON EL METODO DE BELL

KERN

$$AA = ((\mu_{UFLR} 2.42)^2 / (K_{FLR} R_{OFLE}^3 4.17EP))^{1/3}$$

$$B = (4 GPF / (\mu_{UFLR} 2.42))^{-1/3}$$

$$HC = 1.5 E / AA$$

PALER-SMALL

$$BETA = (S1^2 - S2^2) / (2 (TFC - TFI) S1 S2)$$

$$HTC = (UT \text{ DELTAT CLR/CLV})^{0.69} (144 \text{ PO KLR/SIG})^{0.31} (ROLR/ROVR-1)^{0.33} 0.225$$

$$HTC = HTC + 75.74 \text{ KLR/DO} (DO \text{ ROLR BETA DELTTE CLR/(EULR KLR 2.42)})^{0.25}$$

$$BCF = 0.714 (PT-DO)^{(4.2E-5 \text{ G})} 1/(NRV)^{(-0.24 (1.75 + \text{LN}(1/NRV)))}$$

$$HHC = HTC \text{ BCF}$$

GENTRY-SMALL

$$HS = KFR \text{ NNU/DH}$$

SOLOAIRE/DOS

$$HI = 0.276 \text{ KFDTR}^{0.6} (DI/12)^{-0.2} \text{ GT}^{0.8} (\text{WUFDTR } 2.42)^{-0.4} \text{ CPEDTR}^{0.4}$$

$$HO = 0.295 \text{ GA}^{0.681} \text{ DO}^{-0.319} \text{ KA}^{0.67} \text{ CPA}^{0.33} \text{ ROA}^{-0.351} \text{ SP}^{0.313} \text{ HEIGHT}^{-0.2}$$

CORRELACIONES UTILIZADAS EN LOS PROGRAMAS PARA CALCULAR
LA CAIDA DE PRESION.

-57-

KERN

$$\text{DELPT} = F \text{ GT}^2 \text{ LT NPT} / (5.22 \text{E}10 \text{ DI SME FI})$$

$$\text{DELPR} = 1.5 \text{ ROMER V}^2 \text{ NPT} / (144. \text{ 32.2})$$

$$\text{DELPS} = \text{FPS GS}^2 \text{ DS} / 12 \text{ NCC} / (2. \text{ 5.22E}10 \text{ DE SG FI})$$

MARTINELLI

$$\text{DELPL} = 3.36 \text{E-}6 \text{ FL LT WTL}^2 \text{ NPT} / ((\text{DI } 12)^5 \text{ ROMER NTC}^2)$$

BELL

$$\text{DELPBK} = 0.69 \text{E-}6 \text{ FK WW}^2 (2 + 0.6 \text{ NCW}) / (\text{SM SW ROMER})$$

$$\text{DELPS} = ((\text{NB-}1) \text{ DELPBK RB} + \text{NB DELPEK} \text{RL} + 2 \text{ DELPBK RB} (1 + \text{NCW/NC}))$$

GENTRY-SMALL

DELPE= KB NB ROFR VB ² / (GC 2. 144.)

DELPF= 2. ROFR FFB LT VS ² / (GC DP) / 144

DEPRBE= DELPF + DELPB

DELPNI= CNI ROFI MNI ² / (GC 2. 144.)

DELPNO= CNO ROFO NVO ² / (GC 2. 144.)

DELPS=DELPNI+DELPNO+DEPRBE

CAPITULO III.

**DESCRIPCION, FORMA DE USO
Y DIAGRAMAS DE FLUJO DE
LOS PROGRAMAS**

EXPLICACION DEL PROGRAMA KETTLE

-60-

El programa KETTLE diseña térmicamente rehervidores tipo kettle y vaporizadores tipo CHILLER con ó sin cambio de fase en el medio de enfriamiento.

Para el cálculo de las propiedades físicas durante el programa se efectúan interpolaciones entre el banco de datos introducido al programa.

Esto se hace por medio de la subrutina CALPFI que se auxilia con una subrutina de biblioteca.

En la lectura de datos se utilizan algunos índices que definen el caso a calcular:

VARIABLE	VALOR	SIGNIFICADO
TIPO	1	REHERVIDOR
TIPO	2	VAPORIZADOR
IFORMA	1	PITCH CUADRADO
IFORMA	2	PITCH CUADRADO ROTADO
IFORMA	3	PITCH TRIANGULAR
IFASE	1	CAMBIO DE FASE EN EL MEDIO DE ENFRIAMIENTO
IFASE	2	SIN CAMBIO DE FASE EN EL MEDIO DE ENFRIAMIENTO
IFMC	1	EL MEDIO DE CALENTAMIENTO ES UN LIQUIDO
IFMC	2	EL MEDIO DE

8.- Se calcula el coeficiente externo de transferencia de calor de acuerdo al rango de temperaturas del fluido frío.

8A.- Si es menor que $\Delta T/4$ se usa el método de Palen - - Small.

- i) Se supone un coeficiente de ebullición de 3000
- ii) Se calcula el coeficiente de transferencia de calor total para un tubo.
- iii) Se compara con el valor supuesto.
- iv) El método de convergencia es por aproximaciones sucesivas, con un máximo de 100 iteraciones y una tolerancia de 1.
- v) Se calcula la temperatura de pared y se recalcula el coeficiente interno.
- vi) Se compara con el valor supuesto en el paso 6.
- vii) El método de convergencia es por aproximaciones sucesivas con un máximo de 100 iteraciones y una tolerancia de .1 GF.
- viii) De acuerdo a la diferencia de temperatura pared-fluido se corrige o no el coeficiente por convección.
- ix) Se calcula el flux máximo de un tubo.
- x) Se hace un chequeo térmico de la unidad.
- xi) Se calcula el coeficiente del haz de tubos que se corrige por la ecuación del BCF.
- xii) Se hace un nuevo chequeo térmico.
- xiii) Se procede con el paso 9.

Método de Kern.

Se supone un coeficiente de ebullición.

Se calcula la diferencia de temperatura pared-fluido.

iii) Se calcule la temperatura de pared.

iv) Se compara con el valor supuesto.

v) Se usa como método de convergencia el de aproximaciones sucesivas con un máximo de 100 iteraciones y una tolerancia de 1 GF.

vi) Se calcula el coeficiente de ebullición usando la correlación de Kern.

$$h_{bc} = 17.1421 - 8.92012 \times \text{DELTE} + 2.52801 \times \text{DELTE}^2$$

vii) Se compara contra el supuesto, usando el mismo método de convergencia que en casos anteriores y con una tolerancia de 1.

viii) De acuerdo al TIPO se checa térmicamente la unidad

a) Evaporadores. Reduciendo el área en 5% si la relación $(US-UH)/UH$ es menor de 0.05 y aumentandola en la misma proporción si es mayor que 0.05, utilizando como máximo 100 iteraciones.

b) Rehervidores.

I) Se supone un coeficiente por calor sensible de 3000.

II) Se calcula el coeficiente total de transferencia de calor sensible con la correlación:

$$HS = 9.35 (US \times \text{DELTAT})^{0.21}$$

III) Se compara contra el supuesto usando como método de convergencia el de aproximaciones sucesivas con un máximo de 100 iteraciones y una tolerancia de L.

IV) Se calcula la carga térmica disponible y se compara contra la requerida.

9.- Se calcula el espacio de vapor. El área del domo, el área de la coraza, el área total.

10.- Se calcula el diámetro del equipo.

11.- Se calcula la caída de presión de acuerdo al IPASE.

11A. Sin cambio de fase:

i) Se calcula la masa velocidad dentro de tubos, el número de Reynolds, y de acuerdo a este el factor de fricción.

ii) Se calcula la caída de presión dentro de tubos, en el retorno y la total.

11B. Con cambio de fase y de acuerdo a ICO.

I.- Condensación parcial se usa el método de martine lli.

i) Se calcula el área de flujo.

ii) Se calcula la masa velocidad para cada fase.

iii) Se calcula el número de Reynolds para cada fase

iv) El factor de fricción para cada fase se calcula de acuerdo al número de Reynolds.

v) Se calcula la caída de presión para cada fase.

vi) Se calcula el factor $X = (DELPI/DELPV)^{0.5}$

vii) Por medio de las subrutinas INLAG1, INLAG2, INLAG3 y de acuerdo al número de Reynolds se calcula el factor YL.

viii) Finalmente se calcula la caída de presión total.

EXPLICACION DEL PROGRAMA SOLOCAIRE/DOS

-65-

- 1.- Se inicializan algunas variables como el peso molecular del aire y el diámetro externo de los tubos.
- 2.- Se inicializan los contadores para el número de iteraciones permitido para el cálculo de la temperatura de pared y el valor del coeficiente global de transferencia de calor.
- 3.- Se calcula el incremento en la temperatura del aire, y como primera estimación se supone una temperatura de pared igual a la promedio del aire.
- 4.- Se calcula la diferencia de temperaturas logarítmica media (LMTD), y por medio de la subrutina FACCOR se calcula el factor de corrección FT.
- 5.- Se calcula la carga de calor por unidad.
- 6.- Se calcula el área total requerida.
- 7.- En base a la tabla DATOS(I,J), a la diferencia de temperatura del fluido caliente y al coeficiente global de transferencia de calor supuesto se calcula:
 - El ancho del equipo
 - La longitud de los tubos
 - El número de ventiladores por unidad
 - El área disponible
- 8.- Se fija el valor para el área de flujo de tubos y el valor de la capacidad calorífica del aire, se calculan las propiedades físicas a la temperatura de pared supuesta.
- 9.- Se calcula el número de tubos por unidad y la masa velocidad para los tubos.
- 10.- Se calcula el coeficiente interno de transferencia de calor, la resistencia de la pared, el gasto de aire y la masa velocidad del aire.
- 11.- Se calcula el área superficial de los tubos.
- 12.- Se fija el espaciamiento de las aletas, así como su altura, se calcula la conductividad térmica del aire así como su densidad a la temperatura de pared supuesta.
- 13.- Se calcula el coeficiente externo de transferencia de calor.
- 14.- Se calcula la temperatura de pared y se compara con el valor supuesto.
- 15.- El método de convergencia es por sustituciones sucesivas, con una tolerancia de 1 GF y un máximo de 100 iteraciones.

- 16.-Se calcula el coeficiente global de transferencia de calor y se compara con el valor supuesto.
- 17.-El método de convergencia es por sustituciones sucesivas con una tolerancia de 1.0 o del 5%, con un máximo de 100 iteraciones
- 18.-Se calcula el área superficial de los haces de tubos por ventilador y el diámetro del ventilador.
- 19.-Se calcula la caída de presión dentro de tubos, y la del aire.
- 20.-Se calculan los HP'S requeridos totales y por ventilador.
- 21.-Se impren los resultados siguientes;
 - La carga térmica transferida
 - La temperatura de salida del aire
 - El coeficiente interno de transferencia de calor
 - El coeficiente externo de transferencia de calor
 - El coeficiente global de transferencia de calor
 - El factor de incrustamiento
 - El número de unidades en paralelo
 - El ancho del equipo
 - El área de transferencia
 - El número de pasos
 - El número de hileras de tubos
 - El diámetro externo de los tubos
 - El pitch
 - La longitud de los tubos
 - El diámetro del ventilador
 - El número de ventiladores por unidad
 - La altura de las aletas
 - El ancho de las aletas
 - Los HP'S requeridos totales
 - Los HP'S requeridos por ventilador
 - La caída de presión dentro de tubos
 - La caída de presión fuera de tubos

EXPLICACION DEL PROGRAMA CONDIF

-67-

- 1.- Por medio de las instrucciones PARAMETER para el número de componentes y para el número de intervalos, se efectúan dimensionamientos variables para los arreglos que se usan en el programa, esto proporciona al usuario, la capacidad de variar el número de intervalos con solo variar la instrucción parameter correspondiente, sin necesidad de redimensionar los arreglos por sí mismo.
- 2.- Se calcula el flujo de vapor para cada componente a la entrada, así como el flujo total de vapor.
- 3.- Se inicia el cálculo de la temperatura de rocío, con un valor supuesto de 200 GF, con un incremento de 100 GF, con un máximo de iteraciones de 500 y con una tolerancia de 0.1 GF.
- 4.- Se calculan las constantes de equilibrio para cada componente a la temperatura de rocío supuesta.
- 5.- Se calcula la relación V/K para cada componente.
- 6.- La suma de estas relaciones debe igualar al flujo total de vapor a la salida.
- 7.- El método de convergencia es por búsqueda binaria.
- 8.- Se inicia el cálculo de la temperatura de burbuja, con un valor supuesto de 100, con un incremento de 100, con un máximo de 500 iteraciones y con una tolerancia de 0.1 GF.
- 9.- Se calculan las constantes de equilibrio a la temperatura de burbuja.
- 10.- Se calcula el producto K L para cada componente.
- 11.- La suma de estos productos debe igualar al flujo total de líquido a la salida.
- 12.- El método de convergencia es por búsqueda binaria.
- 13.- Se calculan las diferencias de temperaturas para cada intervalo.
- 14.- Se calculan las temperaturas a la entrada y a la salida de cada intervalo.
- 15.- Se calcula el flujo de vapor a la entrada para cada componente.
- 16.- Se calcula el flujo total de vapor a la entrada.

- 17.- Se inicia el cálculo de la relación V/L para el primer intervalo, con un valor supuesto de 10.1, con un incremento de 2.0, con un máximo de 10,000 iteraciones y una tolerancia de 0.001 .
- 18.- Se calculan las constantes de equilibrio a la temperatura de salida del intervalo, para cada componente.
- 19.- Se calcula la cantidad de líquido formado antes del intervalo para cada componente y la total.
- 20.- Se calcula la cantidad de vapor remanente para cada componente y la total.
- 21.- Se calcula la cantidad de líquido formado en el intervalo para cada componente y la total.
- 22.- Se calcula la relación V/L que debe igualar a la supuesta.
- 23.- El método de convergencia es por búsqueda binaria.
- 24.- Para los intervalos siguientes se repiten los pasos 17 a 24 excepto que el valor supuesto inicial para cada intervalo es el calculado para el anterior.
- 25.- El método de convergencia es por decrementos sucesivos de 0.001 al valor supuesto.

- 28.- Se imprimen los valores de la temperatura a la entrada y a la salida de cada intervalo.
- 29.- Se imprimen los valores del vapor remanente, del líquido formado anteriormente, y del líquido formado durante cada intervalo y para cada componente.
- 30.- Se imprimen los valores de la cantidad total de líquido formado anteriormente, la cantidad de vapor remanente y la cantidad de líquido total formada durante el intervalo.
- 31.- Se imprime el valor de la relación vapor/líquido para cada intervalo.
- 32.- Se calculan las entalpías del líquido y del vapor a la entrada a cada intervalo, para cada componente, así como la entalpía total para cada intervalo.
- 33.- Se imprimen los valores de la cantidad de vapor remanente, de las entalpías del líquido y del vapor para cada intervalo y para cada componente, así como sus totales.
- 34.- Se calcula la entalpía del líquido a la salida y se imprime.
- 35.- Se calculan las diferencias de entalpías para cada intervalo.
- 36.- Se calcula el gasto requerido de agua de enfriamiento.
- 37.- Se calculan los incrementos de temperatura del agua en cada intervalo.
- 38.- Se calcula la temperatura del agua a la entrada y a la salida de cada intervalo.
- 39.- Se calcula la LMTD para cada intervalo.
- 40.- Se calcula la relación $q/LMTD$ para cada intervalo, el calor transferido total hasta el fin del intervalo y la $DELTA T$ ponderada.
- 41.- Se imprimen los valores de la temperatura, de la entalpía y de la diferencia de entalpías a la entrada y a la salida de cada intervalo.
- 42.- Se imprimen los valores del calor total transferido, los incrementos en la temperatura del agua, la temperatura del agua, la LMTD, la relación $q/LMTD$, el calor transferido acumulado, para cada intervalo, así como los totales de los incrementos de temperatura para el agua y para la relación $q/LMTD$.
- 43.- Se imprime el valor del gasto requerido de agua de enfriamiento, así como el de la $DELTA T$ ponderada.

- 44.- Se calcula el gasto total de vapor a la entrada, la carga de calor debida a la condensación así como la inundación.
- 45.- Se calcula el área total de flujo para los tubos, la masa velocidad, la velocidad, al coeficiente interno de transferencia de calor, el factor de corrección de acuerdo al diámetro de los tubos, el coeficiente interno de transferencia de calor corregido y el coeficiente de transferencia de calor interno referido al diámetro externo.
- 46.- Se calcula la cantidad de tubos no sumergidos.
- 47.- Se calcula el coeficiente externo de transferencia de calor.
- 48.- Se calcula el coeficiente total de transferencia de calor limpio, el área requerida para la condensación, el área requerida para subenfriamiento, el área total requerida, el coeficiente total de transferencia de calor para condensación y subenfriamiento, el área total disponible, el coeficiente global de transferencia de calor para diseño.
- 49.- Se calcula la caída de presión para la coraza y para los tubos
- 50.- Se imprimen los valores de:
 - El coeficiente interno de transferencia de calor
 - El coeficiente externo de transferencia de calor
 - El coeficiente global de transferencia de calor, limpio
 - El coeficiente global de transferencia de calor para diseño
 - El área total requerida
 - El área total disponible
 - El factor de incrustamiento
 - La caída de presión para la coraza
 - La caída de presión para los tubos.

COMO UTILIZAR EL PROGRAMA CONDIF

El programa CONDIF esta diseñado para una mezcla de cinco componentes, pero con algunas variaciones puede ajustarse a mezclas de menor o mayor número de componentes, a continuación se presentan explicaciones generales para los dos casos, así como ejemplos con aplicaciones particulares.

CASO I

MEZCLAS DE MENOS DE CINCO COMPONENTES

1.- Cambios en el programa CONDIF.

- a).-Cambiar la instrucción PARAMETER N=5 por PARAMETER N=X, donde X debe ser el número de componentes deseado.
- b).-Eliminar los arreglos de la forma KEZ, HVZ, HLZ donde Z es el número progresivo que identifica al componente, hasta que Z=X+1 (inclusive), de la proposición REAL y de los COMMON /KEN/, /HV/, y /HL/.

c).-Declarar como comentarios (por un posible uso futuro), las tarjetas de la forma:

```
READ(5,1)(KEZ(I),I=1,8)
```

```
READ(5,1)(HVZ(I),I=1,8)
```

```
READ(5,1)(HLZ(I),I=1,8)
```

Donde Z tiene el mismo significado que para el inciso anterior, hasta que Z=X+1 (inclusive).

2.- Cambios en la subrutina CALKEN.

- a).-Cambiar la instrucción PARAMETER N=5 por PARAMETER N=X.
- b).-Eliminar los arreglos de la forma KEZ hasta que Z=X+1 (inclusive), de la proposición REAL y del COMMON /KEN/.

c).-Declarar como comentarios (por un posible uso futuro) las tarjetas de la forma:

```
KE(Z)=YLGINT(TKE,KEZ,6,T,6,$201)
```

hasta que Z=X+1 (inclusive), donde Z y X se definieron antes.

3.- Cambios en la subrutina CALHV.

- a).-Cambiar la instrucción PARAMETER N=5 por PARAMETER N=X.
- b).-Eliminar los arreglos de la forma HVZ hasta que Z=X+1 (inclusive), de la proposición REAL y del COMMON /HV/.

c).-Declarar como comentarios (por un posible uso futuro) las tarjetas de la forma:

```
HV(Z)=YLGINT(TKE,HVZ,6,T,6,$201)
```

hasta que $Z=X+1$ (inclusive), donde Z y X se definieron antes.

4.- Cambios en la subrutina CALHL.

a).-Cambiar la instrucción PARAMETER N=5 por PARAMETER N=X.

b).-Eliminar los arreglos de la forma HLZ hasta que $Z=X+1$ (inclusive), de la proposición REAL y del COMMON /HL/.

c).-Declarar como comentarios las tarjetas de la forma:

HL(Z)=YLGINT(TKE,HLZ,8,T,6,\$201)

hasta que $Z=X+1$ (inclusive), donde Z y X se definieron antes.

CASO II

MEZCLAS DE MAS DE CINCO COMPONENTES

1.- Cambios en el programa CONDIP.

a).-Cambiar la instrucción PARAMETER N=5 por PARAMETER N=X, donde X debe ser el número de componentes deseado.

b).-Agregar X-5 arreglos de la forma KEZ, HVZ, HLZ donde Z es un número progresivo que identifica al componente, en la proposición REAL y en los COMMON /KEN/, /HV/, /HL/.

b).-Agregar X-5 series de tarjetas similares a las siguientes:

READ(5,1)(KEZ(I), I=1,8)

READ(5,1)(HVZ(I), I=1,8)

READ(5,1)(HLZ(I), I=1,8)

donde Z tiene el mismo significado que para el inciso anterior.

2.- Cambios en la subrutina CALKEN.

a).-Cambiar la instrucción PARAMETER N=5 por PARAMETER N=X.

b).-Agregar X-5 arreglos de la forma KEZ en la proposición REAL y en el COMMON /KEN/.

c).-Agregar X-5 tarjetas de la forma:

KE(Z)=YLGINT(TKE, KEZ, 6, T, 6, \$201)

donde X y Z se definieron antes.

3.- Cambios en la subrutina CALHV.

a).-Cambiar la instrucción PARAMETER N=5 por PARAMETER N=X.

b).-Agregar X-5 arreglos de la forma HVZ en la proposición REAL y en el COMMON /HV/.

c).-Agregar X-5 tarjetas de la forma:

HV(Z)=YLGINT(TKE, HVZ, 8, T, 6, \$201)

4.- Cambios en la subrutina CALHL.

a).-Cambiar la instrucción PARAMETER N=5 por PARAMETER N=X.

b).-Agregar X-5 arreglos de la forma HLZ en la proposición REAL y en el COMMON /HL/.

c).-Agregar X-5 tarjetas de la forma:

HL(Z)=YLGINT(TKE, HLZ, 8, T, 6, \$201)

donde X y Z se definieron antes.

EJEMPLO DE APLICACION AL CASO I

SE TIENE UNA MEZCLA DE TRES COMPONENTES

1.- Cambios en el programa CONDIF.

- a).-La instrucción PARAMETER N=5 se cambia por PARAMETER N=3 .
- b).-Se eliminan los arreglos KE4,KE5,HV4,HV5,HL4,HL5 de la proposición REAL y de los COMMON /KEN/,/HV/,/HL/.
- c).-Se declaran como comentarios las tarjetas siguientes:

```
READ(5,1)(KE4(I),I=1,8)
READ(5,1)(KE5(I),I=1,8)
READ(5,1)(HV4(I),I=1,8)
READ(5,1)(HV5(I),I=1,8)
READ(5,1)(HL4(I),I=1,8)
READ(5,1)(HL5(I),I=1,8)
```

2.- Cambios en la subrutina CALKEN

- a).-La instrucción PARAMETER N=5 se cambia por PARAMETER N=3 .
- b).-Se eliminan los arreglos KE4,KE5 de la proposición REAL y del - COMMON /KEN/.
- c).-Se declaran como comentarios las tarjetas siguientes:

```
KE(4)=YLGINT(TKE,KE4,8,T,6,$201)
KE(5)=YLGINT(TKE,KE5,8,T,6,$201)
```

3.- Cambios en la subrutina CALHV

- a).-Se cambia la instrucción PARAMETER N=5 por PARAMETER N=3 .
- b).-Se eliminan los arreglos HV4,HV5 de la proposición REAL y del - COMMON /HV/ .
- c).-Se declaran como comentarios las tarjetas siguientes :

```
HV(4)=YLGINT(TKE,HV4,8,T,6,$201)
HV(5)=YLGINT(TKE,HV5,8,T,6,$201)
```

4.- Cambios en la subrutina CALHL

- a).-Se cambia la instrucción PARAMETER N=5 por PARAMETER N=3 .
- b).-Se eliminan los arreglos HL4,HL5 de la proposición REAL y del - COMMON /HL/ .
- c).-Se declaran como comentarios las tarjetas siguientes:

```
HL(4)=YLGINT(TKE,HL4,8,T,6,$201)
HL(5)=YLGINT(TKE,HL5,8,T,6,$201)
```

EJEMPLO DE APLICACION AL CASO II
SE TIENE UNA MEZCLA DE SIETE COMPONENTES.

1.- Cambios en el programa CONDIF.

a).-La instrucción PARAMETER N=5 se cambia por PARAMETER N=7 .

b).-Se agregan los arreglos KE6(8),KE7(8),HV6(8),HV7(8),HL6(8), y -
HL7(8) en la proposición REAL y en los COMMON /KEN/,/HV/,/HL/, -
respectivamente.

c).-Se agregan las tarjetas siguientes:

READ(5,1)(KE6(I),I=1,8)

READ(5,1)(KE7(I),I=1,8)

READ(5,1)(HV6(I),I=1,8)

READ(5,1)(HV7(I),I=1,8)

READ(5,1)(HL6(I),I=1,8)

READ(5,1)(HL7(I),I=1,8)

2.- Cambios en la subrutina CALKEN.

a).-La instrucción PARAMETER N=5 se cambia por PARAMETER N=7 .

b).-Se agregan los arreglos KE6(8),KE7(8) en la proposición REAL -
y en el COMMON /KEN/.

c).-Se agregan las tarjetas siguientes:

KE(6)=YLGINT(TKE,KE6,8,T,6,\$201)

KE(7)=YLGINT(TKE,KE7,8,T,6,\$201)

3.- Cambios en la subrutina CALHV.

a).-La instrucción PARAMETER N=5 se cambia por PARAMETER N=7 .

b).-Se agregan los arreglos HV6(8),HV7(8) en la proposición REAL -
y en el COMMON /HV/.

c).-Se agregan las tarjetas siguientes:

HV(6)=YLGINT(TKE,HV6,8,T,6,\$201)

HV(7)=YLGINT(TKE,HV7,8,T,6,\$201)

4.- Cambios en la subrutina CALHL.

a).-La instrucción PARAMETER N=5 se cambia por PARAMETER N=7 .

b).-Se agregan los arreglos HL6(8),HL7(8) en la proposición REAL -
y en el COMMON /HL/.

c).-Se agregan las tarjetas siguientes:

HL(6)=YLGINT(TKE,HL6,8,T,6,\$201)

HL(7)=YLGINT(TKE,HL7,8,T,6,\$201)

EXPLICACION DEL PROGRAMA RBE

El programa RBE hace un diseño térmico para cambiadores de calor de baffles con varillas de soporte (RodBaffle Exchangers).

- 1.- Se leen los datos de acuerdo al proceso que se desee tratar.
- 2.- Se calcula la diferencia de temperaturas logarítmica-media y se corrige.
- 3.- Se supone una temperatura de pared igual a la promedio del medio de enfriamiento.
- 4.- Se calcula la carga térmica transferida.
- 5.- Se calcula el coeficiente de transferencia de calor para la coraza (fluido caliente) por medio del método de Gentry-Small.
- 6.- Inicia el cálculo del coeficiente de transferencia de calor para los tubos.
 - A).- Si el medio de enfriamiento no cambia de fase se usa la ecuación de Sieder y Tate.
 - B).- Si el medio de enfriamiento cambia de fase se usan las ecuaciones de Husselt y de Boyco y Krushilin.
- 7.- Se calculan los coeficientes globales de transferencia de calor limpio, sucio y de servicio.
- 8.- Se calculan el área requerida y el área disponible.
- 9.- Se calcula la temperatura de pared y se compara contra la supuesta .
- 10.- El método de convergencia es por sustituciones sucesivas con una tolerancia de 1 GF y un máximo de iteraciones de 100.
- 11.- Se calcula la caída de presión del lado de la coraza de acuerdo al método de Gentry-Small.
- 12.- Inicia el cálculo de la caída de presión en los tubos
 - A).- Si el medio de enfriamiento no cambia de fase se usa el método de Kern.
 - B).- Si el medio de enfriamiento cambia de fase se usa el método de Martinelli.

- 13.- Se imprimen los valores del gasto requerido del medio de enfriamiento, de los coeficientes de transferencia de calor del lado de la coraza y del lado de los tubos.
- 14.- Se imprimen los valores de los coeficientes de transferencia de calor globales limpio, sucio y de servicio
- 15.- Se imprime el valor de la diferencia de temperaturas logaritmica media corregida.
- 16.- Se imprime el valor del área requerida así como el de la disponible.
- 17.- Se imprime el valor de la caída de presión del lado de la coraza y del lado de los tubos.
- 18.- Se imprime el valor de la carga térmica transferida.

EXPLICACION DEL PROGRAMA INCOND

-78-

El programa incond diseña condensadores en presencia de gases incondensables, de acuerdo al método propuesto por Gilgour.

- 1.- Se leen los datos de acuerdo al proceso que se tenga.
- 2.- El programa usa como medio de enfriamiento agua, si se desea utilizar otro, las tarjetas que están declaradas como comentarios en el bloque de lectura deben ser válidas.
- 3.- El programa inicia sus cálculos basado en la curva de condensación de la mezcla, que se da como dato en el paso uno.
- 4.- Se calcula al número de baffles, el claro diametral baffle-ceraza, así como el porcentaje de corte en los baffles.
- 5.- Se calcula la curva del medio de enfriamiento. (TF(I))
- 6.- Se calcula la curva de diferencias de temperaturas entre la de condensación y la de enfriamiento (TJM(I)).
- 7.- Se unen los puntos extremos de curva con una línea recta (TJMI(I)).
- 8.- Se determinan los excesos de las diferencias de temperaturas, es decir las desviaciones existentes entre la curva de condensación y la línea recta trazada en el paso siete (DELTAE(I)).
- 9.- Se calcula la media de estos excesos.
- 10.- Se calcula la diferencia de temperaturas logarítmica media.
- 11.- Sumando la media de los excesos a la diferencia de temperaturas logarítmica media y multiplicando esta suma por el factor de corrección se obtiene la diferencia de temperaturas logarítmica media ponderada (DELTP).
- 12.- Se calcula el área requerida para el proceso utilizando el coeficiente de transferencia de calor global su-

temperatura de pared igual a la promedio de enfriamiento.

do de los coeficientes de transferencia de calor al proceso.

- A).- Si el medio de enfriamiento va por los tubos y no cambia de fase se usa la ecuación de Sieder y Tate.
- B).- Si el medio de enfriamiento va por los tubos y cambia de fase se usan las ecuaciones de Nusselt y de Boyco y Krushilin.
- C).- Si el medio de enfriamiento va por la coraza y no cambia de fase se usa el método de Bell.
- D).- Si el medio de enfriamiento va por la coraza y cambia de fase se usa el método de Bell corregido por Yock - hart-Martinelli.
- E).- Cuando la condensación es en los tubos y existe una sola fase a la entrada, se usa la ecuación de Nusselt.
- F).- Cuando la condensación es en los tubos y existen dos fases a la entrada se usa la ecuación de Boyco y Krushilin.
- G).- Cuando la condensación es en la coraza y existe una sola fase a la entrada se usa la ecuación de Nusselt.
- H).- Cuando la condensación es en la coraza y existen dos fases a la entrada se usa el método de Kern.
- 15.- Se calculan los incrementos de temperaturas debidos a cada una de las resistencias consideradas, la del fluido interno, la del fluido externo, la del condensado, la de la pared del tubo, la del ensuciamiento.
- 16.- Se utiliza un método de convergencia diferente de acuerdo al lugar donde se realice la condensación.
- 17.- Para la convergencia se usan incrementos y decrementos del 5% en el area, con un máximo de 10000 iteraciones.
- 18.- Se calcula el coeficiente global de transferencia de calor.
- 19.- Se compara el area requerida contra la disponible.
- 20.- Inicia el cálculo de la caída de presión.
- A).- Si el medio de enfriamiento va por los tubos y no cambia de fase se usa el método de Kern.
- B).- Si el medio de enfriamiento va por los tubos y cambia de fase se usa el método de Martinelli.
- C).- Si la condensación es en la coraza se usa el método de Kern.
- D).- Si la condensación es en los tubos se usa el método de Martinelli.

- E).- Si el medio de enfriamiento va por la coraza y no cambia de fase se usa el método de Bell.
- F).- Si el medio de enfriamiento va por la coraza y cambia de fase se usa el método de Kern.
- 21.- Se imprimen los valores del gasto requerido del medio de enfriamiento, el número de baffles, el claro diámetro -
tral baffle-coraza, el porcentaje de corte en los baffles la diferencia de temperaturas logarítmica media ponderada, el límite de la coraza al tubo más externo.
- 22.- También se imprimen los valores de los coeficientes de transferencia de calor para la condensación a la entrada y a la salida, y para el medio de enfriamiento.
- 23.- Se imprimen después los valores de los coeficientes globales de transferencia de calor limpio, sucio y de servicio.
- 24.- Posteriormente se imprimen los valores del área requerida y del área disponible.

VARIABLES DE IMPORTANCIA EN EL PROGRAMA INCOND

-81-

N NUMERO DE PUNTOS DE LA CURVA DE CONDENSACION

El programa usa N=6, si se desea cambiar debe hacerse lo siguiente:

Cambiar la instrucción PARAMETER N=6 por otra similar - con el número de puntos correctos.

ILME INDICE DE LUGAR DEL MEDIO DE ENFRIAMIENTO

-1 Medio de enfriamiento por la coraza

-2 Medio de enfriamiento por los tubos

IFME INDICE DE FASE DEL MEDIO DE ENFRIAMIENTO

-1 Sin cambio de fase

-2 Con cambio de fase

IFCON INDICE DE FASE DEL CONDENSADO

-1 Dos fases a la entrada

-2 Una fase a la entrada

IARREG Ver subrutina PACCOR

D

I

A

G

R

A

L

A

S

D

B

B

L

O

Q

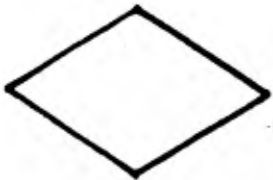
U

E

S



PROPOSICION DE ASIGNACION



TOMA DE DECISION



CONECTOR (UNE DOS PARTES DEL PROCESO)



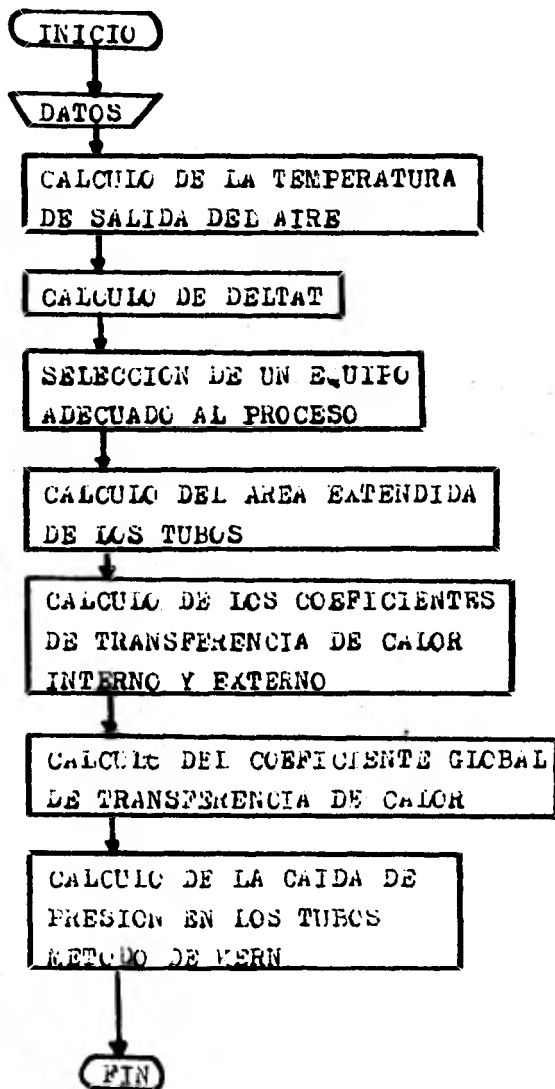
FIN DEL PROCESO

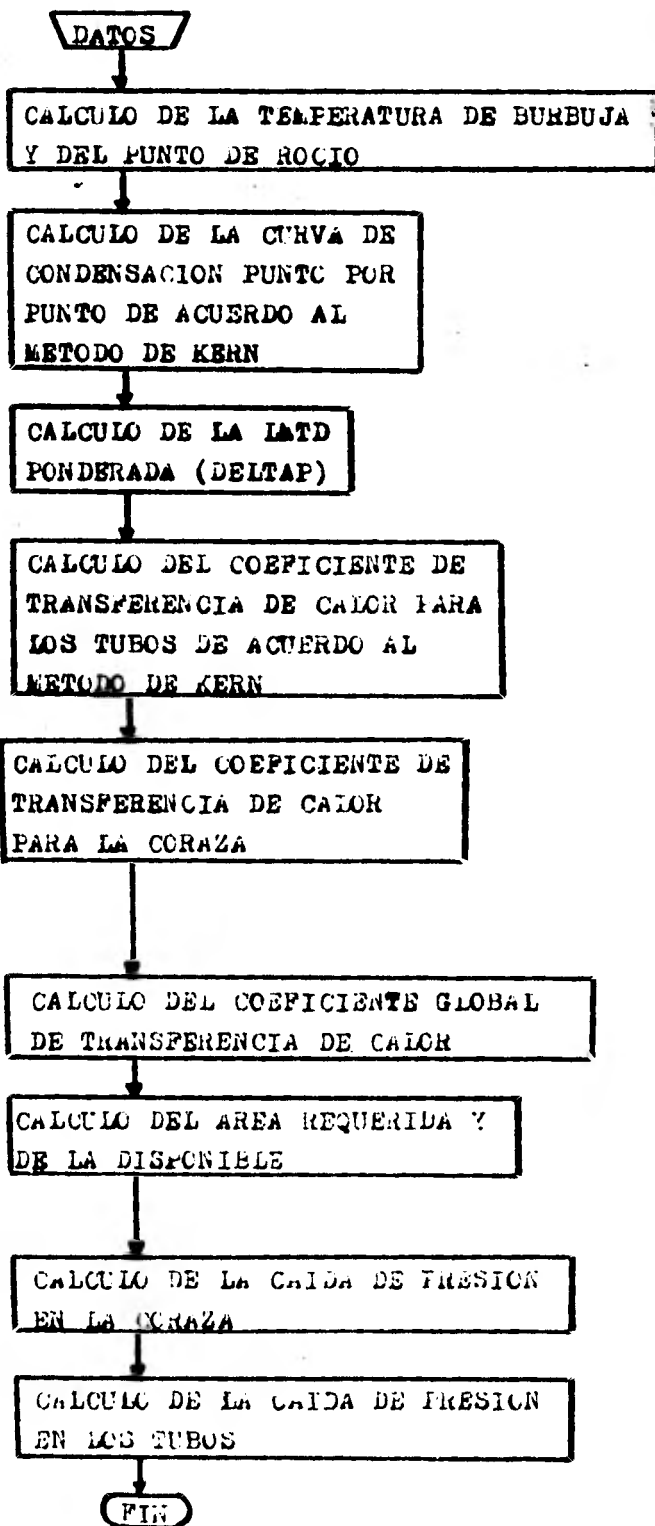


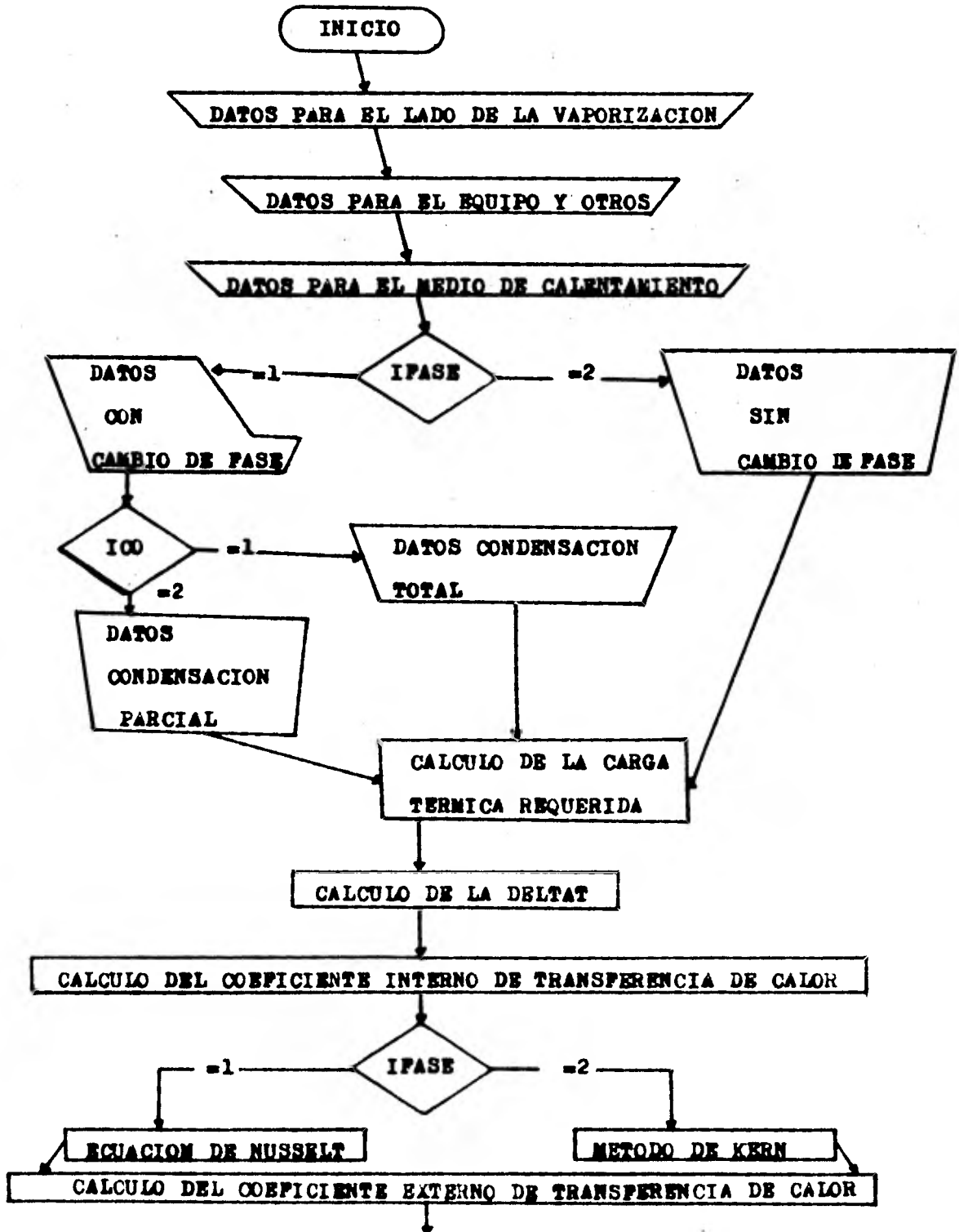
DATOS QUE ENTRAN AL PROCESO

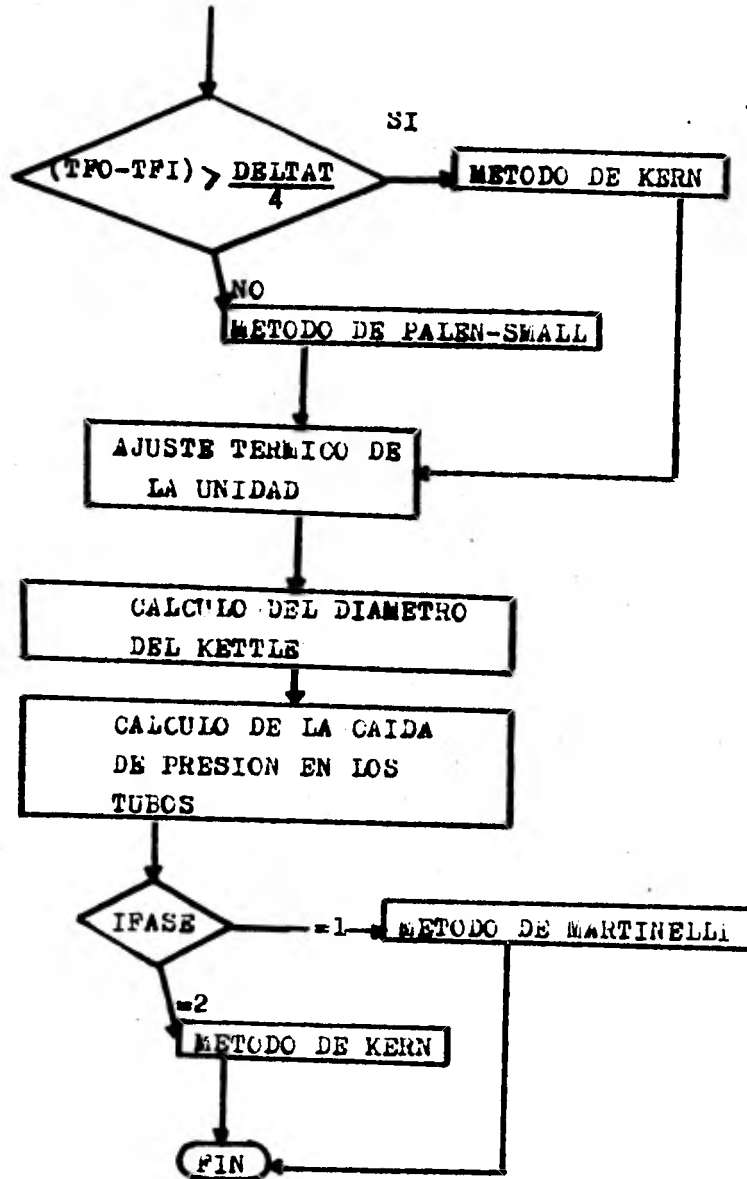


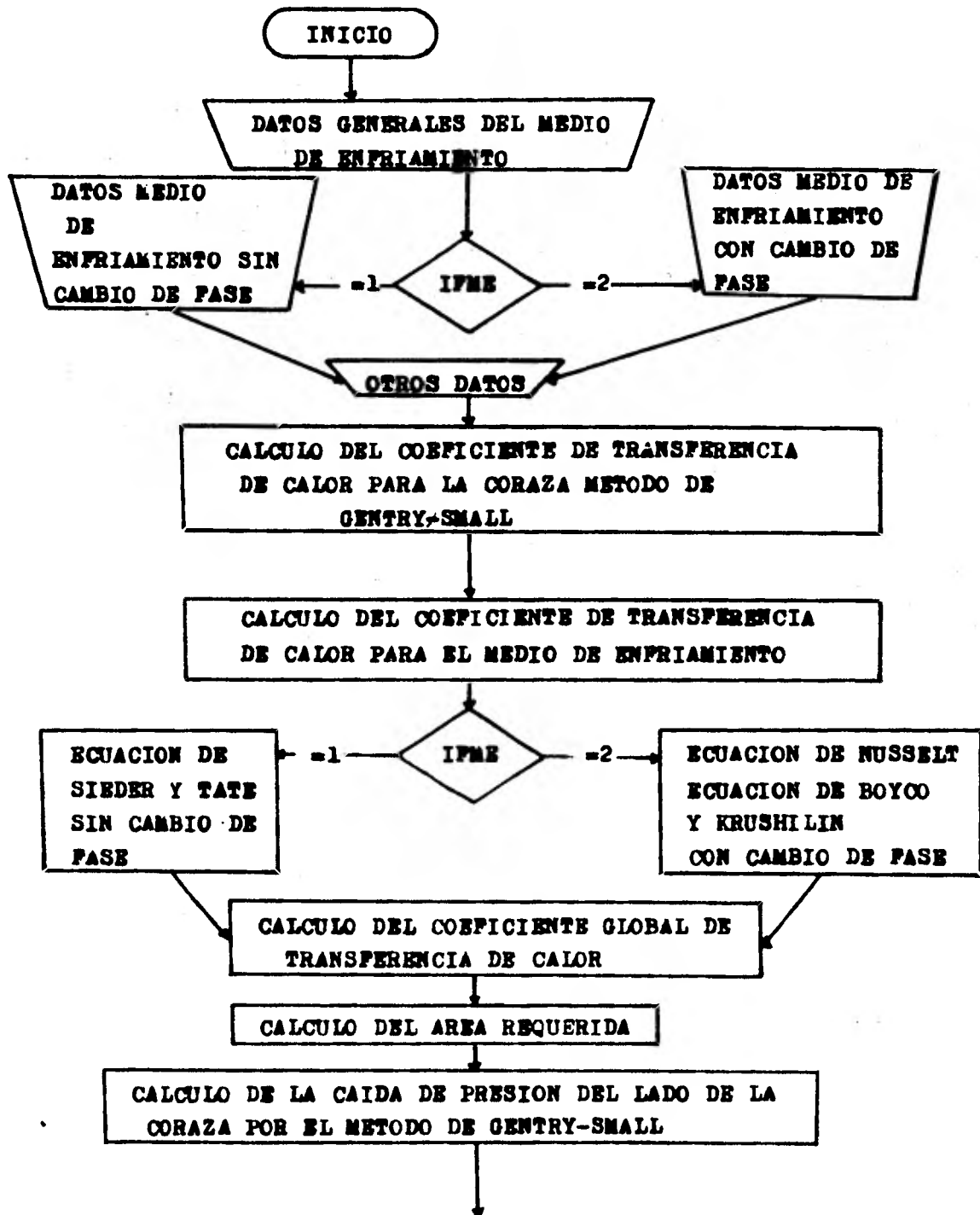
DATOS QUE PROPORCIONA EL PROCESO

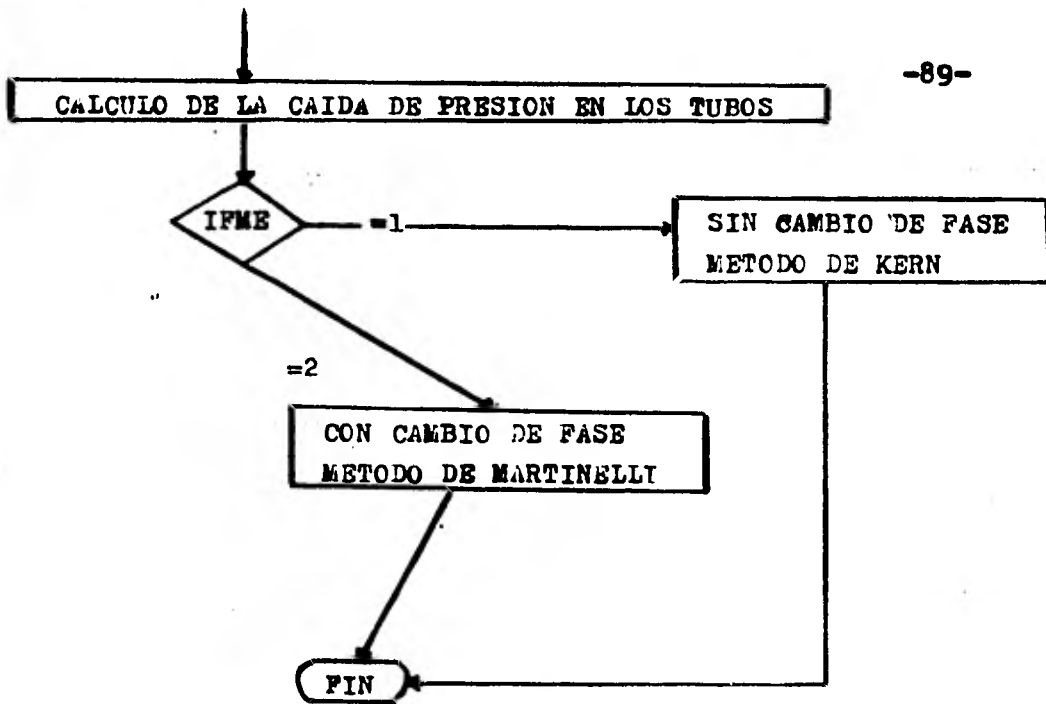


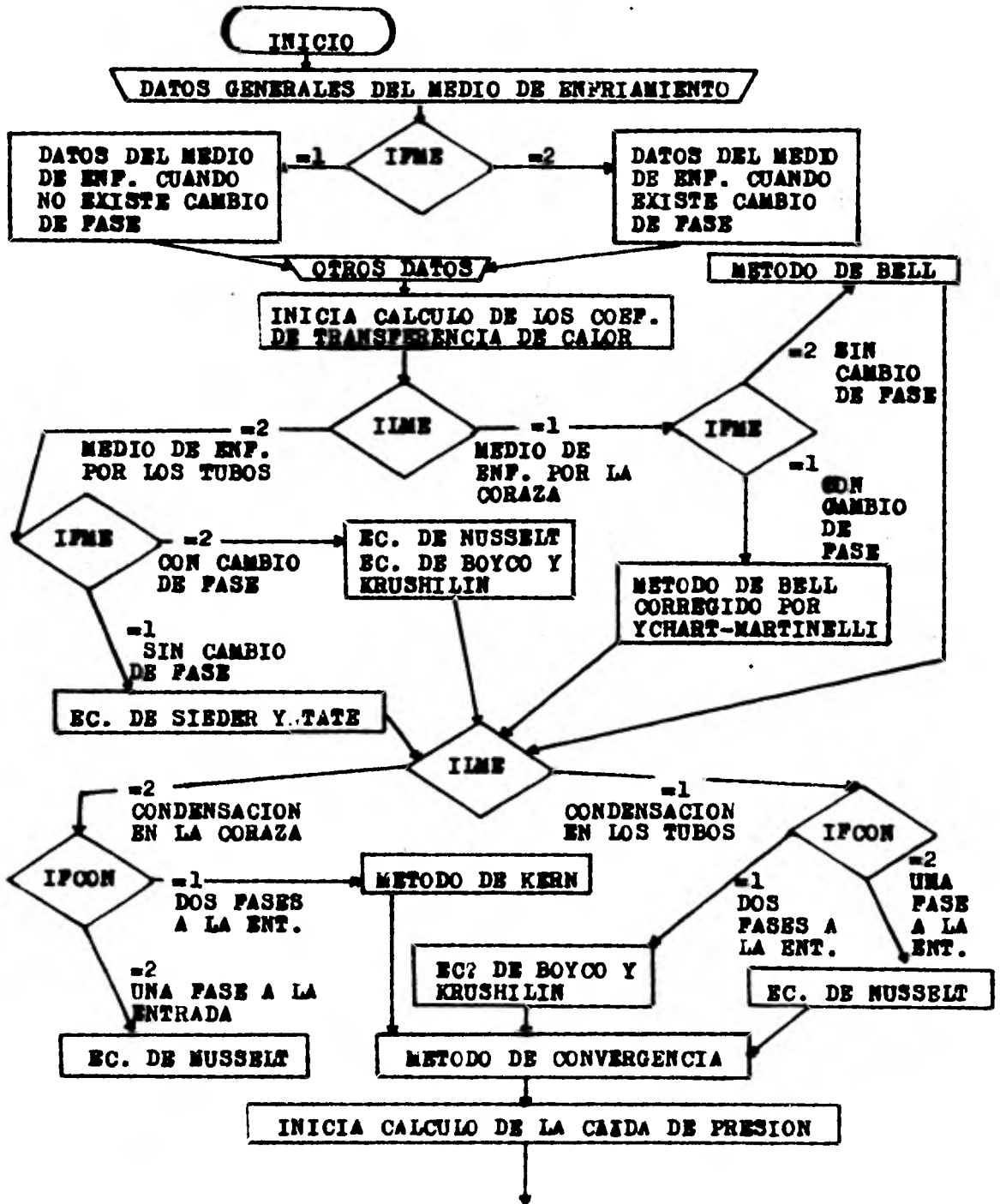


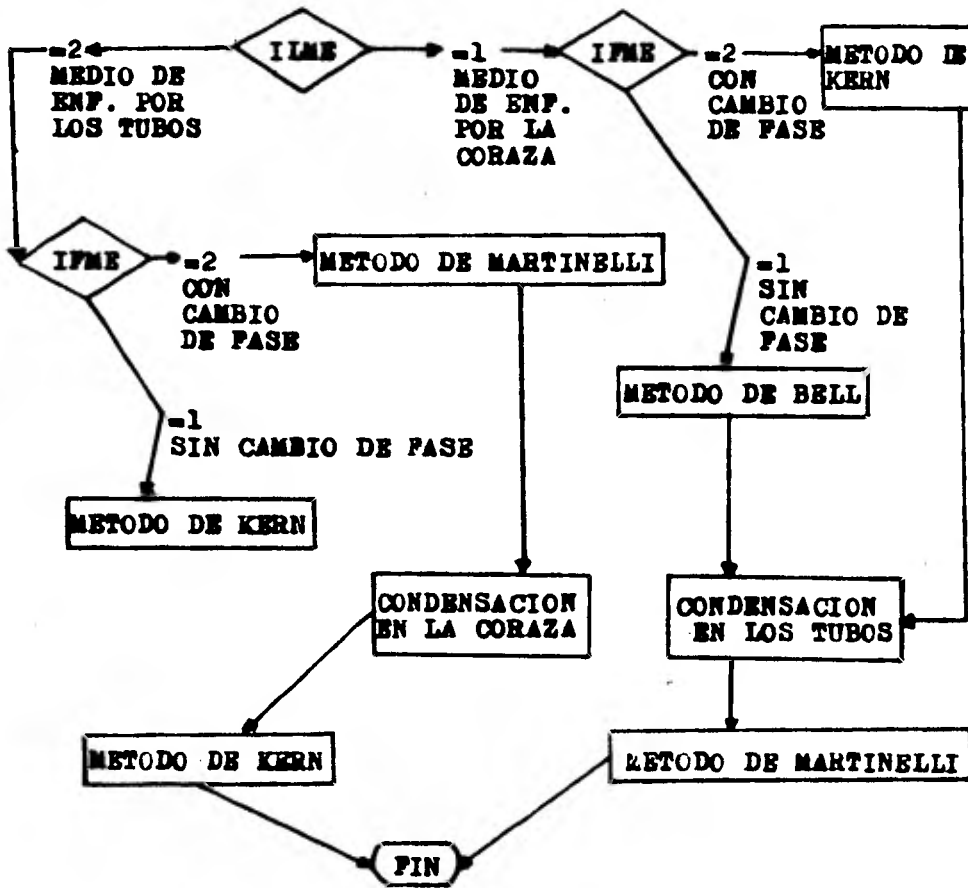












CAPITULO IV.

EJEMPLOS Y APLICACION

A) PROBLEMAS

B) DATOS

C) RESULTADOS

CAPITULO IV.

EJEMPLOS Y APLICACION

A) PROBLEMAS

Problema uno:

El diseño de una columna de destilación desmetanizadora requiere de un rehervidor tipo Kettle a 150 Psig, para producir 305,392 Lb/Hr de vapor y 305,202 Lb/Hr de producto de fondos a 81 GF. El medio de calentamiento será un gas residual de alta presión a 1,120 Psig y 222 GF.

Datos adicionales se dan en las series de datos unos y -- tres para el programa Kettle.

Problema dos:

Diseñar el primer enfriador-vaporizador de un tren de enfriamiento para vaporizar 48,370 Lb/Hr de propileno y enfriar un gas de carga de 38 a 9 GF.

Datos adicionales se dan en la serie de datos dos para el programa Kettle.

Problema tres:

Diseñar un intercambiador enfriado por aire para el proceso siguiente;

Se tiene un flujo de 329 325 Lb/Hr de un gas que contiene - hidrocarburos, H_2S , CO_2 , H_2O , el cual entra a $212^\circ F$ y debe salir a $150^\circ F$.

Se conoce que la temperatura ambiente del aire es $105^\circ F$ - datos adicionales se dan en la segunda serie de datos para el programa soloaire/dos.

Problema cuatro:

Diseñar un intercambiador enfriado por aire para el proceso siguiente;

Se tiene un flujo de 49989 Lb/Hr de un gas que contiene hidrocarburos, H_2S , CO_2 , H_2O , el cual entra a $199^\circ F$ y debe salir a $140^\circ F$.

Se conoce que la temperatura ambiente del aire es de $105^\circ F$ - datos adicionales se dan en la primera serie de datos para el programa soloaire/dos.

Problema cinco:

El vapor sobrecalentado de una columna de destilación que opera a 50 Psia contiene solo hidrocarburos saturados tales como propano, butano, hexano con el análisis siguiente:

	Lb/Hr	mol/Hr
C ₃	7505	170.5
C ₄	16505	284.0
C ₆	4890	56.8
C ₇	34150	341.1
C ₈	<u>32400</u>	<u>284.0</u>
TOTAL	95450	1136.4

Se usa un condensador 1-2 horizontal, con agua como medio de enfriamiento desde 80 hasta 120 °F, se permite como máximo una caída de presión de 2.0 Psi para el vapor y de 10 Psi para el agua, así como un factor de ensuciamiento mínimo de 0.004.

Está disponible para el servicio un condensador:

33 ID 1-2 de 774 3/4 IN OD, 16 BWG tubos de 16'0" de largo y un Pitch de 1 In triangular, 4 pasos en los tubos y 30 IN de espaciamento en los baffles.

- A) Determinar el rango de condensación
- B) Calcular la curva de condensación
- C) Calcular la LMTD ponderada
- D) Calcular el área disponible y la requerida
- E) Calcular la caída de presión

Datos adicionales se dan en la serie de datos para el programa CONDIF.

Problema seis:

Se esta condensando vapor desde bióxido de carbono, en el intercambiador siguiente:

21 1/4 ID Coraza con baffles espaciados 12 IN

246 tubos, 3/4 IN OD, 16 BWG, 12'0" en Pitch cuadrado de - 1 IN.

4 pasos en los tubos.

La corriente caliente es una mezcla de 4500 Lb de vapor y 1544 Lb de CO_2 a 30 Psig, que entra en el punto de rocío y sale a 120 °F. Se usa agua de enfriamiento que entra a 80 °F y sale a 115 °F.

- A) Calcular la LMTD ponderada
- B) Calcular los coeficientes de transferencia de calor
- C) Calcular el área requerida para el proceso
- D) Calcular la caída de presión

Datos adicionales se dan en la primera serie de datos para el programa INCOND, así como también en la segunda serie de datos para el programa INCOND.

PROBLEMA NO. 7

Se desea diseñar un intercambiador de calor de baffles con varillas (RodBaffle Exchanger) para el proceso siguiente:

Se tiene un fluido caliente 3,422,457. LB/HR entrando a - 240 °F que debe salir a 180 °F.

Se tiene disponible un equipo con las características siguientes:

Diámetro de la coraza 57 In.

Número de pasos en la coraza 1

Número de tubos por cambiador, 1000

Diámetro de tubos 0.75 In

Pitch 1.25 In

Longitud de tubos 20 Ft

Número de pasos en los tubos 4

Número de cuerpos en paralelo 3

Claro radial entre la coraza y el aro del baffle 0.125 In

Claro baffle coraza 46.75 In

Espaciamiento entre baffles 6 In.

Diámetro interno del nozzle 30 In.

Datos adicionales se proporcionan en la "SERIE DE DATOS PARA EL PROGRAMA RBE"

CAPITULO IV.

EJEMPLOS Y APLICACION

B) DATOS

*** PRINTED AT 5 ***

DATA: L KUB: RFK: DATOS. 1A. SERIE DE DATOS PARA EL PROGRAMA KETTLE -100-
DATA 9R1 SL7419 05/17/82 09:59:11 (1)
610594. 305392. 305202. 364.7
0.719 0.721 0.723 0.727 0.729 0.731
108.9 081.
0.05 0.052 0.054 0.056 0.058 0.06
0.00029
28.25 28.25 28.25 28.25 28.25 28.25
2.88 2.88 2.88 2.88 2.88 2.88
0.07 0.073 0.076 0.079 0.082 0.085
0.448 0.458
1
127.
0.1963 24. 0.06250 0.04867
222. 111. 63. 81.
2. 2.
25.
25.00 24.25
0.002
0.08333 1
50. 63. 81. 111. 222. 300.
2
0.627 0.637 0.647 0.657 0.667 0.677
0.019 0.017 0.015 0.013 0.011 0.009
0.04838
11. 9. 7.668 3.367 1. .5
0.036 0.032 0.028 0.024 0.02 0.016
2
END DATA. ERRORS: NONE. TIME: 1.155 SEC. IMAGE COUNT: 26

*** KBB-RFRDATOS3 *****

DATA: L KBB-RFRDATOS3. 3a. SERIE DE DATOS PARA EL PROG. KETTLE -101-

DATA 9R1 SL7419 05/17/82 09:59:38 (1)

610594.	305392.	305202.	364.7		
0.719	0.721	0.723	0.727	0.729	0.731
108.9	081.				
0.05	0.052	0.054	0.056	0.058	0.06
0.00029					
28.25	28.25	28.25	28.25	28.25	28.25
2.88	2.88	2.88	2.88	2.88	2.88
0.07	0.073	0.076	0.079	0.082	0.085
0.448	0.458				
1					
127.					
0.2618	24.	0.08333	0.07250		
222.	111.	63.	81.		
2.	2.				
25.					
25.00	24.25				
0.002					
0.10420	1				
50.	63.	81.	111.	222.	300.
2					
0.627	0.637	0.647	0.657	0.667	0.677
0.019	0.017	0.015	0.013	0.011	0.009
0.04838					
11.	9.	7.668	3.367	1.	.5
0.036	0.032	0.028	0.024	0.02	0.016
2					

END DATA. ERRORS: NONE. TIME: 1.157 SEC. IMAGE COUNT: 26

*** KBB*RFH0AT0S1 *****

WDATA=L KBB*RFH0AT0S1. 2a. SERIE DE DATOS PARA EL PROG. KETTLE -102-
DATA 9R1 SL74T9 05/17/82 09:59:18 (1)

48370.	48370.	0.	40.		
0.56	0.57	0.58	0.59	0.60	0.61
176.16	-9.0				
.075	.076	.077	.078	.079	.080
.00090					
32.476	32.476	32.476	32.476	32.476	32.476
0.38	0.373	0.365	0.365	0.365	0.365
0.14	0.14	0.14	.014	0.14	0.14
0.52	0.467				
2					
69.0					
0.1963	40.	0.0625	0.04867		
38.	9.	-9.0	-9.0		
1.	1.				
17.					
25.	24.25				
0.002					
0.07813	3				
48.0	38.0	29.0	10.0	-9.0	-10.0
1					
-9.0					
247374.	30807.	219172.	59010.		
2					
30.06	29.127	28.19	28.19	28.19	28.19
5.118	4.954	4.79	4.67	4.67	4.67
0.096	0.09975	0.0104	0.12	0.12	0.12
0.09975	0.0118	0.012	0.015	0.015	0.015
0.684	0.675	0.667	0.655	0.655	0.655
0.065	0.067	0.069	0.072	0.072	0.072

END DATA. ERRORS: NONE. TIME: 1.195 SEC. IMAGE COUNT: 29

DATA: L K0H.RKRDATOS2. 1a. SERIE DE DATOS PARA EL PROG. SOLOAIRE/DOS
DATA 9R1 SL7419 05/17/82 09:59:31 (1)

55000.
55.
14.7
140. 199. 165.
4.95425
100. 125. 150. 175. 200. 250.
4. 1.
0.0109 0.0116 0.0124 0.0131 0.0139 0.0155
0.0081 0.0086 0.0092 0.0097 0.0103 0.0114
0.4221 0.4343 0.4465 0.4586 0.4708 0.4951
0.2333 0.2230 0.2127 0.2023 0.1920 0.1713
0.0695 0.2163
25.
0.002
0.012
.56
1

END DATA. ERRORS: NONE. TIME: 1.113 SEC. IMAGE COUNT: 17

NDATA, L KOB, RFRGATOS 5.2m. SERIE DE DATOS PARA EL PROG. SOLOAIRE/DOS
DATA 9R1 SL7419 05/17/82 09:57:54 (1)
362258.0

55.
14.7
150. 212. 165.
22.115825
100. 125. 150. 175. 200. 250.
4. 1.
0.0140 0.0149 0.0158 0.0167 0.0176 0.0193
0.0195 0.0177 0.0160 0.0143 0.0125 0.0091
0.4490 0.4599 0.4708 0.4817 0.4926 0.5143
0.5269 0.5129 0.4989 0.4849 0.4709 0.4429
0.0095 0.2183
25.
0.002
0.020
0.46156

1
END DATA. ERRORS: NONE. TIME: 1.149 SEC. IMAGE COUNT: 17

**** FORTIFANTOS4 ****

WDATA.L KEN*RFKDATOS4. SERIE DE DATOS PARA EL PROG. CONDIF

-105-

DATA 9R1 SL7419 05/17/82 09:59:40 (1)

0.85	1.75	3.20	5.10	7.80	11.0	15.0	18.0
0.21	0.48	1.1	1.9	3.1	4.8	7.0	9.5
0.01	0.035	0.11	0.29	0.65	1.2	1.59	2.95
0.002	0.009	0.044	0.12	0.29	0.55	1.00	1.55
0.0	0.0020	0.014	0.05	0.135	0.29	0.55	0.95
10.0	50.0	100.0	150.0	200.0	250.0	300.0	350.0
7505.0	16505.0	4890.0	34150.0	32400.0			
44.0	50.0	80.0	100.0	114.0			
210.0	225.0	245.0	265.0	280.0	315.0	340.0	365.0
220.0	235.0	250.0	275.0	300.0	330.0	350.0	375.0
245.0	260.0	275.0	290.0	305.0	340.0	365.0	380.0
250.0	265.0	280.0	295.0	315.0	350.0	375.0	400.0
275.0	280.0	295.0	310.0	340.0	360.0	380.0	405.0
35.0	60.0	80.0	120.0	155.0	190.0	230.0	270.0
50.0	75.0	100.0	130.0	160.0	195.0	230.0	265.0
60.0	100.0	120.0	145.0	180.0	210.0	240.0	275.0
85.0	105.0	135.0	160.0	185.0	225.0	250.0	285.0
95.0	110.0	135.0	165.0	190.0	225.0	255.0	290.0
60.0	120.0						
33.0	30.0	1.0	2				
774.0	10.0	1.0	4.0	0.302	0.62	0.1963	0.75
0.65	0.63	0.62	0.56	0.55			
31.33	32.92	33.8	34.82	37.28	38.52		
0.0720	0.07375	0.07467	0.07570	0.07874	0.0767		
0.15	0.10	0.175	0.20	0.2450	0.2650		
280.0	250.0	250.0	200.0	150.0	120.0		
0.0090	0.0066	0.0085	0.0062	0.0076	0.00740		
0.529	0.551	0.507	0.593	0.642	0.675		

END DATA. EPOCHS: NONE. TIME: 1.231 SEC. IMAGE COUNT: 28

DATA, L KUB, REFCATOS6. 1a. SERIE DE DATOS PARA EL PROG. INCOND -106-

DATA YR1 SL7419 05/17/82 10:00:07 (1)

80.	115.				
2					
1					
267.	120.				
0044.					
2					
267.					
.33	.343	.356	.368	.39	.415
.0137	.0147	.0152	.0178	.0193	.0201
02.337	62.291	62.076	61.737	60.961	59.75
0.08422	0.07991	0.074866	0.07042	0.06647	0.06466
1.155	1.16	0.86	0.65	0.43	0.26
0.0123	0.013	0.014	0.0149	0.0161	0.0169
1.0	1.0	1.0	1.1	1.1	1.1
0.46	0.460	0.460	0.460	0.460	0.4600
0.	4500.	4500.	0.		
1544.					
0.	1598150.	2702150.	3874150.	4625150.	4802150.
267.	262.	255.	225.	150.	120.0
32.	59.	80.	113.	158.	212.
212.	250.	300.	350.	400.	425.
4802150.					
64.					
4.	1.	246.			
0.0517	0.0025	12.	1		
1					
0.0033	1.0	1.0			
12.	21.23				
0.0055	0.0055				
1					
25.					
0.1963					

END DATA. ERRORS: NONE. TIME: 1.122 SEC. IMAGE COUNT: 32

*** 00000000000000000000

DATA L K08RFDATOS7. 2a. SERIE DE DATOS PARA EL PROG. INCOND -107-
DATA 9R1 SL74T9 05/17/82 10:00:19 (1)

80. 115.
1
1
267. 120.
0044.
2
267.
.33 .345 .350 .368 .39 .415
.0137 .0147 .0162 .0178 .0193 .0201
62.337 62.291 62.076 61.737 60.961 59.75
0.08422 0.07991 0.074866 0.07042 0.06647 0.06466
1.155 1.18 0.86 0.65 0.43 0.28
0.0123 0.015 0.014 0.0147 0.0161 0.0169
1.0 1.0 1.0 1.1 1.1 1.1
0.46 0.460 0.460 0.460 0.460 0.4600
0.
1544.
0. 1590150. 2702150. 3874150. 4625150. 4802150.
267. 202. 255. 225. 150. 120.0
32. 54. 80. 113. 158. 212.
212. 250. 300. 350. 400. 425.
4802150.
04.
4. 1. 246.
0.0517 0.0025 12. 1
1
0.0635 1.0 1.0
12. 21.25
0.0055 0.0055
1
25.
0.1965
END DATA. ERRORS: NONE. TIME: 1.196 SEC. IMAGE COUNT: 32

*** THE RESULTS ***

DATA L KUH.RFCATOS8. SERIE DE DATOS PARA EL PROG. RBE

-108-

DATA 9R1 SL7419 05/17/82 10:00:27 (1)

080. 105.

1

1.25 0.75 57.0 0.125 46.75 1000.

0.0833 0.0695

6.000 20.

30.0 30.0

4.0 1.0 3.0

1

3422457.

240. 180.

53.8125 50.8625 47.9125 44.9625 42.0125 39.0625

2.0000 2.2000 2.4000 2.6000 2.8000 3.0000

0.545 0.5424 0.5398 0.5372 0.5346 0.532

0.0730 0.07324 0.07348 0.07372 0.07396 0.0742

240. 228. 216. 204. 192. 180.

0.2610 25. 0.003

4

END DATA. ERRORS: NONE. TIME: 1.144 SEC. IMAGE COUNT: 17

CAPITULO IV.

EJEMPLOS Y APLICACION

C) RESULTADOS

RESULTADOS DEL PROGRAMA KETTLE CON LA PRIMERA SERIE DE DATOS

LA CARGA TERMICA REQUERIDA ES=	41192808.50 BTU/HR
EL GASTO REQUERIDO DEL MEDIO DE CALENTAMIENTO ES=	558387.20 LB/HR
EL AREA REQUERIDA ES=	3758.16 FT**2
EL NUMERO DE TUBOS POR CAMBIADOR ES=	398.85
EL COEFICIENTE INTERNO DE TRANSFERENCIA ES=	696.33 BTU/HR FT**2 GF
EL COEFICIENTE EXTERNO DE TRANSFERENCIA=	435.55 BTU/HR FT**2 GF
EL COEFICIENTE TOTAL DE TRANSFERENCIA=	165.44 BTU/HR FT**2 GF
EL AREA DEL DOMO=	4.73 FT**2
EL AREA DE LA CORAZA ES=	1.70 FT**2
EL DIAMETRO DEL KETTLE=	49.00 IN
LA CAIDA DE PRESION DENTRO DE TUBOS=	22.44 PSI

RESULTADO DEL PROGRAMA KETTLE CON LA TERCERA SERIE DE DATOS

LA CARGA TERMICA REQUERIDA ES=	41192808.50 BTU/HR
EL GASTO REQUERIDO DEL MEDIO DE CALENTAMIENTO ES=	558387.20 LB/HR
EL AREA REQUERIDA ES=	3758.16 FT**2
EL NUMERO DE TUBOS POR CAMBIADOR ES=	299.06
EL COEFICIENTE INTERNO DE TRANSFERENCIA ES=	478.15 BTU/HR FT**2 GF
EL COEFICIENTE EXTERNO DE TRANSFERENCIA=	453.47 BTU/HR FT**2 GF
EL COEFICIENTE TOTAL DE TRANSFERENCIA=	153.17 BTU/HR FT**2 GF
EL AREA DEL DOMO=	4.73 FT**2
EL AREA DE LA CORAZA ES=	1.70 FT**2
EL DIAMETRO DEL KETTLE=	49.00 IN
LA CAIDA DE PRESION DENTRO DE TUBOS=	5.62 PSI

RESULTADOS DEL PROGRAMA KETTLE CON LA SEGUNDA SERIE DE DATOS

-112-

LA CARGA TERMICA REQUERIDA ES=	8520859.12 BTU/HR
EL GASTO REQUERIDO DEL MEDIO DE CALENTAMIENTO ES=	48370.00 LB/HR
EL AREA REQUERIDA ES=	2509.07 FT**2
EL NUMERO DE TUBOS POR CAMBIADOR ES=	319.55
EL COEFICIENTE INTERNO DE TRANSFERENCIA ES=	261.84 BTU/HR FT**2 GF
EL COEFICIENTE EXTERNO DE TRANSFERENCIA=	130.86 BTU/HR FT**2 GF
EL COEFICIENTE TOTAL DE TRANSFERENCIA=	71.84 BTU/HR FT**2 GF
EL AREA DEL DOMO=	2.27 FT**2
EL AREA DE LA CORAZA ES=	1.70 FT**2
EL DIAMETRO DEL KETTLE=	49.00 IN
LA CAIDA DE PRESION DENTRO DE TUBOS=	8.28 PSI

RESULTADOS DEL PROGRAMA

SOLOAIRE/DOS

CON LA PRIMERA SERIE DE DATOS

LA CARGA TERMICA TRANSFERIDA ES=
LA TEMPERATURA DE SALIDA DEL AIRE=
EL COEFICIENTE INTERNO DE TRANSFERENCIA=
EL COEFICIENTE EXTERNO DE TRANSFERENCIA=
EL COEFICIENTE TOTAL DE TRANSFERENCIA=
EL FACTOR DE INCRUSTAMIENTO PARA LOS TUBOS=
EL NUMERO DE UNIDADES EN PARALELO=
EL ANCHO DEL EQUIPO=
EL AREA DE TRANSFERENCIA=
EL NUMERO DE PASOS=
EL NUMERO DE TUBOS POR UNIDAD=
EL NUMERO DE HILERAS DE TUBOS=
EL DIAMETRO EXTERNO=
EL PITCH=
LA LONGITUD DE LOS TUBOS=
EL NUMERO DE VENTILADORES POR UNIDAD=
EL DIAMETRO DEL VENTILADOR=
ALTURA DE ALETAS=
ANCHO DE LAS ALETAS=
HP TOTALES=

HP POR VENTILADOR=
CAIDA DE PRESION DENTRO DE TUBOS=
CAIDA DE PRESION FUERA DE TUBOS=

22.11 MMBTU/HR
113.02 GF
416.92 BTU/HR FT**2 GF
29.88 BTU/HR FT**2 GF
22.94 BTU/HR FT**2 GF
.00200 HR FT**2 GF/BTU
4.0
16.00 FT
3730.00 FT**2
1.0
356.2
5
1.00 IN
2.37500 IN
40.00 FT
2.0
12.77 FT
.62500 IN
.02000 IN
55.95 HP

27.97 HP
.25 PSI
.00 PSI

RESULTADOS DEL PROGRAMA

SOLOCAIRE/DOS

CON LA SEGUNDA SERIE DE DATOS

LA CARGA TERMICA TRANSFERIDA ES=	4.95 MMBTU/HR
LA TEMPERATURA DE SALIDA DEL AIRE=	111.38 GF
EL COEFICIENTE INTERNO DE TRANSFERENCIA=	156.86 BTU/HR FT**2 GF
EL COEFICIENTE EXTERNO DE TRANSFERENCIA=	29.65 BTU/HR FT**2 GF
EL COEFICIENTE TOTAL DE TRANSFERENCIA=	20.90 BTU/HR FT**2 GF
EL FACTOR DE INCRUSTAMIENTO PARA LOS TUBOS=	.00200 HR FT**2 GF/BTU
EL NUMERO DE UNIDADES EN PARALELO=	4.0
EL ANCHO DEL EQUIPO=	8.00 FT
EL AREA DE TRANSFERENCIA=	1119.00 FT**2
EL NUMERO DE PASOS=	1.0
EL NUMERO DE TUBOS POR UNIDAD=	178.1
EL NUMERO DE HILERAS DE TUBOS=	5
EL DIAMETRO EXTERNO=	1.00 IN
EL PITCH=	2.37500 IN
LA LONGITUD DE LOS TUBOS=	24.00 FT
EL NUMERO DE VENTILADORES POR UNIDAD=	2.0
EL DIAMETRO DEL VENTILADOR=	6.99 FT
ALTURA DE ALETAS=	.62500 IN
ANCHO DE LAS ALETAS=	.01200 IN
HP TOTALES=	16.78 HP
HP POR VENTILADOR=	8.39 HP
CAIDA DE PRESION DENTRO DE TUBOS=	.05 PSI
CAIDA DE PRESION FUERA DE TUBOS=	.00 PSI

RESULTADOS DEL PROGRAMA CONDIF

-117-

TEMPERATURA DE ROCIO=	283.69 GF
TEMPERATURADE EBULLICION=	123.56 GF

-118-

	INTERVALO DE TI(1)=	283.69	A TI(2)=	267.68
YP(J)	LC(J)		LP(J)	
170.568	.000		3.819	
284.569	.000		13.849	
56.860	.000		9.859	
341.500	.000		99.754	
284.211	.000		123.476	
YPT= 1137.708	LCT= .000		LPT= 250.758	

RELACION V/L= 3.53750

YP(J)	HVN(J)	HLN(J)
170.57	2508000.7	.0
284.57	5691074.7	.0
56.86	1757583.9	.0
341.50	12594653.1	.0
284.21	12073325.5	.0
	HVT= 34624637.5	HLT= .0
	HT(1)= 34624637.5	

-119-

	YP(J)	INTERVALO DE TI(2)=	267.68	A TI(3)=	251.67
	166.750	LC(J)		LP(J)	
	270.720	3.819		4.738	
	47.002	13.849		16.802	
	241.746	9.859		8.667	
	160.734	99.754		74.827	
YPT=	886.951	123.476		65.338	
		LCT= 250.758		LPT= 170.372	

RELACION V/L= 1.70252

YP(J)	HVN(J)	HLN(J)
166.75	2393794.0	34194.9
270.72	5316243.8	166782.3
47.00	1420481.5	186654.7
241.75	8724800.5	2358498.6
160.73	6712110.4	3332463.4
	HVT= 24567430.0	HLT= 6078593.8
	HT(2)= 30646023.7	

-120-

	INTERVALO DE TI(3)=	251.67	A TI(4)=	235.65
YP(J)	LC(J)		LP(J)	
162.012	8.556		5.811	
253.917	30.652		19.886	
38.334	18.526		7.951	
166.919	174.581		53.161	
95.396	188.814		37.265	
YPT= 716.578	LCT= 421.130		LPT= 124.074	

RELACION V/L= 1.08753

YP(J)	HVN(J)	HLN(J)
162.01	2253699.0	71998.0
253.92	4872948.2	348798.1
38.33	1124732.3	336094.6
166.92	5860694.1	3948964.5
95.40	3921372.6	4867908.1
HVT= 19033446.0		HLT= 9573763.1
HT(3)= 27607209.0		

-121-

	YP(J)	INTERVALO DE TI(4)=	235.65	A TI(5)=	219.64
	156.201	LC(J)		LP(J)	
	234.031	14.367		7.202	
	30.383	50.538		23.287	
	113.757	26.477		7.496	
	58.132	227.743		37.196	
YPT=	592.504	226.079		22.546	
		LCT=	545.204	LPT=	97.726

RELACION V/L= .77053

YP(J)	HVN(J)	HLN(J)	
156.20	2093449.0	113513.8	
234.03	4369273.3	541395.3	
30.38	861076.7	459463.8	
113.76	3867045.6	4871723.1	
58.13	2352256.7	5536205.3	
	HVT=	13543101.1	
		HLT=	11522301.2
	HT(4)=	25065402.2	

-122-

	YP(J)	INTERVALO DE TI(5)=	219.64	A TI(6)=	203.63
	148.999	LC(J)		LP(J)	
	210.745	21.569		9.280	
	22.887	73.824		27.341	
	76.561	33.973		6.927	
	35.586	264.939		26.390	
YPT=	494.779	248.624		14.251	
		LCT=	642.929	LPT=	84.189

RELACION V/L= .56554

YP(J)	HVN(J)	HLN(J)
149.00	1919656.8	159783.3
210.74	3814914.1	742316.1
22.89	625459.0	561939.5
76.56	2513579.1	5315902.5
35.59	1415209.1	5762258.0
	HVT=	10288818.0
		HLT=
	HT(5)=	22831017.2

-123-

		INTERVALO DE TI (6) =	203.63	A TI (7) =	187.61
	YP (J)	LC (J)		LP (J)	
	139.719	30.849		12.469	
	183.403	101.166		31.751	
	15.961	40.900		5.844	
	50.172	291.328		18.947	
	21.335	262.875		9.122	
YPT =	410.590	LCT =	727.118	LPT =	78.134

RELACION V/L = .41354

YP (J)	HVN (J)	HLN (J)
139.72	1734469.3	213720.2
183.40	3214529.6	952946.7
15.96	421568.8	641399.3
50.17	1591944.5	5469282.8
21.34	831265.6	5764008.6
	HVT =	7793777.6
		HLT =
		13041357.5

HT (6) = 20835135.0

-124-

	YP(J)	INTERVALO DE TI(7)=	187.61	A TI(8)=	171.60
	127.250	LC(J)		LP(J)	
	151.653	43.318		17.938	
	10.116	132.916		36.348	
	31.224	46.744		3.996	
	12.213	310.276		14.130	
YPT=	332.456	271.998		5.832	
		LCT=	805.252	LPT=	78.243

RELACION V/L= .28854

YP(J)	MVN(J)	HLN(J)	
127.25	1532619.8	279414.2	
151.65	2575537.6	1171875.1	
10.12	259899.5	690255.9	
31.22	961413.2	5475201.8	
12.21	464218.8	5659735.6	
HVT=	5793688.8	HLT=	13276482.6

HT(7)= , 19070171.2

-125-

	INTERVALO DE TI(8)=	171.60	A TI(9)=	155.59
YP(J)	LC(J)		LP(J)	
109.313	61.255		24.676	
115.304	169.264		38.577	
6.120	50.740		2.971	
17.094	324.406		8.868	
6.381	277.830		3.453	
YPT= 254.213	LCT= 883.495		LPT= 78.545	

RELACION V/L= .18354

YP(J)	HVN(J)	HLN(J)
109.31	1300408.4	365996.7
115.30	1909061.0	1400668.4
6.12	155269.6	697127.9
17.09	516438.2	5499860.1
6.38	234587.9	5558362.2
HVT=	4115765.0	HLI= 13522015.4

HT(8)= 17637780.2

-126-

	YP(J)	INTERVALO DE TI(9)=	155.59	A TI(10)=	139.57
	84.636	LC(J)		LP(J)	
	76.728	85.932		33.353	
	3.149	207.841		37.868	
	8.227	53.711		1.915	
	2.928	333.273		5.158	
YPT=	175.668	281.283		1.899	
		LCT= 962.040		LPT= 80.193	

RELACION V/L= .09254

YP(J)	MVN(J)	HLN(J)
84.64	992123.4	469662.7
76.73	1235837.1	1606578.8
3.15	78872.8	686698.6
8.23	244090.1	5412433.2
2.93	104470.8	5380090.3
	HVT= 2655394.2	HLT= 13555463.5
	HT(9)= 16210857.6	

-127-

		INTERVALO DE TI(10)=	139.57	A TI(11)=	123.56
	YP(J)	LC(J)		LP(J)	
	51.283	119.285		37.134	
	38.860	245.709		29.889	
	1.234	55.627		1.008	
	3.069	338.431		2.520	
	1.029	283.181		.860	
YPT=	95.475	LCT= 1042.233		LPT= 71.411	

RELACION V/L= .02254

YP(J)	HVN(J)	HLN(J)
51.28	589593.7	582847.3
38.86	607182.6	1760431.5
1.23	30451.8	664583.9
3.07	89504.4	5250782.1
1.03	35902.7	5131901.5
HVT=	1352635.1	HLT= 13390546.2
HT(10)=	14743181.2	
HT(11)=	13117855.9	

-128-

TI(I)	HT(I)	Q(I)
283.7	34624637.5	3978614.0
267.7	30646023.7	3038814.7
251.7	27607209.0	2541806.7
235.7	25065402.2	2234385.0
219.6	22831017.2	1995882.2
203.6	20835135.0	1764963.7
187.6	19070171.2	1432391.0
171.6	17637780.2	1426922.7
155.6	16210857.6	1467676.4
139.6	14743181.2	1625325.4
123.6	13117855.9	.0

QT= 21506781.7

DELTW(I)	TW(I)	LMTD(I)	UA(I)	QAC(I)
7.40	120.0	.0	.00	.0
5.65	112.6	159.1	25007.37	3978614.0
4.73	106.9	149.6	20308.05	7017428.7
4.16	102.2	138.8	18310.67	9559235.5
3.71	98.1	127.2	17560.98	11793620.5
3.28	94.4	115.1	17334.19	13789502.7
2.66	91.1	102.6	17201.57	15554466.5
2.65	88.4	89.5	15996.73	16986857.5
2.73	85.8	76.1	18742.76	18413780.2
3.02	83.0	62.7	23398.37	19881456.5
.00	80.0	49.4	32871.06	21506781.7

DELTWT= 40.00 UAT= 206731.74
GASTO REQUERIDO DE AGUA DE ENFRIAMIENTO WF= 537669.5 LB/HR
DELTAT PONDERADA = 104.03 GF

COEFICIENTE DE TRANSFERENCIA DE CALOR HIO=	1139.34 BTU/HF FT**2 GF
COEFICIENTE DE TRANSFERENCIA DE CALOR HO=	166.65 BTU/HR FT**2 GF
COEFICIENTE TOTAL DE TRANSFERENCIA DE CALOR UC=	145.39 BTU/HR FT**2 GF
COEFICIENTE TOTAL PARA DISERO UD=	85.04 BTU/HR FT**2 GF
AREA TOTAL REQUERIDA AT=	1708.08 FT**2
AREA TOTAL DISPONIBLE ATD=	2430.98 FT**2
FACTOR DE ENSUCIAMIENTO RD=	.00350 HR FT**2 GF/BTU
CAIDA DE PRESION DEL LADO DE LA CORAZA DELPS=	1.14 PSI
CAIDA DE PRESION DEL LADO DE LOS TUBOS DELPT=	11.52 PSI

RESULTADOS DEL PROGRAMA

INCOND

CON LA PRIMERA SERIE DE DATOS

-131-

GASTO REQUERIDO DEL MEDIO DE ENFRIAMIENTO WW=	132440.23 LB/HR
NUMERO DE BAFFLES NB=	11.0
CLARO DIAMETRAL CORAZA BAFFLES DELSB=	.15 IN
POR CIENTO DE CORTE EN LOS BAFFLES PCC=	28.68
CORTE EN LOS BAFFLES LC=	6.09 IN
LMTD PONDERADA UELTP=	143.40 GF
LIMITE DE LA CORAZA AL TUBO MAS EXTERNO DOTL=	20.00 IN

COEFICIENTE DE TRANSFERENCIA DE CALOR PARA LA CONDENSACION A LA ENTRADA HC1=	532.88 BTU/HR FT**2 GF
COEFICIENTE DE TRANSFERENCIA DE CALOR PARA LA CONDENSACION A LA SALIDA HC2=	1303.23 BTU/HR FT**2 GF
COEFICIENTE DE TRANSFERENCIA DE CALOR PARA EL MEDIO DE ENFRIAMIENTO HE=	996.81 BTU/HR FT**2 GF
COEFICIENTE GLOBAL DE TRANSFERENCIA DE CALOR SUPUESTO US=	64.00 BTU/HR FT**2 GF
COEFICIENTE GLOBAL DE TRANSFERENCIA LIMPIO CALCULADO UC=	73.08 BTU/HR FT**2 GF
COEFICIENTE GLOBAL DE TRANSFERENCIA SUCIO CALCULADO UD=	57.79 BTU/HR FT**2 GF
CAIDA DE PRESION EN LOS TUBOS DELPT=	5.57033 PSI
CAIDA DE PRESION EN LA CORAZA DELPS=	.49225 PSI
AREA TOTAL REQUERIDA A=	458.27 FT**2
AREA TOTAL DISPONIBLE ADT=	579.48 FT**2

RESULTADOS DEL PROGRAMA

INCOND

CON LA SEGUNDA SERIE DE DATOS

-134-

GASTO REQUERIDO DEL MEDIO DE ENFRIAMIENTO WW=	132440,23 LR/HR
NUMERO DE BAFFLES NB=	11,0
CLARO DIAMETRAL CORAZA BAFFLES DELSB=	.15 IN
POR CIENTO DE CORTE EN LOS BAFFLES PCC=	28,68
CORTE EN LOS BAFFLES LC=	6,09 IN
LMTD PONDERADA DELTP=	143,40 GF
LIMITE DE LA CORAZA AL TUBO MAS EXTERNO DOTL=	20,00 IN

COEFICIENTE DE TRANSFERENCIA DE CALOR PARA LA CONDENSACION A LA ENTRADA HC1=	532.88 BTU/HR FT**2 GF
COEFICIENTE DE TRANSFERENCIA DE CALOR PARA LA CONDENSACION A LA SALIDA HC2=	1303.23 BTU/HR FT**2 GF
COEFICIENTE DE TRANSFERENCIA DE CALOR PARA EL MEDIO DE ENFRIAMIENTO HE=	519.92 BTU/HR FT**2 GF
COEFICIENTE GLOBAL DE TRANSFERENCIA DE CALOR SUPUESTO US=	64.00 BTU/HR FT**2 GF
COEFICIENTE GLOBAL DE TRANSFERENCIA LIMPIO CALCULADO UC=	195.12 BTU/HR FT**2 GF
COEFICIENTE GLOBAL DE TRANSFERENCIA SUCIO CALCULADO UD=	57.79 BTU/HR FT**2 GF
CAIDA DE PRESION EN LOS TUBOS DELPT=	.05552 PSI
CAIDA DE PRESION EN LA CORAZA DELPS=	.73739 PSI
AREA TOTAL REQUERIDA A=	171.64 FT**2
AREA TOTAL DISPONIBLE ADT=	579.49 FT**2

RESULTADOS DEL PROGRAMA RBE

GASTO REQUERIDO DEL MEDIO DE ENFRIAMIENTO WW=	4344054.06 LB/HR
COEFICIENTE DE TRANSFERENCIA DE CALOR DEL LADO DE LA CORAZA HS=	88.45 RTU/HR FT**2 GF
COEFICIENTE DE TRANSFERENCIA DE CALOR DEL LADO DE LOS TUBOS HE=	1347.74 RTU/HR FT**2 GF
COEFICIENTE GLOBAL DE TRANSFERENCIA DE CALOR LIMPIO UC=	83.00 RTU/HR FT**2 GF
COEFICIENTE GLOBAL DE TRANSFERENCIA DE CALOR SUCIO UD=	65.15 RTU/HR FT**2 GF
COEFICIENTE GLOBAL DE TRANSFERENCIA, DE SERVICIO UDS=	61.36 RTU/HR FT**2 GF

LMTD CORREGIDA DELTAT=	114.72 GF
AREA TOTAL REQUERIDA A=	14795.69 FT**2
AREA TOTAL DISPONIBLE ADT=	15708.00 FT**2
CAIDA DE PRESION DEL LADO DE LA CORAZA DELPS=	1.67 PSI
CAIDA DE PRESION DEL LADO DE LOS TUBOS DELPT=	11.85 PSI
CALOR TOTAL TRANSFERIDO QT=	110579580.00 BTU/HR

CAPITULO V.

CONCLUSIONES

PROGRAMA KETTLE

Con el problema número uno y la primera serie de datos.

Tiempo empleado para preparar la primera serie de datos: 2 Hrs.
Tiempo utilizado por el programa: 0.046 Seg.
memoria utilizada: 8351 W
Costo: \$ 16.5

Con el problema número uno y la tercera serie de datos.

Tiempo empleado en preparar la tercera serie de datos: 2 Hrs.
Tiempo utilizado por el programa: 0.065 Seg.
Memoria utilizada: 5095 W
Costo: \$ 16.0

El problema número uno tomado de "Metodología para el diseño térmico de rehervidores tipo kettle".

Fué resuelto con el programa KETTLE, con la primera serie de -- datos produjo una caída de presión muy alta, por lo que se modificó la primera serie de datos para producir la tercera serie de -- datos, con estos los resultados concordaron con los presentados en la tesis mencionada anteriormente.

Con el problema número dos y la segunda serie de datos.

Tiempo empleado en preparar la segunda serie de datos: 2 Hrs.
Tiempo utilizado por el programa: 0.869 Seg.
memoria utilizada: 6286 W
Costo: \$ 16.0

El problema número dos tomado de la fuente anterior produjo resultados de acuerdo a los presentados en ella.

PROGRAMA SOLOAIRE/DOS

Con el problema número tres y con la serie de datos para este.

Tiempo empleado en preparar la serie de datos:	45 Min.
Tiempo utilizado por el programa:	0.047 Seg.
Memoria utilizada:	8010 W
Costo:	\$ 16.5

Con el problema número cuatro y con la serie de datos para este.

Tiempo empleado en preparar la serie de datos:	45 Min.
Tiempo utilizado por el programa:	0.048 Seg.
Memoria utilizada:	8351 W
Costo:	\$ 16.6

Los resultados de estos problemas concordaron con los de la fuente de donde fueron tomados.

PROGRAMA CONDIF

Con el problema número cinco y con la serie de datos para este.

Tiempo empleado para preparar la serie de datos:	2 1/2 Hrs.
Tiempo utilizado por el programa:	0.892 Seg.
Memoria utilizada:	7231 W
Costo:	\$ 33.5

El problema número cinco fué tomado de:
"Process Heat Transfer" de Kern y los resultados obtenidos están de acuerdo con los presentados en este libro.

PROGRAMA INCOND

-141-

Con el problema número seis y con la primera serie de datos.

Tiempo empleado para preparar la primera serie de datos: 3 Hrs.

Tiempo utilizado por el programa: 0.314 Seg.

Memoria utilizada: 7418 W

Costo: \$ 18.5

Con el problema número seis y con la segunda serie de datos.

Tiempo empleado para preparar la segunda serie de datos: 3 Hrs.

Tiempo utilizado por el programa: 0.745 Seg.

Memoria utilizada: 8429 W

Costo: \$ 19.0

El problema número seis fué tomado de la misma fuente que el número cinco.

Los resultados con la primera serie de datos produjeron una área requerida para el proceso un 17 % mayor que la obtenida en la fuente antes mencionada (en este programa se emplea un método diferente para resolver el problema que el empleado en la fuente)

No fué posible comparar los resultados de la segunda serie de datos con los presentados en la fuente debido a que la condensación se efectúa en lugares diferentes.

PROGRAMA RBE

Con el problema número siete y con la serie de datos para este.

Tiempo empleado en preparar la serie de datos: 1 Hr.

Tiempo utilizado por el programa: 0.043 Seg.

Memoria utilizada: 5770 W

Costo: \$ 16.0

Los resultados obtenidos estuvieron de acuerdo con los obtenidos en la fuente de la cual fué tomado el problema.

NOTAS:

-142-

- 1.- Los programas fueron corridos en una computadora UNIVAC modelo 1100/80.
- 2.- Los valores de tiempo utilizado por los programas corresponden al tiempo utilizado por la Unidad Procesadora Central y no incluyen el tiempo utilizado en operaciones de entrada/salida, - tal como lectura de tarjetas perforadas o impresión de resultados.
- 3.- Los valores de tiempo y memoria pueden variar de una instalación a otra de acuerdo a la marca de la computadora que se utilize y aún por el modelo dentro de una misma marca, por lo que antes de efectuar una comparación debe tomarse en consideración lo mencionado antes.
- 4.- En la memoria utilizada W es la abreviatura de la palabra inglesa "words" cuya traducción literal al español es "Palabras".
- 5.- Los valores de costo de las corridas de los programas incluyen además de los costos directos por el uso de la Unidad Procesadora Central, los costos indirectos como el papel utilizado para imprimir resultados, así como la tinta etc.

Están dados en pesos de mayo de 1982, pero este valor no debe - tomarse como absolutamente verdadero porque el parametro a par tir del cual fué calculado, fué inicializado en los Estados Uni dos anteriormente a la fecha de instalación de la computadora en México y no se ha actualizado desde entonces.
- 6.- Para calcular el tiempo empleado para preparar las series de - datos se hicieron las siguientes consideraciones:
 - a) El usuario desconoce la nomenclatura
 - b) La serie de datos va a calcularse completamente
 - c) El usuario tiene a la mano los libros, tablas, gráficas e -

implementos necesarios para obtener los datos deseados.

-143-

CONFIABILIDAD DE LOS METODOS Y ECUACIONES UTILIZADOS -144-
 POR LOS PROGRAMAS

COEFICIENTES DE TRANSFERENCIA DE CALOR	ERROR
METODO DE KERN	MAX = +140% PROM = +61%
METODO DE BELL	MAX = ± 10%
ECUACION DE NUSSELT	MAX = ± 7% PROM = ± 3%
ECUACION DE BOYCO-KRUSHILIN	MAX = ± 25%
METODO DE GENTRY-SMALL	MAX = ± 15%
ECUACION DE SIEDER-TATE	MAX = ± 5%
METODO DE PALEN-SMALL	MAX = ± 30% PROM = ± 18%
ECUACIONES UTILIZADAS EN EL PROGRAMA SOLOAIRE/DOS	MAX = +25%

CAIDA DE PRESION

ERROR

METODO DE MARTINELLI

MAX = \pm 10%

METODO DE BELL

MAX = \pm 10%

METODO DE KERN

MAX = \pm 10%

METODO DE GENTRY-SMALL

MAX = \pm 25%

NOTA:

En los métodos gráficos tal como el de BELL las gráficas se han sustituido por las ecuaciones presentadas en el capítulo - II, las cuales en general presentan un error con respecto a las gráficas inferior al 1 % y solo en algunos casos este error alcanza el 2 % por lo que para cálculos muy precisos este error debe considerarse junto con los listados anteriormente.

Después de observar los objetivos presentados en la introducción, los resultados obtenidos con los programas al resolver los problemas y las comparaciones de estos con los presentados en las fuentes, es posible concluir:

- a) Que estos programas pueden ser utilizados por un estudiante de la carrera de ingeniería química para resolver problemas relacionados con esta.
- b) Que estos programas en su forma actual o con leves modificaciones (esto se menciona porque la programación es personal y algún usuario puede no estar de acuerdo con la cantidad de información obtenida, por ejemplo, y modificar el programa para obtener más) cumplen con el propósito de que puedan ser utilizados por un ingeniero químico para diseñar un equipo.

CAPITULO VI.

APENDICES

A) PROGRAMAS Y SUBROUTINAS

B) NOMENCLATURA

C) BIBLIOGRAFIA

CAPITULO VI.

APENDICES

A) PROGRAMAS Y SUBROUTINAS

TITLE *****

-149-

```
QELT,L R,KETTLE
ELT BR1      S74G,C 03/01/82 15:47:48 (36)
DIMENSION CL(6),ROL(6),ROV(6),CLMC(6),ROMC(6),ROLMC(6),ROVMC(6),
NTEMPRO(6)
REAL KL(6),MUL(6),NP,NCP,NTC,MUMC(6),KAMC(6),MULMC(6),MUV
RMC(6),KLMC(6),NRV,LT,KW,NRE,M,JH,NPR,
NNREL,NREV,MUMCR,MUDTR,KAMCR,MULMCR,KLR,MULR,MUVMCR,
R,KLMCR
COMMON /CAL/TEMPRO
INTEGER TIPO
C DATOS PARA EL LADO DE LA VAPORIZACION
READ(5,1)WL,WV,WB,PO
READ(5,14)(CL(I),I=1,6)
READ(5,2)CLV,TE
READ(5,14)(KL(I),I=1,6)
HEAD(5,3)SIG
READ(5,14)(ROL(I),I=1,6)
READ(5,14)(ROV(I),I=1,6)
READ(5,14)(MUL(I),I=1,6)
HEAD(5,2)S1,S2
C DATOS DE EQUIPO Y OTROS
READ(5,6)TIPO
READ(5,3)US
READ(5,1)OD,LT,DO,DI
READ(5,1)TCI,TCO,TFI,TFO
READ(5,2)NP,NCP
HEAD(5,3)Kk
READ(5,2)DC,DB
READ(5,3)RD
READ(5,17)PT,IFORMA
READ(5,14)(TEMPRO(I),I=1,6)
C DATOS PARA EL MEDIO DE CALENTAMIENTO
READ(5,6)IFASE
IF(IFASE.EQ.1)GO TO 900
READ(5,14)(CLMC(I),I=1,6)
READ(5,14)(MUMC(I),I=1,6)
READ(5,3)SMC
READ(5,14)(ROMC(I),I=1,6)
READ(5,14)(KAMC(I),I=1,6)
READ(5,6)IFMC
GO TO 20
900 READ(5,3)TS
READ(5,1)wVI,wLI,wVO,wLO
READ(5,6)IC0
IF(IC0.EQ.1)GO TO 30
READ(5,14)(ROLMC(I),I=1,6)
READ(5,14)(ROVMC(I),I=1,6)
READ(5,14)(MULMC(I),I=1,6)
READ(5,14)(MUVMC(I),I=1,6)
READ(5,14)(CLMC(I),I=1,6)
READ(5,14)(KLMC(I),I=1,6)
GO TO 20
30 READ(5,3)SMC
READ(5,14)(ROLMC(I),I=1,6)
READ(5,14)(MULMC(I),I=1,6)
C CALCULO DE LA CARGA TERMICA REGUEPIA
20 TP=(TF0+TFI)/2.
CALL CALPFI(CL,TP,CLF)
QR=WL*CLF*(TF0-TFI)+.V*CLV
C CALCULO DEL GASTO REGUERIDO DEL MEDIO DE CALENTAMIENTO
```

```

IF(IFASE.EQ.2)GO TO 101
C VAPOR SATURADO
WT=QR/CLV
IF(ICO.EQ.2)GO TO 410
IF(((TFO-TFI)-20.)LE.0.1)GO TO 400
IF((TFO-TFI).GT.20.)GO TO 103
102 DELTAT=TS-((TFO-TFI)/2.)
GO TO 104
400 DELTAT=TS-TFI
GO TO 104
103 DELTAT=((TS-TFO)-(TS-TFI))/ALOG((TS-TFO)/(TS-TFI))
GO TO 104
101 TP=(TCI+TCO)/2.
CALL CALPFI(CLMC,TP,CLMCR)
WT=QR/(CLMCR*(TCI-TCO))
C FLUIDO SIN CAMBIO DE FASE O CONDENSACION PARCIAL
410 DELTAT=((TCI-TFO)-(TCO-TFI))/ALOG((TCI-TFO)/(TCO-TFI))
C ESTIMADO DEL AREA REQUERIDA
ICONTU=1
104 A=QR/(US*DELTAT)
C CALCULO DEL NUMERO DE TUBOS
2000 NTC=A/(OD*LT*NCP)
C CALCULO DE LA RESISTENCIA DE LA PARED
RW=OD*ALOG(OD/DI)/(2.*3.1416*KW)
TWS=(TFI+TFO)/2.
ICONTW=1
IF(IFASE.EQ.1)GO TO 110
C CALCULO DEL COEFICIENTE INTERNO
C METODO DE KERN
GT=1.273*WT*NP/(NCP*NTC*DI*DI)
TWS=(TFI+TFO)/2.
TP=(TCI+TCO)/2.
ICONTW=1
106 CALL CALPFI(MUMC,TWS,MUMCR)
CALL CALPFI(MUMC,TP,MUDTR)
FI=MUDTR/MUMCR
CALL CALPFI(KAMC,TWS,KAMCR)
CALL CALPFI(CLMC,TWS,CLMCR)
NRE=GT*DI/(MUMCR*2.42)
IF(NRE.LT.30000..AND.NRE.GE.2100.)GO TO 107
IF(NRE.GT.30000.)GO TO 108
HIO=1.86*KAMCR/DO*(NRE*CLMCR*MUMCR*2.42*DI/(KAMCR*LT))**(1./3.)*FI
N**(0.14)
GO TO 109
108 HIO=0.027*KAMCR/DO*NRE**(0.8)*(CLMCR*MUMCR*2.42/KAMCR)**(1./3.)*FI
N**(0.14)
GO TO 109
107 M=0.533+0.286*ALOG10(LT/DI)
Y=6.58*ALOG10(ALOG10(LT/DI))
Z=3.45*(ALOG10(NRE)-3.9)
JH=0.392*(LT/DI)**(-1.28)*NRE**(M)+ALOG10(LT/DI)*(Z+2.05+Y*EXP(-Z
N*2))
HIO=JH*(KAMCR/DO)*(CLMCR*MUMCR*2.42/KAMCR)**(1./3.)*FI**(0.14)
GO TO 109
110 CONTINUE
C CALCULO DEL COEFICIENTE INTERNO PARA VAPOR CONDENSANTE
C ECUACION DE NUSSELT
WTI=WLO*NP/(NTC*NCP)
CALL CALPFI(KLMC,TWS,KLMCR)
CALL CALPFI(ROLMC,TWS,ROLMCR)

```

TLE *****

-151-

```
CALL CALPFI(MULMC,TWS,MULMCR)
CALL CALPFI(ROVMC,TWS,ROVMCR)
HI01=0.761*(DI/DO)*(LT*KLMCR**3*(ROLMCR-ROVMCR)*ROLMCR*4.17E8/(WTI
R*MULMCR*2.42)**(1./3.)
C ECUACION DE BOYCO Y KRUSHILIN
XI=WVI/(WVI+WLI)
XO=WVO/(WVO+WLO)
GT=1.273*WLO*NP/(NCP*NTC*DI*DI)
NRE=DI*GT/(MULMCR*2.42)
CALL CALPFI(CLMC,TWS,CLMCR)
CALL CALPFI(ROLMC,TCI,ROLI)
CALL CALPFI(ROVMC,TCI,ROVI)
CALL CALPFI(ROLMC,TCO,ROLO)
CALL CALPFI(ROVMC,TCO,ROVO)
NPR=CLMCR*MULMCR*2.42/KLMCR
ROMI=1.+(ROLI-ROVI)/ROVI*XI
ROMO=1.+(ROLO-ROVO)/ROVO*XO
HI02=0.024*KLMCR/DO*NRE**(0.8)*NPR**(0.43)*((ROMI**(0.5)+ROMO**(0.
NS))/2.)
HI0=AMAXI(HI01,HI02)
109 CONTINUE
C CALCULO DEL COEFICIENTE EXTERNO
C DETERMINACION DEL METODO DE CALCULO DEL COEFICIENTE DE EBULLICION
IF((TFO-TFI).GT.(DELTAT/4.))GO TO 111
C SE SUPONE UN COEFICIENTE DE EBULLICION HT
HTS=3000.
ICON=1
C CALCULO DEL COEFICIENTE TOTAL DE UN TUBO
113 UT=1./(1./HTS+1./HI0*RW)
CALL CALPFI(CL,TWS,CLR)
CALL CALPFI(KL,TWS,KLR)
CALL CALPFI(ROL,TWS,ROLR)
CALL CALPFI(ROV,TWS,ROVR)
CALL CALPFI(MUL,TWS,MULR)
Z1=(UT*DELTAT*CLR/CLV)**0.69
Z2=(144.*PO*KLR/SIG)**0.31
Z3=(ROLR/ROVR-1.)**0.33
HTC=0.225*Z1+Z2*Z3
IF(ABS(HTC-HTS).LE.1.)GO TO 112
HTS=HTC
ICON=ICON+1
IF(ICON.GE.100)GO TO 200
GO TO 113
112 DELTTE=UT*DELTAT/HTC
TWC=TE+DELTTE/2.
IF(ABS(TWC-TWS).LE.0.1)GO TO 114
TWS=TWC
ICONTW=ICONTW+1
IF(ICONTW.GE.100)GO TO 210
GO TO (110,106),IFASF
114 IF(DELTTE.GE.8.)GO TO 115
BETA=(S1*S1-S2*S2)/(2.*(TFO-TFI)*S1*S2)
HTC=HTC+75.74*KLR/DO*(DO**(3)*ROLR*BETA*DELTTE*CLR/(MULR*KLR*2.42)
R)**(0.25)
115 XI=142.9*ROVR*CLV*(SIG*(ROLR-ROVR)/(ROVR*ROVR))**(0.25)
QTMAX=25.8*XI
QT=UT*DELTAT
IF((QT-QTMAX)/QTMAX.GT.0.05)GO TO 220
C CALCULO DEL COEFICIENTE DE EBULLICION DEL HAZ DE TUBOS
GO TO (3500,3501,3502),IFORMA
```

TITLE *****

-152-

```
3500 NRV=DB/(PT*12.)
      GO TO 3001
3501 NRV=DB/(PT*16.97)
      GO TO 3001
3502 NRV=DB/(PT*20.79)
      GO TO 3001
3001 G=OD*UT*DELTAT/(CLV*(PT-DO))
      BCF=0.714*(PT-DO)**(4.2E-5*G)*1./NRV**(-0.24*(1.75+ALOG(1
      N./NRV)))
      HHC=HMC*BCF
      UH=1./(1./HHC+1./HIO+RW+RD)
      QH=UH*DELTAT
      QHMAX=123.*XI*DB*LT/(A/NCP*12.)
      IF(QH.GT.QHMAX)GO TO 230
      GO TO 3000
111  CONTINUE
C METODO DE KERN
C SE SUPONE MH
      HHS=3000.
      ICONH=1
      UH=1./(1./HHS+1./HIO+RW)
118  DELTTE=UH/HHS*DELTAT
      TWC=TE+DELTTE/2.
      IF(ABS(TWC-TWS).LE.1.0)GO TO 116
      TWS=TWC
      ICONTW=ICONTW+1
      IF(ICONTW.GE.100)GO TO 210
      GO TO 106
116  CONTINUE
      HHC=17.1421-8.92012*DELTTE+2.52801*DELTTE**2.
      IF(ABS(HHS-HHC).LE.1.)GO TO 117
      HHS=HHC
      ICONH=ICONH+1
      IF(ICONH.GE.100)GO TO 250
      GO TO 118
117  IF(DELTTE.LE.14.)GO TO 119
      HHS=300.
119  UH=1./(1./HHS+1./HIO+RW+RD)
C CHEQUÉ TERMICO DE LA UNIDAD
3000 IF(TIPO.EQ.1)GO TO 131
      IF(ABS(US-UH).LE.1..OR.(((UH-US)/US).LT..05.AND.((UH-US)/US).GT.0.
      R))GO TO 2001
      ICONTU=ICONTU+1
      IF(ICONTU.GE.100)GO TO 240
      IF((US-UH)/UH.GT.0.05)GO TO 2002
      A=A/1.05
      GO TO 2000
2002 A=A*1.05
      GO TO 2000
510  ICONTU=ICONTU+1
      IF(ICONTU.GT.100)GO TO 240
      A=A*1.05
      GO TO 2000
500  ICONTU=ICONTU+1
      IF(ICONTU.GT.100)GO TO 240
      A=A/1.05
      GO TO 2000
C REHEMERVIDORES
131  ICONSS=1
      HSS=3000.
```

TITLE *****

-153-

```
133 USC=1./(1./HSS+1./HIO+RW+RD)
HSC=9.35*(USC*DELTAT)**0.21
IF(ABS(HSC-HSS).LE.1.)GO TO 132
HSS=HSC
ICOHSS=ICOHSS+1
IF(ICOHSS.GE.100)GO TO 250
GO TO 133
132 QD=WB/NCP*CLV*(TFO-TFI)+QH*(A-WB/NCP*CLV*(TFO-TFI))/(USC*DELTAT)
IF((QD-QR)/QR.GT.0.05)GO TO 510
IF((QR-QD)/QD).GT.0.05)GO TO 500
C CALCULO DEL DIAMETRO DEL KETTLE
2001 CALL CALPFI(ROL,TWS,ROLR)
CALL CALPFI(ROV,TWS,ROVR)
CV=2290.*ROVR*(SIG/(6.86E-5*(ROLR-ROVR)))**(0.5)
C ESPACIO DE VAPOR
EV=WV/CV
C AREA DEL DOMO
AD=EV/LT
C AREA DE LA CORAZA
AH=(DC/12.)**2*0.3927
C AREA TOTAL
AT=AD+AH
C DIAMETRO DEL KETTLE
DK1=12.*(AT/0.3927)**(0.5)
DK2=DC+1.6
DK3=DC+24.
DK4=AMAX1(DK1,DK2,DK3)
DK5=DC*2.
DK6=AMIN1(DK4,DK5)
C CAIDA DE PRESION
IF(IFASE.EQ.1)GO TO 150
CALL CALPFI(MUMC,TWS,MUMCR)
GT=1.273*WT*NP/(NCP*NTC*DI*DI)
NRE=GT*DI/(MUMCR*2.42)
IF(NRE.GT.1000.)GO TO 160
F=0.482103*NRE**(-.99355)
GO TO 170
160 F=0.003113*NRE**(-.2636)
170 DELPT=F*GT*GT*LT*NP/(5.22E10*DI*SMC*FT)
IF(IFMC.NE.1)GO TO 180
CALL CALPFI(ROMC,TWS,ROMCR)
V=GT/(3600.*ROMCR)
DELPR=1.5*ROMCR*V*V*NP/(144.*32.2)
DELPT=DELPT+DELPR
GO TO 180
150 IF(ICQ.EQ.1)GO TO 300
AT=NTC*(DI)**2/(1.273*NP)
WTL=(WLI+WLO)/2.
WTV=(WVI+WVO)/2.
GTL=WTL/AT
GTV=WTV/AT
CALL CALPFI(MULMC,TWS,MULMCR)
CALL CALPFI(MUVMC,TWS,MUVMCR)
NREL=DI*GTL/(MULMCR*2.42)
NREV=DI*GTV/(MUVMCR*2.42)
IF(NREL.LE.2000.)GO TO 310
FL=0.184*NREL**(-0.2)
320 IF(NREV.LE.2000.)GO TO 340
FV=0.184*NREV**(-0.2)
GO TO 330
```

ITLE *****

300 CALL CALPFI(MULMC,TWS,MULMCR)
GT=1.273*WT*NP/(NCP*NTC*DI*DI)
NRE=GT*DI/(MULMCR*2.42)
IF(NRE.GT.1000.)GO TO 301
F=0.482103*NRE**(-0.2636)
GO TO 302
301 F=0.003113*NRE**(-0.99355)
302 DELPT=F*GT*GT*LT*NP/(5.22E10*DI*SMC*FI*2.)
GO TO 180
310 FL=64./NREL
GO TO 320
340 FV=64./NREV
330 CALL CALPFI(ROLMC,TWS,ROLMCR)
DELPL=3.36E-6*FL*LT*WTL*WTL*NP/((DI*12.)**5*ROLMC*NTC**2)
CALL CALPFI(ROVMC,TWS,ROVMCR)
DELPV=3.36E-6*FV*LT*WTV*WTV*NP/((DI*12.)**5*ROVMC*NTC**2)
X=(DELPL/DELPV)**0.5
IF(ABS(NREL-2000.)>LE.100.)GO TO 800
IF(NREL.GT.2100.)GO TO 801
CALL INLAG3(X,YL)
GO TO 850
800 CALL INLAG2(X,YL)
GO TO 850
801 CALL INLAG1(X,YL)
850 DELPF=DELPL*YL
DELPT=DELPF
GO TO 180
200 WRITE(6,7)HTS,HTC
GO TO 1000
180 WRITE(6,13)GR,WT,A,NTC,HIO,HHC,UH,AD,AH,DK6,DELPT
GO TO 1000
210 WRITE(6,8)TWS,TWC
GO TO 1000
220 WRITE(6,9)QT,QTMAX
GO TO 1000
230 WRITE(6,10)QH,QHMAX
GO TO 1000
250 WRITE(6,11)HSS,HSC
GO TO 1000
240 WRITE(6,12)
GO TO 1000
1 FORMAT(4F10.5)
2 FORMAT(2F10.5)
3 FORMAT(F10.5)
4 FORMAT(5F10.5)
5 FORMAT(3F10.5)
6 FORMAT(I1)
7 FORMAT(1H1,1X,'DESPUES DE 100 ITERACIONES LOS VALORES DE HTS=',
NF10.5,'Y HTC=',F10.5,'NO CONVERGIERON')
8 FORMAT(1H1,1X,'DESPUES DE 100 ITERACIONES LOS VALORES DE TWS=',
NF10.5,'Y TWC=',F10.5,'NO CONVERGIERON')
9 FORMAT(1H1,'DEBIDO A QUE EL VALOR DE QT=',F10.5,'ES MAYOR QUE QTMA
MAX=',F10.5,'EL EQUIPO NO ES SATISFACTORIO SE RECOMIENDA REDUCIR TI
N')
10 FORMAT(1H1,'DEBIDO A QUE EL VALOR DE QH=',F10.5,'ES MAYOR QUE QHMA
RX=',F10.5,'SE RECOMIENDA: ',/,1X,'A) AUMENTAR EL PITH',/,1X,'B) MOD
RIFICAR LA GEOMETRIA DEL EQUIPO',/,1X,'C) REDUCIR LA TEMPERATURA DE
NL MEDIO DE CALENTAMIENTO',/,1X,'D) DISEÑAR EL EQUIPO PARA ERULLICT
RON DE PELICULA')
11 FORMAT(1H1,1X,'DESPUES DE 100 ITERACIONES LOS VALORES DE HSS=',F10

TLE *****

-155-

```
N.5,'Y UH=',F10.5,'NO CONVERGIERON')
12  FORMAT(1H1,1X,'DESPUES DE 100 ITERACIONES NO FUE POSIBLE AJUSTAR E
    RL AREA')
13  FORMAT(1H1,10(/),20X,'LA CARGA TERMICA REQUERIDA ES=',19X,F14.2,'
    RBTU/HR',/20X,'EL GASTO REQUERIDO DEL MEDIO DE CALENTAMIENTO ES=',F
    R14.2,' LB/HR',/20X,'EL AREA REQUERIDA ES=',28X,F14.2,' FT**2',/20X
    R,'EL NUMERO DE TUBOS POR CAMBIADOR ES=',17X,F10.2,/20X,'EL COEFICI
    RENTE INTERNO DE TRANSFERENCIA ES=',6X,F14.2,' BTU/HR FT**2 GF',/20
    RX,'EL COEFICIENTE EXTERNO DE TRANSFERENCIA=',9X,F14.2,' BTU/HR FT*
    R*2 GF',/20X,'EL COEFICIENTE TOTAL DE TRANSFERENCIA=',11X,F14.2,' B
    RTU/HR FT**2 GF',/20X,'EL AREA DEL DOMO=',31X,F14.2,' FT**2',/20
    RX,'EL AREA DE LA CORAZA ES=',25X,F14.2,' FT**2',/20X,'EL DIAMETRO
    RDEL KETTLE=',26X,F14.2,' IN',/20X,'LA CAIDA DE PRESION DENTRO DE T
    RUBOS=',13X,F14.2,' PSI')
14  FORMAT(6F10.5)
15  FORMAT(E10.5)
16  FORMAT()
17  FORMAT(F10.5,I1)
1000 STOP
    END
```

END ELT. ERRORS: NONE. TIME: 2.202 SEC. IMAGE COUNT: 378

WELT, L. R. SOLOAIRE/DOS
 ELT BR1 57401C 03/01/82 15:47:51 (41)
 DIMENSION DATOS(100,100), CPFDT(6), ROFDT(6)
 REAL KFDT(6), MUFDT(6), KW, KA, NCP, NP, LT, NTC,
 RLMTD, KFDTR, MUFOTR, MUFD, NRE
 COMMON /FAC/ TCI, TCO, TFI, TFO
 COMMON /CAL/ TEMPRO(6)

DATA (DATOS(1,J),J=1,7)/4.,4.,1.,49.,64.,81.,97./
 DATA (DATOS(2,J),J=1,7)/4.,6.,1.,73.,97.,122.,146./
 DATA (DATOS(3,J),J=1,7)/4.,8.,2.,98.,129.,163.,194./
 DATA (DATOS(4,J),J=1,7)/4.,10.,2.,123.,162.,204.,243./
 DATA (DATOS(5,J),J=1,7)/6.,6.,1.,121.,160.,201.,240./
 DATA (DATOS(6,J),J=1,7)/6.,8.,1.,161.,213.,268.,320./
 DATA (DATOS(7,J),J=1,7)/6.,12.,2.,242.,320.,402.,481./
 DATA (DATOS(8,J),J=1,7)/6.,14.,2.,282.,374.,469.,561./
 DATA (DATOS(9,J),J=1,7)/8.,8.,1.,224.,297.,373.,446./
 DATA (DATOS(10,J),J=1,7)/8.,10.,1.,280.,372.,466.,558./
 DATA (DATOS(11,J),J=1,7)/8.,12.,1.,336.,446.,559.,669./
 DATA (DATOS(12,J),J=1,7)/8.,14.,1.,392.,520.,652.,781./
 DATA (DATOS(13,J),J=1,7)/8.,16.,2.,448.,595.,746.,892./
 DATA (DATOS(14,J),J=1,7)/8.,20.,2.,560.,744.,932.,1116./
 DATA (DATOS(15,J),J=1,7)/8.,24.,2.,672.,892.,1119.,1339./
 DATA (DATOS(16,J),J=1,7)/10.,10.,1.,351.,466.,584.,699./
 DATA (DATOS(17,J),J=1,7)/10.,12.,1.,421.,559.,701.,839./
 DATA (DATOS(18,J),J=1,7)/10.,14.,1.,491.,652.,817.,979./
 DATA (DATOS(19,J),J=1,7)/10.,16.,1.,561.,746.,934.,1119./
 DATA (DATOS(20,J),J=1,7)/10.,20.,2.,702.,932.,1168.,1399./
 DATA (DATOS(21,J),J=1,7)/10.,24.,2.,842.,1119.,1402.,1678./
 DATA (DATOS(22,J),J=1,7)/10.,30.,2.,1053.,1399.,1752.,2098./
 DATA (DATOS(23,J),J=1,7)/10.,32.,2.,1123.,1492.,1869.,2238./
 DATA (DATOS(24,J),J=1,7)/12.,12.,1.,515.,685.,858.,1028./
 DATA (DATOS(25,J),J=1,7)/12.,14.,1.,601.,799.,1001.,1199./
 DATA (DATOS(26,J),J=1,7)/12.,16.,1.,687.,913.,1144.,1370./
 DATA (DATOS(27,J),J=1,7)/12.,20.,1.,859.,1142.,1430.,1713./
 DATA (DATOS(28,J),J=1,7)/12.,24.,2.,1031.,1370.,1716.,2056./
 DATA (DATOS(29,J),J=1,7)/12.,30.,2.,1289.,1713.,2145.,2570./
 DATA (DATOS(30,J),J=1,7)/12.,32.,2.,1374.,1827.,2288.,2741./
 DATA (DATOS(31,J),J=1,7)/12.,36.,2.,1546.,2056.,2574.,3084./
 DATA (DATOS(32,J),J=1,7)/12.,40.,2.,1718.,2284.,2861.,3426./
 DATA (DATOS(33,J),J=1,7)/14.,14.,1.,700.,931.,1166.,1397./
 DATA (DATOS(34,J),J=1,7)/14.,16.,1.,800.,1064.,1333.,1597./
 DATA (DATOS(35,J),J=1,7)/14.,20.,1.,1000.,1330.,1666.,1996./
 DATA (DATOS(36,J),J=1,7)/14.,24.,2.,1201.,1597.,1999.,2395./
 DATA (DATOS(37,J),J=1,7)/14.,30.,2.,1501.,1996.,2499.,2994./
 DATA (DATOS(38,J),J=1,7)/14.,32.,2.,1601.,2129.,2666.,3194./
 DATA (DATOS(39,J),J=1,7)/14.,36.,2.,1801.,2395.,2999.,3593./
 DATA (DATOS(40,J),J=1,7)/14.,40.,2.,2001.,2661.,3332.,3992./
 DATA (DATOS(41,J),J=1,7)/16.,16.,1.,897.,1190.,1492.,1785./
 DATA (DATOS(42,J),J=1,7)/16.,20.,1.,1121.,1488.,1865.,2232./
 DATA (DATOS(43,J),J=1,7)/16.,24.,1.,1345.,1785.,2238.,2678./
 DATA (DATOS(44,J),J=1,7)/16.,30.,2.,1682.,2232.,2798.,3348./
 DATA (DATOS(45,J),J=1,7)/16.,32.,2.,1794.,2381.,2984.,3571./
 DATA (DATOS(46,J),J=1,7)/16.,36.,2.,2018.,2678.,3357.,4018./
 DATA (DATOS(47,J),J=1,7)/16.,40.,2.,2242.,2976.,3730.,4464./
 DATA (DATOS(48,J),J=1,7)/18.,20.,1.,1247.,1655.,2075.,2483./
 DATA (DATOS(49,J),J=1,7)/18.,24.,1.,1496.,1987.,2490.,2980./
 DATA (DATOS(50,J),J=1,7)/18.,30.,2.,1870.,2483.,3112.,3725./
 DATA (DATOS(51,J),J=1,7)/18.,32.,2.,1995.,2649.,3320.,3974./
 DATA (DATOS(52,J),J=1,7)/18.,36.,2.,2244.,2980.,3735.,4470./
 DATA (DATOS(53,J),J=1,7)/18.,40.,2.,2494.,3311.,4150.,4967./


```

DATA (DATOS(54,J),J=1,7)/20.,20.,1.,1404.,1865.,2337.,2798./
DATA (DATOS(55,J),J=1,7)/20.,24.,1.,1685.,2238.,2804.,3357./
DATA (DATOS(56,J),J=1,7)/20.,30.,2.,2106.,2798.,3505.,4197./
DATA (DATOS(57,J),J=1,7)/20.,32.,2.,2246.,2984.,3739.,4477./
DATA (DATOS(58,J),J=1,7)/20.,36.,2.,2527.,3357.,4206.,5036./
DATA (DATOS(59,J),J=1,7)/20.,40.,2.,2808.,3730.,4674.,5596./
DATA PI,PM,DO/3.1416,29.16,1.0/
DATA AO,CPA/0.2618,0.245/
DATA SP,HEIGHT/0.0625,0.625/
DATA PT,PL/2.375,2.375/
READ(5,15)WT
READ(5,3000)US
READ(5,3000)PA
READ(5,3001)TCO,TCI,TFI
READ(5,3010)QR
READ(5,3003)(TEMPRO(I),I=1,6)
READ(5,3002)NCP,NP
READ(5,3003)(KFDT(I),I=1,6)
READ(5,3003)(MUFDT(I),I=1,6)
READ(5,3003)(CPFDT(I),I=1,6)
READ(5,3003)(ROFDT(I),I=1,6)
READ(5,3002)DI,AI
READ(5,3000)KW
READ(5,3002)ROF
READ(5,3000)B
READ(5,3000)SMC
READ(5,16)IFMC
ICONTW=1
ICONTU=1
400 DELTA=0.005*US*((TCO+TCI)/2.-TFI)
    IF((TCO-TCI).GT.5.1GO TO 100
    FC=0.019*DELTA+0.8
    GO TO 200
100 FC=0.00141*DELTA+0.8897
200 DELTA=DELTA+FC
    TFO=DELTA+TFI
    TWS=(TFI+TFO)/2.
    LMTD=((TCI-TFO)-(TCO-TFI))/ALOG((TCI-TFO)/(TCO-TFI))
    CALL FACCOR(8,FT)
    DELTAT=LMTD*FT
    Q=QR*100000./NCP
    A=Q/(US*DELTAT)
    IF((TCI-TCO).LE.10.)GO TO 201
    IF((TCI.GE.100..AND.TCI.LE.200.)..AND.(TCO.GE.100..AND.TCO.LE.200.))
N)GO TO 202
    IF(US.LE.60.)GO TO 202
    IF((TCI.GE.10..AND.TCI.LE.20.)..AND.(TCO.GE.10..AND.TCO.LE.20.))GO
RTO 201
    IF((TCI.GE.200..AND.TCI.LE.300.)..AND.(TCO.GE.200..AND.TCO.LE.300.))
N)GO TO 203
    J=5
220 DO 221 I=1,59
    IF((A-DATOS(I,J)).LT.0.)GO TO 230
221 CONTINUE
    WRITE(6,1)
    GO TO 1000
201 J=4
    GO TO 220
202 J=6
    GO TO 220

```

JAIKE/DOS *****

-158-

```
203 J=7
      GO TO 220
230 WIDH=DATOS(I,1)
      LT=DATOS(I,2)
      FPU=DATOS(I,3)
      A=DATOS(I,J)
C     AREA DE UNA ALETA
      APA=(PI*(DO+HEIGHT)**2.-PI*DO*DO)/(2.0*144.0)
C     AREA TOTAL DE LAS ALETAS
      ATA=APA/SP*12.*LT
C     AREA TOTAL DE TUBO DESNUDO
      AD=AO*LT
C     AREA EXTENDIDA
      AG=ATA+AD
C     RELACION DE AREAS
      RAS=AG/AD
      J=J-1
      CALL CALPFI(CPFDI,TWS,CPFDTR)
      NTC=A/(AO*LT)
      GT=1.273*WT*NP/(NCP*NTC*DI*DI)
450  CALL CALPFI(KFDI,TWS,KFDTR)
      CALL CALPFI(MUFDI,TWS,MUFDR)
      X1=KFDTR**0.6
      X2=(DI*12.)**(-0.2)
      X3=GT**0.8
      X4=(MUFDR*2.42)**(-0.4)
      X5=CPFDTR**0.4
      HI=0.276*X1*X2*X3*X4*X5
      HIO=HI*AI/AO
      RW=AO*ALOG(DO/DI)/(2.*PI*KW)
      WA=O/(CPA*(TFO-TFI))
      FA=WIDH*LT
      GA=WA/A
      KA=2.36667E-5*TWS+1.31627E-2
      ROA=PA*PM/(10.73*(TWS+460.))
      X1=GA**0.681
      X2=DO**(-0.319)
      X3=KA**0.67
      X4=CPA**0.33
      X5=ROA**(-0.351)
      X6=SP**0.313
      X7=HEIGHT**(-0.2)
      X8=B**(-0.113)
      HC=0.295*X1*X2*X3*X4*X5*X6*X7*X8*RAS
      TAC=(TCI+TCO)/2.
      TAF=(TFI+TFO)/2.
      TWC=TAF+(HIO/(HIO+HO))*(TAC-TAF)
      IF(ABS(TWC-TWS).LE.1.0)GO TO 500
      TWS=TWC
      ICONTW=ICONTW+1
      IF(ICONTW.GE.100)GO TO 2000
      GO TO 450
500  UC=1./((1./HO)+(AO/AI)*(RDF*RW+(1./HI)))
      IF(ABS(US-UC).LE.1..OR.(((UC-US)/US).LT.0.05.AND.(((UC-US)/US).GT.0
N.))GO TO 600
      ICONTU=ICONTU+1
      IF(ICONTU.GE.100.)GO TO 2100
      US=UC
      GO TO 400
2100 *RITE(6,2)US,UC
```

```

2000 GO TO 1000
      WRITE(6,3)TWS,TWC
      GO TO 1000
600  FAPF=0.4*FA/FPU
      FD=SQRT(FAPF/0.785)
      CALL CALPFI(MUFDT,TWS,MUFDT)
      CALL CALPFI(MUFDT,TAC,MUFD)
      FI=(MUFD/MUFDT)**0.14
C CAIDA DE PRESION
      CALL CALPFI(MUFDT,TWS,MUFDT)
      GT=1.273*WT*NP/(NCP*NTC*DI*DI)
      NRE=GT*DI/(MUFDT**2.42)
      IF(NRE.GT.1000.)GO TO 160
      F=0.482103*NRE**(-.99355)
      GO TO 170
160  F=0.003113*NRE**(-.2636)
170  DELPT=F*GT*GT*LT*NP/(5.22E10*DI*SMC*FI)
      IF(IFMC.NE.1)GO TO 180
      CALL CALPFI(ROFDT,TWS,ROFDTR)
      V=GT/(3600.*ROFDTR)
      DELPR=1.5*ROFDTR*V*V*NP/(144.*32.2)
      DELPT=DELPT+DELPR
      GO TO 180
180  X1=GA**1.684
      X2=(DO)**0.611
      X3=ROA**0.316
      X4=PT**(-0.412)
      X5=PL**(-0.515)
      X6=((TAC+460.)/PM)*NP
      DELTPA=1.58E-8*X1*X2*X3*X4*X5*X6
      CALL FANPOW(US,FP)
      FHP=A*FP/100.
      HPPF=FHP/FPU
      WRITE(6,5000)GR,TFO,HIO,HO,UC,RDF,NCP,WITDH,A
      WRITE(6,5001)NP,NTC,J,DO,PT,LT,FPU,FD,HEIGHT,B,FHP
      WRITE(6,5002)HPPF,DELPT,DELTPA
3010 FORMAT(E14.5)
15  FORMAT(F10.0)
16  FORMAT(I1)
333 FORMAT()
3000 FORMAT(F10.5)
3001 FORMAT(3F10.5)
3002 FORMAT(2F10.5)
3003 FORMAT(6F10.5)
1  FORMAT(1H1,1X,'NO SE ENCONTRO UN EQUIPO ADECUADO SE RECOMIENDA UTI
      NLIZAR MAS EQUIPOS EN PARALELO')
2  FORMAT(1H1,1X,'DESPUES DE 100 ITERACIONES NO FUE POSIBLE AJUSTAR E
      NL VALOR DE U',/,1X,'US=',F10.5,10X,'UC=',F10.5)
3  FORMAT(1H1,1X,'DESPUES DE 100 ITERACIONES NO FUE POSIBLE AJUSTAR E
      NL VALOR DE TW',/,1X,'TWS=',F10.5,10X,'TWC=',F10.5)
5000 FORMAT(1H1,9X,'LA CARGA TERMICA TRANSFERIDA ES=',20X,F10.2,' MMBTU
      R/HR',/,10X,'LA TEMPERATURA DE SALIDA DEL AIRE=',14X,F10.2,' GF',/,
      N10X,'EL COEFICIENTE INTERNO DE TRANSFERENCIA=',12X,F10.2,' RTU/HR
      RFT**2 GF'/10X,'EL COEFICIENTE EXTERNO DE TRANSFERENCIA=',12X,F10.2
      R,' BTU/HR FT**2 GF'/10X,'EL COEFICIENTE TOTAL DE TRANSFERENCIA=',1
      R4X,F10.2,' RTU/HR FT**2 GF'/10X,'EL FACTOR DE INCRUSTAMIENTO PARA
      NLOS TUBOS=',12X,F10.5,' HR FT**2 GF/BTU',/,10X,'EL NUMERO DE UNIDA
      DUES EN PARALELO=',17X,F10.1,/,10X,'EL ANCHO DEL EQUIPO=',32X,F10.2
      R,' FT',/,10X,'EL AREA DE TRANSFERENCIA=',25X,F12.2,' FT**2')
5001 FORMAT(10X,'EL NUMERO DE PASOS=',32X,F10.1,/,10X,'EL NUMERO DE TUR

```

```

      ROS POR UNIDAD=',21X,F10.1,/,10X,'EL NUMERO DE HILERAS DE TUBOS=',2
      RBX,11,/,10X,'EL DIAMETRO EXTERNO=',32X,F10.2,' IN ',/,10X,'EL DI
      RTCH=',46X,F10.5,' IN',/,10X,'LA LONGITUD DE LOS TUBOS=',27X,F10.2,
      N° FT',/,10X,'EL NUMERO DE VENTILADORES POR UNIDAD=',14X,F10.1,/,10
      RX,'EL DIAMETRO DEL VENTILADOR=',25X,F10.2,' FT',/10X,'ALTURA DE ALE
      RTAS=',38X,F10.5,' IN',/,10X,'ANCHO DE LAS ALETAS=',35X,F10.5,' IN'
      N',/,10X,'HP TOTALES=',41X,F10.2,' HP')
5002  FORMAT(/10X,'HP POR VENTILADOR=',34X,F10.2,' HP',/,10X,'CAIDA DE P
      RRESION DENTRO DE TUBOS=',19X,F10.2,' PSI',/,10X,'CAIDA DE PRESION
      AFUERA DE TUBOS=',20X,F10.2,' PSI')
1000  STOP
      END

```

END ELT. ERRORS: NONE. TIME: 1.540 SEC. IMAGE COUNT: 250

DIF *****

WELT,L R.CONDIF
ELT BR1 57401C 03/01/82 15:47:42 (14) -161-
PARAMETER N=5
PARAMETER NI=10
PARAMETER M=NI+2
DIMENSION TKE(8),V(N),W(N),PM(N),VEK(N),TI(M),Y(N),VSL1(N),
NVSLC(N),YP(N),VSLP(N),Q(M),DELTW(M),TW(M),UA(M),QAC(M),
RCPM(6),ROM(6),TEM(6),TEMPRO(6),ROMV(6)
REAL KE1(8),KE2(8),KE3(8),KE4(8),KE5(8),KE(N),KPL(N),LT,KPLT,L1(N),
R,LC(N),L(N),L1T,LCT,LP(N),LPT,HV(N),HL(N),HVN(N),HLN(N),
RLMTD(M),HV1(8),HV2(8),HV3(8),HV4(8),HV5(8),HL1(8),HL2(8),
HL3(8),HL4(8),HL5(8),HT(M),NT,LOT,MUM(6),KM(6),MUMR,KMR,MUM(6),
RMUWR,NRES,NRET,NOC,HI,MUMV(6),MUMVR
COMMON /KEN/ KE1,KE2,KE3,KE4,KE5
COMMON /T/TKE
COMMON /HV/HV1,HV2,HV3,HV4,HV5
COMMON /HL/HL1,HL2,HL3,HL4,HL5
COMMON /CAL/ TEMPRO
COMMON /WATER/ROW(6),MUW,TEM
COMMON /RE/DRET(13),DRES(10)
COMMON /FFT/DFFT(13)
COMMON /FFS/DFFS(10)
DATA (ROW(I),I=1,6)/62.337,62.291,62.076,61.737,60.961,59.750/
DATA (MUW(I),I=1,6)/1.155,1.18,0.86,0.65,0.43,0.26/
DATA (TEM(I),I=1,6)/32.0,59.0,86.0,113.0,158.0,212.0/
DATA (DRET(I),I=1,13)/80.0,100.0,200.0,1.E3,2.E3,1.E4,3.E4,
5.E4,1.E5,2.E5,5.E5,7.E5,1.E6/
DATA (DFFT(I),I=1,13)/0.006,0.005,0.0025,0.0005,0.00042,0.00027,
0.0002,0.00018,0.00015,0.000125,0.0001,0.000095,0.00009/
DATA (DRES(I),I=1,10)/10.0,20.0,50.0,100.0,200.0,500.0,1.E3,
1.E4,1.E5,1.E6/
DATA (DFFS(I),I=1,10)/0.044,0.022,0.012,0.006,0.0046,0.0039,
0.0032,0.0021,0.0014,0.00090/
READ(5,1)(KF1(I),I=1,8)
READ(5,1)(KE2(I),I=1,8)
READ(5,1)(KE3(I),I=1,8)
READ(5,1)(KE4(I),I=1,8)
READ(5,1)(KE5(I),I=1,8)
READ(5,1)(TKE(I),I=1,8)
READ(5,1)(* (I,I=),/.)
READ(5,1)(PM(I),I=1,/))
READ(5,1)(HV1(I),I=1,8)
READ(5,1)(HV2(I),I=1,8)
READ(5,1)(HV3(I),I=1,8)
READ(5,1)(HV4(I),I=1,8)
READ(5,1)(HV5(I),I=1,8)
READ(5,1)(HL1(I),I=1,8)
READ(5,1)(HL2(I),I=1,8)
READ(5,1)(HL3(I),I=1,8)
READ(5,1)(HL4(I),I=1,8)
READ(5,1)(HL5(I),I=1,8)
READ(5,1030)TF1,TF0
READ(5,6001)DS1,DS,PS,IFORM
READ(5,6002)INT,LOT,PJTCI,PT,AFT,OI,AST,OD
READ(5,6003)(CPM(I),I=1,6)
READ(5,6003)(ROM(I),I=1,6)
READ(5,6003)(KM(1),I=1,6)
READ(5,6003)(MUM(I),I=1,6)
READ(5,6003)(TEMPRO(1),I=1,6)
READ(5,6003)(MUMV(I),I=1,6)

IIIF *****

-162-

```
READ(5,6003)(ROMV(I),I=1,6)
VT=0.0
DO 10 I=1,N
V(I)=W(I)/PM(I)
VT=VT+V(I)
10 CONTINUE
TRIN=100.0
ICTR=0
TRS=200.0
103 ICTR=ICTR+1
IF(ICTR.GT.500)GO TO 1001
CALL CALKEN(TRS,KE)
VEKT=0.0
DO 2 I=1,N
VEK(I)=V(I)/KE(I)
VEKT=VEKT+VEK(I)
2 CONTINUE
IF(ABS(VT-VEKT).LE.0.1)GO TO 101
IF(VT.LT.VEKT)GO TO 102
KK=1
IF(K.EQ.1)GO TO 1021
TRS=TRS-TRIN
GO TO 103
1021 K=0
TRIN=TRIN/2.0
TRS=TRS-TRIN
GO TO 103
102 K=1
IF(KK.EQ.1)GO TO 1022
TRS=TRS+TRIN
GO TO 103
1022 KK=0
TRIN=TRIN/2.0
TRS=TRS+TRIN
GO TO 103
101 TRIN=100.0
ICTB=0
TBS=100.0
106 ICTB=ICTB+1
IF(ICTB.GT.500)GO TO 1003
CALL CALKEN(TBS,KE)
LT=0.0
DO 3 I=1,N
L(I)=V(I)
LT=LT+L(I)
3 CONTINUE
KPLT=0.0
DO 4 I=1,N
KPL(I)=KE(I)*L(I)
KPLT=KPLT+KPL(I)
4 CONTINUE
IF(ABS(LT-KPLT).LE.0.1)GO TO 104
IF(LT.GT.KPLT)GO TO 105
KK=1
IF(K.EQ.1)GO TO 1051
TBS=TBS-TBIN
GO TO 106
1051 K=0
TBIN=TBIN/2.0
TBS=TBS-TBIN
```

DIF *****

```
105 GO TO 106
    K=1
    IF(KK.EQ.1)GO TO 1052
    TBS=TBS+TBIN
    GO TO 106
1052 KK=0
    TBIN=TBIN/2.0
    TBS=TBS+TBIN
    GO TO 106
104 WRITE(6,1005)TRS,TBS
    DTI=(TRS-TBS)/NI
    TI(1)=TRS
    DO 5 I=2,NI
    TI(I)=TI(I-1)-DTI
5 CONTINUE
    TI(NI+1)=TBS
    YT=0.0
    DO 6 I=1,N
    Y(I)=V(I)
    YT=YT+Y(I)
6 CONTINUE
    DO 7 I=1,N
    LC(I)=0.0
7 CONTINUE
    DO 21 J=1,N
    L1(J)=0.0
    LP(J)=0.0
21 CONTINUE
    VEL=10.1
    JJ=NI-1
    DO 8 I=1,NI
    JJJ=I+1
    VELIN=2.0
    ICVEL=0
    DO 9 J=1,N
    VSL1(J)=L1(J)
    VSLP(J)=LP(J)
    VSLC(J)=LC(J)
9 CONTINUE
    K=0
    KK=0
    CALL CALKEN(TI(I+1),KE)
109 ICVEL=ICVEL+1
    IF(ICVEL.GT.10000)GO TO 1007
    LCT=0.0
    DO 12 J=1,N
    LC(J)=LC(J)+LP(J)
    LCT=LCT+LC(J)
12 CONTINUE
    YPT=0.0
    DO 100 J=1,N
    YP(J)=Y(J)-L1(J)
    YPT=YPT+YP(J)
100 CONTINUE
    LIT=0.0
    DO 11 J=1,N
    L1(J)=Y(J)/(1.+KL(J)*VELS)
    LIT=LIT+L1(J)
11 CONTINUE
    LPT=0.0
```

-163-

DIF *****

-164-

```
DO 22 J=1,N
LP(J)=L1(J)-LC(J)
LPT=LPT+LP(J)
22 CONTINUE
VAP=VT-L1T
VELC=VAP/L1T
IF(ABS(VELS-VELC),LE,0.001)GO TO 108
IF(I.NE.1)GO TO 1085
IF(VELS.LT.VELC)GO TO 1081
KK=1
IF(K.EQ.1)GO TO 1082
VELS=VELS-VELIN
GO TO 1091
1082 K=0
VELIN=VELIN/2.0
VELS=VELS-VELIN
GO TO 1091
1081 K=1
IF(KK.EQ.1)GO TO 1084
VELS=VELS+VELIN
GO TO 1091
1084 KK=0
VELIN=VELIN/2.0
VELS=VELS+VELIN
GO TO 1091
1091 DO 13 J=1,N
L1(J)=VSL1(J)
LP(J)=VSLP(J)
LC(J)=VSLC(J)
13 CONTINUE
GO TO 109
1085 VELS=VELS-0.001
GO TO 1091
108 WRITE(6,1009)(I,TI(I),JJJ,TI(I+1))
WRITE(6,1013)
DO 20 J=1,N
WRITE(6,1010)(YP(J),LC(J),LP(J))
20 CONTINUE
WRITE(6,1011)YPT,LCT,LPT
WRITE(6,1012)VELS
CALL CALHV(TI(I),HV)
CALL CALHL(TI(I),HL)
HVT=0.0
HLT=0.0
DO 14 J=1,N
HVN(J)=PM(J)*HV(J)*YP(J)
HLN(J)=PM(J)*HL(J)*LC(J)
HVT=HVT+HVN(J)
HLT=HLT+HLN(J)
14 CONTINUE
HT(I)=HVT+HLT
WRITE(6,1023)
DO 99 J=1,N
WRITE(6,1019)(YP(J),HVN(J),HLN(J))
99 CONTINUE
WRITE(6,1016)HVT,HLT
WRITE(6,1017)I,HT(I)
8 CONTINUE
HLT=0.0
CALL CALHL(TI(I+1),HL)
```


IDIF *****

-165-

```
DO 32 J=1,N
HLN(J)=PM(J)*HL(J)*L(J)
32  HLT=HLT+HLN(J)
CONTINUE
HT(NI+1)=HLT
III=NI+1
WRITE(6,1017) III,HT(III)
QT=0.0
LLL=NI-1
DO 15 J=1,NI
Q(J)=HT(J)-HT(J+1)
QT=QT+Q(J)
15  CONTINUE
WF=QT/(TFO-TFI)
DELTWT=0.0
DO 16 J=1,NI
DELTW(J)=Q(J)/WF
DELTWT=DELTWT+DELTW(J)
16  CONTINUE
TW(1)=TFO
DO 17 I=1,NI
TW(I+1)=TW(I)-DELTW(I)
17  CONTINUE
LMTD(1)=0.0
KKK=M-1
DO 18 J=2,KKK
ZZ=TI(J-1)-TW(J)
YY=TI(J)-TW(J-1)
LMTD(J)=(ZZ-YY)/(ALOG(ZZ/YY))
18  CONTINUE
UAT=0.0
UA(1)=0.0
DO 19 J=2,KKK
UA(J)=Q(J-1)/LMTD(J)
UAT=UAT+UA(J)
QAC(J)=QAC(J-1)+Q(J-1)
19  CONTINUE
DELTAT=QT/UAT
WRITE(6,1036)
DO 31 I=1,KKK
WRITE(6,1025) TI(I),HT(I),Q(I)
31  CONTINUE
WRITE(6,1030) QT
WRITE(6,1037)
DO 33 I=1,KKK
WRITE(6,1035) DELTW(I),TW(I),LMTD(I),UA(I),QAC(I)
33  CONTINUE
WRITE(6,1026) DELTWT,UAT
WRITE(6,1027) WF,DELTAT
TCA=(TBS+TRS)/2.0
TFA=(TFI+TFO)/2.0
CALL CALPFI(CPM,TCA,CP)
* T=0.0
DO 200 I=1,N
* T=* T+W(I)
200 CONTINUE
CSHL=* T*CP*(TRS-TBS)/2.0
SUBM=CSHL/QT
C FLUIDO FRIO LADO DE LOS TUBOS,AGUA
ATUB=NT*AFT/(144.0*PT)
```

IJIF *****

-166-

```
GT=WF/ATUB
CALL CALPW(2,TFA,RO)
VEL=GT/(3600,0*RO)
HI=EXP(0.795*ALOG(VEL)+ALOG(510.0-1.75*(200.0-TFA)))
FC=1.357-0.89*DI+0.5*DI*DI
HI=HI*FC
HIO=HI*DI/OD
C FLUIDO CALIENTE LADO DE LA CORAZA,VAPOR
UST=NT*(1.-SUBM)
GPP=WT/(LOT*UST**(2./3.))
HOS=300.0
ICHO=0
7001 ICHO=ICHO+1
IF(ICHO.GT.500)GO TO 7020
TWA=TFA+HOS/(HIO+HOS)*(TBS-TFA)
TF=0.5*(TBS+TWA)
CALL CALPFI(ROM,TF,ROMR)
CALL CALPFI(MUM,TF,MUMR)
CALL CALPFI(KM,TF,KMR)
A=((MUMR*2.42)**2.0/(KMR**3.0*ROMR**2.0*4.17E8))**(1./3.)
B=(4.0*GPP/(MUMR*2.42))**(-1./3.)
HO=1.5*B/A
IF(ABS(HO-HOS).LE.1.0)GO TO 7000
HOS=HO
GO TO 7001
7000 UC=HIO*HO/(HIO+HO)
AC=GT/(UC*DELTAT)
AS=AC*SUBM
AT=AC+AS
UCP=GT/(AT*DELTAT)
ATD=NT*LOT*AST
UD=GT/(ATD*DELTAT)
RD=(UCP-UD)/(UCP*UD)
C
C CAIDA DE PRESION
LADO DE LA CORAZA
CLARO=PITCH-OD
AOS=DSI*CLARO*BS/(144.0*PITCH)
GS=WT/AOS
CALL CALPFI(MUMV,TRS,MUMVR)
IF(IFORM.EQ.2)GO TO 7002
DE=(4.0*(PITCH**2.0-3.1416*OD*OD/4.0)/(3.1416*OD))/12.0
GO TO 7003
7002 DE=4.0*(PITCH/2.0*0.86*PITCH-0.5*3.1416*OD**2.0/4.0)/(0.5*3.1416*OD)
DE=DE/12.0
7003 NRES=DE*GS/(MUMVR*2.42)
CALL CALFFS(NRES,FFS)
NOC=INT(12.0*LOT/BS)+1.
CALL CALPFI(ROMV,TRS,ROMVR)
SG=ROMVR/62.5
DS=DSI/12.0
DELPS=FFS*GS*GS*DS*NOC/(2.0*5.22E10*DE*SG)
C
LADO DE LOS TUBOS
CALL CALP(1,TFA,MUMR)
NRET=(DI/12.0)*GT/(MUMR*2.42)
CALL CALFFT(NRET,FFT)
DELPT=FFT*GT*GT*LOT*PT/(5.22E10*(DI/12.0))
DELPR=(4.0*PT)*(VEL*VEL/(2.0*32.2))*(62.5/144.0)
DELPT=DELPT+DELPR
WRITE(6,700A)HIO,HO,UC,UD
```

DIF *****

-167-

```
WRITE(6,1090)AT,ATD
WRITE(6,1096)RD
WRITE(6,1092)DELPS,DELPT
GO TO 2000
7020 WRITE(6,7009)
7009 FORMAT(' DESPUES DE 500 ITERACIONES NO FUE POSIBLE AJUSTAR EL VALO
NR DE HO')
1090 FORMAT(5X,'AREA TOTAL REQUERIDA AT=',23X,F10.2,' FT**2/5X,'AREA T
NOTAL DISPONIBLE ATD=',21X,F10.2,' FT**2')
1096 FORMAT(5X,'FACTOR DE ENSUCIAMIENTO RD=',23X,F10.5,' HR FT**2 GF/BT
RU')
1092 FORMAT(5X,'CAIDA DE PRESION DEL LADO DE LA CORAZA DELPS=',02X,F10
N.2,' PSI/5X,'CAIDA DE PRESION DEL LADO DE LOS TUBOS DELPT=',02X,
NF10.2,' PSI)
6001 FORMAT(3F10.0,I1)
6002 FORMAT(8F10.0)
6003 FORMAT(6F10.0)
7008 FORMAT(1H1,4X,'COEFICIENTE DE TRANSFERENCIA DE CALOR H1O=',5X,F10.
N2,' BTU/HF FT**2 GF/5X,'COEFICIENTE DE TRANSFERENCIA DE CALOR HO=
N',6X,F10.2,' BTU/HR FT**2 GF/5X,'COEFICIENTE TOTAL DE TRANSFERENC
NIA DE CALOR UC=',F10.2,' BTU/HR FT**2 GF/5X,'COEFICIENTE TOTAL PA
NRA DISENO UD=',14X,F10.2,' BTU/HR FT**2 GF')
1003 WRITE(6,1004)
GO TO 2000
1007 WRITE(6,100R)I
GO TO 2000
1001 WRITE(6,1002)
GO TO 2000
1004 FORMAT(' DESPUES DE 500 ITERACIONES TBS NO CONVERGE')
1030 FORMAT(2F10.0)
1025 FORMAT(1X,F10.1,2X,F14.1,2X,F14.1)
1035 FORMAT(1X,F10.2,2X,F10.1,2X,F10.1,2X,F10.2,2X,F14.1)
1036 FORMAT(1H1,5X,'TI(I)',9X,'HT(I)',11X,'Q(I)')
1037 FORMAT(//5X,'DELTW(I)',5X,'TW(I)',6X,'LMTD(I)',5X,'UA(I)',10X,'GAC
N(I)')
1038 FORMAT(26X,'QT=',F14.1)
1026 FORMAT(1X,'DELTWT=',F10.2,11X,'UAT=',F14.2)
1027 FORMAT(5X,'GASTO REQUERIDO DE AGUA DE ENFRIAMIENTO WF=',F14.1,' Lp
N/HR/5X,'DELTAT PONDERADA =',30X,F10.2,' GF')
1023 FORMAT(///16X,'YP(J)',21X,'HVN(J)',24X,'HLN(J)')
1005 FORMAT(30X,'TEMPERATURA DE ROCIO=',4X,F10.2,' GF/30X,'TEMPERATURA
NDE EBULLICION=',F10.2,' GF')
1006 FORMAT(I2)
1008 FORMAT(1X,'DESPUES DE 10000 ITEACIONES NO FUE POSIBLE AJUSTAR EL
NVALOR DE V/L PARA EL INTERVALO',I2)
1009 FORMAT(1H1,1X,20X,'I:INTERVALO DE TI(',I2,')=',F10.2,' A TI(',I2,
N)=',F10.2)
1010 FORMAT(7X,F10.3,15X,F10.3,15X,F10.3)
1019 FORMAT(7X,F14.2,15X,F14.1,15X,F14.1)
1011 FORMAT(3X,'YPT=',F10.3,11X,'LCT=',F10.3,11X,'LPT=',F10.3)
1016 FORMAT(32X,'HVT=',F14.1,11X,'HLT=',F14.1)
1017 FORMAT(//29X,'HT(',I2,')=',F14.1)
1013 FORMAT(12X,'YP(J)',20X,'LC(J)',20X,'LP(J)')
1012 FORMAT(///1X,'RELACION V/L=',F10.5)
1002 FORMAT(' DESPUES DE 500 ITERACIONES TRS NO CONVERGE')
1 FORMAT(9F10.0)
30 FORMAT()
2000 STOP
END
```

ELT L R. INCOND

ELT RR1 S74G1C 03/01/82 15:47:44 (37)

-168-

PARAMETER N=6

DIMENSION MUME(6),KAME(6),CLME(6),ROME(6),KLME(6),ROLME(6),
MULME(6),MUVME(6),CLIME(6),KFL(6),ROFL(6),ROFV(6),MUFL(6),CFL(6),
NCFV(6),Q(N),TC(N),ROVME(6),TF(N),TJM(N),TJMI(N),DELTAE(N),
RTEPFL(6),TEPFV(6),MUFV(6),TEPMEL(6),TEPMEV(6),KFV(6)

IMPLICIT REAL(J=N)

COMMON /RE/DRET(13),DRES(10)

COMMON /FAC/TC1,TCO,TFI,TFO

COMMON /FFS/DFFS(10)

COMMON /FFT/DFFT(10)

DATA (DRET(I),I=1,13)/80.0,100.0,200.0,1.E3,2.E3,1.E4,3.E4,

NS.E4,1.E5,2.E5,5.E5,7.E5,1.E6/

DATA (DFFT(I),I=1,13)/0.006,0.005,0.0025,0.0005,0.00042,0.00027,
R0.0002,0.00018,0.00015,0.000125,0.0001,0.000095,0.00009/

DATA (DRES(I),I=1,10)/10.0,20.0,50.0,100.0,200.0,500.0,1.E3,
R1.E4,1.E5,1.E6/

DATA (DFFS(I),I=1,10)/0.044,0.022,0.012,0.006,0.0046,0.0039,
R0.0032,0.0021,0.0014,0.00090/

DATA SME,PI/1.0,3.14159/

DATA(ROLME(I),I=1,6)/62.337,62.291,62.076,61.737,60.961,59.75/

DATA(MULME(I),I=1,6)/1.155,1.18,0.86,0.65,0.43,0.23/

DATA(TEPMEL(I),I=1,6)/32.,59.,86.,113.,158.,212./

DATA(KLME(I),I=1,6)/0.33,0.343,0.356,0.368,0.39,0.415/

DATA(CLIME(I),I=1,6)/1.0,1.0,1.0,1.1,1.1,1.1/

DATA(MUME(I),I=1,6)/1.155,1.18,0.86,0.65,0.43,0.26/

DATA(KAME(I),I=1,6)/0.33,0.343,0.356,0.368,0.39,0.415/

DATA(CLME(I),I=1,6)/1.0,1.0,1.0,1.1,1.1,1.1/

DATA(ROME(I),I=1,6)/62.337,62.291,62.076,61.737,60.961,59.75/

DATA(TEPMEV(I),I=1,6)/212.,250.,300.,350.,400.,425./

DATA(ROVME(I),I=1,6)/0.0123,0.013,0.014,0.0149,0.0161,0.0169/

DATA(WMEV1,WMEV0,WMEI1,WMELO/0.0,0.0,0.0,0.0/

C MEDIO DE ENFRIAMIENTO

C READ(5,4)(TEPMEL(I),I=1,6)

READ(5,1)TFI,TFO

READ(5,3)ILME

READ(5,3)IFME

IF(IFME.EQ.?)GO TO 2001

C MEDIO DE ENFRIAMIENTO

C SIN CAMBIO DE FASE

C READ(5,4)(MUME(I),I=1,6)

C READ(5,4)(KAME(I),I=1,6)

C READ(5,4)(CLME(I),I=1,6)

C READ(5,4)(ROME(I),I=1,6)

C READ(5,2)SME

C READ(5,4)(TEPMEL(I),I=1,6)

GO TO 2002

C MEDIO DE ENFRIAMIENTO

C CON CAMBIO DE FASE

2001 CONTINUE

C READ(5,4)(KLME(I),I=1,6)

C READ(5,4)(ROLME(I),I=1,6)

C READ(5,4)(ROFVME(I),I=1,6)

C READ(5,4)(MULME(I),I=1,6)

C READ(5,4)(MUVME(I),I=1,6)

C READ(5,4)(CLIME(I),I=1,6)

C READ(5,4)(TEPMEL(I),I=1,6)

C READ(5,4)(TEPMEV(I),I=1,6)

COND *****

-169-

```
      READ(5,5)WMEVI,WMEVO,WMEI,WMELO
C FLUIDO A CONDENSAR
2002 READ(5,1)TCI,TCO
      READ(5,2)WT
      READ(5,3)IFCON
      READ(5,2)TV
      READ(5,4)(KFL(I),I=1,6)
      READ(5,4)(KFL(I),I=1,6)
      READ(5,4)(ROFL(I),I=1,6)
      READ(5,4)(ROFV(I),I=1,6)
      READ(5,4)(MUFL(I),I=1,6)
      READ(5,4)(MUFV(I),I=1,6)
      READ(5,4)(CFL(I),I=1,6)
      READ(5,4)(CFV(I),I=1,6)
      READ(5,5)WFLI,WFVI,WFLO,WFVO
      READ(5,2)WI
      READ(5,6)(Q(I),I=1,N)
      READ(5,6)(TC(I),I=1,N)
      READ(5,4)(TEPFL(I),I=1,6)
      READ(5,4)(TEPFV(I),I=1,6)
      READ(5,2)QT
C DATOS PARA EL EQUIPO Y OTROS
      READ(5,2)US
      READ(5,7)NPT,NCP,NTC
      READ(5,8)DI,DO,LT,ITIPOT
      READ(5,3)IFORMA
      READ(5,7)PITCH,PN,PPP
      READ(5,1)LS,DS
      READ(5,1)RI,RO
      READ(5,3)IARREG
      READ(5,2)KW
      READ(5,2)APF
      PP=PITCH*12.
      W02=WFO+WI
      W01=WFVI+WI
      DOTL=DS-1.25
C CALCULO DEL NUMERO DE BAFFLES
      N6=12,*LT/LS-1.
C CALCULO DEL CLARO DIAMETRAL BAFFLE-CORAZA
      IF(DS.GE.8..AND.DS.LE.13.)GO TO 1901
      IF(DS.GE.14..AND.DS.LE.17.)GO TO 1902
      IF(DS.GE.18..AND.DS.LE.23.)GO TO 1903
      IF(DS.GE.24..AND.DS.LE.39.)GO TO 1904
      IF(DS.GE.40..AND.DS.LE.54.)GO TO 1905
      DELSB=0.425
      GO TO 1906
1905 DELSB=0.35
      GO TO 1906
1904 DELSB=0.3
      GO TO 1906
1903 DELSB=0.15
      GO TO 1906
1902 DELSB=0.125
      GO TO 1906
1901 DELSB=0.1
1906 CONTINUE
C CALCULO DEL PORCIENTO DE CORTE DE LOS BAFFLES
      DELSL=DS/LS
      IF(DELSL.LT.2.1)GO TO 1907
      IF(DELSL.GE.2.1.AND.DELSL.LT.4.05)GO TO 1908
```

CONJ *****

-170-

```
PCC=EXP(-1.514-0.064*DELSL)
GO TO 1909
1908 PCC=EXP(-1.01435-0.19826*DELSL)
GO TO 1909
1907 PCC=EXP(-0.16577-0.61176*DELSL)
1909 CONTINUE
LC=PCC*DS
C CALCULO DEL GASTO REQUERIDO DEL MEDIO DE ENFRIAMIENTO
PCC=PCC*100.
TAF=(TFI+TFO)/2.
IF(IFME.EQ.2)GO TO 877
CALL CAPF12(CLME,TEPMEL,TAF,CLMER)
W=QT/((TFO-TFI)*CLMER)
877 TCA=(TCI+TCO)/2.
DO 100 I=1,N
TF(I)=-Q(I)*(TFO-TFI)/Q(N)+TFO
100 CONTINUE
DO 101 I=1,N
TJM(I)=TC(I)-TF(I)
101 CONTINUE
DO 102 I=1,N
TJM(I)=-Q(I)*(TJM(1)-TJM(N))/Q(N)+TJM(1)
102 CONTINUE
DO 103 I=1,N
DELTAE(I)=TJM(I)-TJM(I)
103 CONTINUE
SUMT=0.0
DO 104 I=1,N
SUMT=SUMT+DELTAE(I)
104 CONTINUE
MEDIA=SUMT/N
LMTD=((TCI-TFO)-(TCO-TFI))/ALOG((TCI-TFO)/(TCO-TFI))
CALL FACCOR(IARREG,FT)
DELTP=(LMTD+MEDIA)*FT
A=QT/(US*DELTP)
TP=(TFI+TFO)/2.
T*S=TP
ICONTW=1
ICONA=1
107 CALL CAPF12(MUME,TEPMEL,TWS,MUMER)
CALL CAPF12(MUME,TEPMEL,TP,MUMED)
FI=MUMED/MUMER
CALL CAPF12(KAME,TEPMEL,TWS,KAMER)
CALL CAPF12(CLME,TEPMEL,TWS,CLMER)
IF(ILME.EQ.1)GO TO 105
IF(IFME.EQ.2)GO TO 106
C MEDIO DE ENFRIAMIENTO POR LOS TUBOS
C SIN CAMBIO DE FASE
C SIEDER-TATE
GT=1.273*W*NP/(NCP*NTC*DI*DI)
NRET=GT*DI/(MUMER*2.42)
IF(NRET.LT.30000.,AND,NRET.GE.2100.)GO TO 108
IF(NRET.GT.30000.)GO TO 109
HE=1.86*KAMER/DO*(NRET*CLMER*MUMER*2.42/(KAMER*LT))**(1./3.)*FI**
N14
HI02=HE
GO TO 110
109 HE=0.027*KAMER/DO*NRET**0.8*(CLMER*MUMER*2.42/KAMER)**(1./3.)*FI**
N0.14
HI02=HE
```

OND *****

-171-

```
GO TO 110
108 M=0.533+0.286*ALOG10(LT/DI)
      Y=6.58*ALOG10(ALOG10(LT/DI))
      Z=3.45*(ALOG10(NRET)-3.9)
      JH=0.392*(LT/DI)**(-1.28)*NRET**M+ALOG10(LT/DI)*(Z+2.05+Y*EXP(-Z*Z
      R))
      HE=JH*KAMER/DO*(CLMER*MUMER*2.24/KAMER)**(1./3.)*FI**(0.14)
      HIO2=HE
      GO TO 110
106 CONTINUE
C MEDIO DE ENFRIAMIENTO POR LOS TUBOS
C CON CAMBIO DE FASE
C NUSSELT
      WTI=WMELO*NPT/(NTC*NCP)
      CALL CAPFI2(KLME,TEPMEL,TWS,KLMER)
      CALL CAPFI2(ROLME,TEPMEL,TWS,ROLMER)
      CALL CAPFI2(MULME,TEPMEL,TWS,MULMER)
      CALL CAPFI2(ROVME,TEPMEV,TWS,ROVMER)
      HIO1=0.761*DI/DO*(LT*KLMER**3.*(ROLMER-ROVMER)*ROLMER*4.17EA/(WTI*
      RMULMER*2.42))**(1./3.)
C BOYCO Y KRUSHILIN
      XI=WMEVI/(WMEVI+WMELI)
      XO=WMEVO/(WMEVO+WMELO)
      GT=1.273*WMELO*NPT/(NCP*NTC*DI*DI)
      NRET=DI*GT/(MULMER*2.42)
      CALL CAPFI2(CLIME,TEPMEL,TWS,CLIMER)
      CALL CAPFI2(ROLME,TEPMEL,TFI,ROLI)
      CALL CAPFI2(ROVME,TEPMEV,TFI,ROVI)
      CALL CAPFI2(ROLME,TEPMEL,TFO,ROLO)
      CALL CAPFI2(ROVME,TEPMEV,TFO,ROVO)
      NPR=CLIMER*MULMER*2.42/KLMER
      ROMI=1.+(ROLI-ROVI)/ROVI*XI
      ROMO=1.+(ROLO-ROVO)/ROVO*XO
      HIO2=0.024*KLMER/DO*NRET**0.8*NPR**0.43*((ROMI**0.5+ROMO**0.5)/2.)
      HE=AMAX1(HIO1,HIO2)
      HIO2=HE
      GO TO 110
105 CONTINUE
C MEDIO DE ENFRIAMIENTO FUERA DE TUBOS
C SIN CAMBIO DE FASE
C BELL
      CALL CAPFI2(MUME,TEPMEL,TP,MUMER)
      IF(IFORMA.EQ.1.OR.IFORMA.EQ.2)GO TO 111
C PITCH CUADRADO ROTADO 0
C PITCH TRIANGULAR ROTADO
C AREA MAXIMA DE FLUJO CRUZADO
      SM=LS*(DS-DOTL+(DOTL-DO*12.)/PN*(PP-DO*12.))
      GO TO 112
111 CONTINUE
C PITCH CUADRADO O TRIANGULAR
      SM=LS*(DS-DOTL+(DOTL-DO*12.)/PP*(PP-DO*12.))
112 CONTINUE
C FACTOR DE CORRECCION (JK) PARA UN RANCO DE TUBOS IDEAL
      NRES=144.*DO*WW/(MUMER*2.42*SM)
      IF(IFORMA.EQ.2.OR.IFORMA.EQ.4)GO TO 113
      IF(IFORMA.EQ.3)GO TO 114
C PITCH CUADRADO
      IF(NRES.GE.1..AND.NRES.LT.100.)GO TO 115
      IF(NRES.GE.100..AND.NRES.LT.500.)GO TO 116
      JK=EXP(-1.41057-0.356956*ALOG(NRES))
```

```

GO TO 150
116 JK=EXP(0.26053-0.6341*ALOG(NRES))
GO TO 150
115 JK=EXP(0.3589-0.6591*ALOG(NRES))
GO TO 150
114 CONTINUE
C PITCH CUADRADO ROTADO
IF(NRES.GE.1..AND.NRES.LT.100.)GO TO 117
IF(NRES.GE.100..AND.NRES.LT.500.)GO TO 118
JK=EXP(-1.41057-0.356956*ALOG(NRES))
GO TO 150
118 JK=EXP(0.86437-0.785285*ALOG(NRES))
GO TO 150
117 JK=EXP(0.0012649-0.5915387*ALOG(NRES))
GO TO 150
113 CONTINUE
C PITCH TRIANGULAR ROTADO
IF(NRES.GE.1..AND.NRES.LT.200.)GO TO 119
IF(NRES.GE.200..AND.NRES.LT.1000.)GO TO 120
IF(NRES.GE.1000..AND.NRES.LT.5000.)GO TO 121
JK=EXP(-1.346477-0.36355*ALOG(NRES))
GO TO 150
121 JK=EXP(-2.365047-0.243358*ALOG(NRES))
GO TO 150
120 JK=EXP(-1.657798-0.35446*ALOG(NRES))
GO TO 150
119 JK=EXP(-0.6298-0.205439*ALOG(NRES))
150 CONTINUE
C CALCULO DEL COEFICIENTE DE TRANSFERENCIA DE CALOR PARA LA CORAZA
C PARA UN BANCO DE TUBOS IDEAL
CALL CAPFI2(CLME,TEPMEL,TP,CLMER)
CALL CAPFI2(MUME,TEPMEL,TP,MUMER)
CALL CAPFI2(MUME,TEPMEL,TWS,MUMED)
CALL CAPFI2(KAME,TEPMEL,TP,KAMER)
HK=JK*144.*WW/SM*(KAMER/(CLMER*MUMER*2.42))**(2./3.)*(MUMER/MUMED)
N=0.14
C CALCULO DEL FACTOR DE CORRECCION PARA EFECTOS DE LA CONFIGURACION
C DE LOS BAFFLES
C FRACCION TOTAL DE FLUJO CRUZADO ENTRE LOS TUBOS
ZZ=(DS-2.*LC)/DOTL
FC=1./PI*(PI+2.*ZZ*SIN(ACOS(ZZ))-2.*ACOS(ZZ))
IF(FC.GE.0.0.AND.FC.LT.0.5)GO TO 999
IF(FC.GE.0.5.AND.FC.LT.0.78)GO TO 998
IF(FC.GE.0.78.AND.FC.LT.0.9)GO TO 122
JC=-17.9165+41.3848*FC-22.4548*FC*FC
GO TO 151
999 JC=0.53+0.8*FC
GO TO 151
998 JC=0.6311+0.402*FC
GO TO 151
122 JC=0.78657+0.402*FC
151 CONTINUE
C CALCULO DEL FACTOR DE CORRECCION PARA EFECTOS DE DISPERSION
C EN LOS BAFFLES
C AREA DE FUGA TUBO A MAMPARA (PARA UNA MAMPARA)
STR=0.0245*NO*12.*NTC*(1.+FC)
C CUBIERTA A MAMPARA:AREA DE FUGA PARA UNA MAMPARA
SSR=DS*DELSR/2.*(PI-ACOS(1.-2.*LC/DS))
Z=(SSB+STR)/SM
Y=SSB/(SSB+STR)

```


0011 *****

IF(Z.LT.0.1)GO TO 123
JL=0.9058-0.1166788*Y-0.47028566*Z-0.388956*Y*Z -173-
GO TO 124
123 JL=EXP(-0.3953043-0.354874*Y-0.069706*ALOG(Z)-0.0686624*Y*ALOG(Z))
124 CONTINUE
C CALCULO DEL FACTOR DE CORRECCION PARA EFECTOS DE BYPASS EN LOS
C TUBOS
C NUMERO DE TUBOS EN LA HILERA CENTRAL
NC=INT((DS*(1-2.*(LC/DS))/PPP)+1.)
C NUMERO DE FAJAS DE SELLO
IF(NC.GT.5.)GO TO 125
IF(ABS(NC-4.).LE.0.001.OR,ABS(NC-3.).LE.0.001)GO TO 126
NS=1.0
GO TO 152
125 NS=INT(NC/5.)
GO TO 152
126 NS=1.0
152 RELN=NS/NC
C FRACCION DEL AREA DE FLUJO CRUZADO DISPONIBLE PARA FLUJO BYPASS
FRP=(DS-DOTL)*LS/SM
IF(RELN.LT.0.05)GO TO 155
IF(NRES.LT.100.)GO TO 153
JB=EXP((-0.888161+4.03627*RELN-5.93753*RELN**2.0)*FRP)
GO TO 154
153 JB=EXP((-0.918926+3.91498*RELN-5.1526*RELN**2.0)*FRP)
GO TO 154
155 JB=1.0
154 CONTINUE
C CALCULO DEL FACTOR DE CORRECCION POR UN GRADIENTE ADVERSO
C DE TEMPERATURA A NUMEROS DE REYNOLDS BAJOS.
C NUMERO EFECTIVO DE HILERAS EN FLUJO CRUZADO POR CADA VENTANA
NCW=0.81*LC/PPP
SN=NC+NCW
IF(NRES.GE.100.)GO TO 159
IF(NRES.LE.20.)GO TO 156
JRA=EXP(0.314543-0.15296*ALOG(SN)-0.163*ALOG(NB))
GO TO 157
156 JRA=EXP(0.341543-0.15296*ALOG(SN)-0.163*ALOG(NB))
GO TO 158
157 JRA=-0.239+0.12346*NRES+(1.229255-0.012276*NRES)*JRA
GO TO 158
158 JRA=1.0
159 CONTINUE
C CALCULO DEL COEFICIENTE DE TRANSFERENCIA DE CALOR PARA LA
C CORAZA PARA EL INTERCAMBIADOR.
HE=K*JC*JL*JRA*JK
HU2=HE
IF(IFME.EQ.1)GO TO 110
C MEDIO DE ENFRIAMIENTO POR FUERA DE TUBOS
C CON CAMBIO DE FASE
C METODO DE BELL CORREGIDO POR YOCHARI-MARTINELLI
C Y GUNGLER.
CALL CAPFI2(ROVME,TEFMEV,TWS,ROVMER)
CALL CAPFI2(ROLME,TEFMEL,TWS,ROLMER)
CALL CAPFI2(MUVME,TEFMEV,TWS,MUVMER)
CALL CAPFI2(MULME,TEFMEL,TWS,MULMER)
HLP=(HRELI+HMELO)/2.
HVP=(HREVI+HMEVO)/2.
ATT=(-LP/HVP)**0.0*(ROVMER/HOLMER)**0.5*(MULMER/MUVMER)**0.1
HE=3.5*HE*(1./ATT)**0.5

OND *****

-174-

```

110 H02=HE
    WF=WFO*NPT/(NTC*NCP)
    CALL CAPF12(MUFL,TEPFL,TCO,MUFLR)
    IF(IFME,EG.2)GO TO 200
C CONDENSACION EN LOS TUBOS
    IF(IFCON,EG.1)GO TO 201
C CONDENSACION EN LOS TUBOS
C UNA SOLA FASE A LA ENTRADA
C NUSSELT
    CALL CAPF12(KFL,TEPFL,TCO,KFLR)
    CALL CAPF12(ROFL,TEPFL,TCO,ROFLR)
    IF(ITIPOT,EG.2)GO TO 203
C CONDENSACION EN LOS TUBOS
C UNA SOLA FASE A LA ENTRADA
C NUSSELT
C TUBOS HORIZONTALES
    GAMMA=WFO/LT
    HC2=0.76*KFLR*(4.18E8*ROFLR*ROFLR/(MUFLR*2.42*GAMMA))**(1./3.)*DI
R/DO
    CALL CAPF12(KFL,TEPFL,TCI,KFLR)
    CALL CAPF12(ROFL,TEPFL,TCI,ROFLR)
    CALL CAPF12(MUFL,TEPFL,TCI,MUFLR)
    HC1=0.76*KFLR*(4.18E8*ROFLR*ROFLR/(MUFLR*2.42*GAMMA))**(1./3.)*DI
R/DO
    HI01=HC1
    HI02=HC2
    GO TO 2102
203 CONTINUE
C CONDENSACION EN LOS TUBOS
C UNA SOLA FASE A LA ENTRADA
C NUSSELT
C TUBOS VERTICALES
    GAMMA=WFO/(PI*DI)
    HC2=0.925*KFLR*(4.18E8*ROFLR*ROFLR/(MUFLR*2.42*GAMMA))**(1./3.)*DI
R/DO
    CALL CAPF12(KFL,TEPFL,TCI,KFLR)
    CALL CAPF12(ROFL,TEPFL,TCI,ROFLR)
    CALL CAPF12(MUFL,TEPFL,TCI,MUFLR)
    HC1=0.925*KFLR*(4.18E8*ROFLR*ROFLR/(MUFLR*2.42*GAMMA))**(1./3.)*DI
R/DO
    HI01=HC1
    HI02=HC2
    GO TO 2102
201 CONTINUE
C CONDENSACION EN LOS TUBOS
C DOS FASES A LA ENTRADA
C BOYCO Y KRUSHILIN
    XI=WFLI/(WFVI+WFLI)
    XO=WFO/(WFVO+WFO)
    CALL CAPF12(MUFL,TEPFL,TCO,MUFLR)
    GT=1.273*WT*NPT/(NCH*NTC*DI*DI)
    NHET=DI*GT/(MUFLR*2.42)
    CALL CAPF12(KFL,TEPFL,TCO,KFLR)
    CALL CAPF12(CFL,TEPFL,TCO,CFLR)
    CALL CAPF12(ROFL,TEPFL,TFI,ROLI)
    CALL CAPF12(ROFV,TEPFV,TFI,ROVI)
    CALL CAPF12(ROFL,TEPFL,TFO,ROLO)
    CALL CAPF12(ROFV,TEPFV,TFO,ROVO)
    NPR=CFLR*MUFLR*2.42/KFLR
    RUMI=1.+(ROLI-ROVI)/ROVI*XI

```

GND *****

-175-

```
ROMO=1.+(ROLO-ROVO)/ROVO*XO
HC2=0.0024*KFLR/DO*NRET**0.8*NPR**0.43*((ROMI**0.5+ROMO**0.5)/2.)
CALL CAPF12(CFL,TEPFL,TCI,CFLR)
CALL CAPF12(MUFL,TEPFL,TCI,MUFLR)
CALL CAPF12(KFL,TEPFL,TCI,KFLR)
NRET=GT*DI/(MUFLR*2.42)
NPR=CFLR*MUFLR*2.42/KFLR
HC1=0.0024*KFLR/DO*NRET**0.8*NPR**0.43*((ROMI**0.5+ROMO**0.5)/2.)
HI01=HC1
HI02=HC2
GO TO 2102
200 CONTINUE
C CONDENSACION EN LA CORAZA
IF(IFCON.EQ.1)GO TO 205
C UNA SOLA FASE A LA ENTRADA
C NUSSELT
#F=WFL0*NPT/(NTC*NCP)
GAMMA=W/LT
CALL CAPF12(KFL,TEPFL,TCO,KFLR)
CALL CAPF12(ROFL,TEPFL,TCO,ROFLR)
HC2=0.76*KFLR*(4.18E8*ROFLR*ROFLR/(MUFLR*2.42*GAMMA))**(1./3.)
CALL CAPF12(KFL,TEPFL,TCI,KFLR)
CALL CAPF12(ROFL,TEPFL,TCI,ROFLR)
HC1=0.76*KFLR*(4.18E8*ROFLR*ROFLR/(MUFLR*2.42*GAMMA))**(1./3.)
HO1=HC1
HO2=HC2
GO TO 2102
205 CONTINUE
C CONDENSACION EN LA CORAZA
C DOS FASES A LA ENTRADA
C METODO DE KERN
CLARO=PITCH-DO
AOS=(DS/12.)*CLARO*(LS/12.)/PITCH
GPP=WFL0/(LT*NTC**(2./3.))
C SE SUPONE HO
HO=300.
ICONHC=0
206 ICONHC=ICONHC+1
IF(ICONHC.GT.100)GO TO 1000
TW=TP+HO2/(HO2+HE)*(TV-TP)
TFR=(TV+TW)/2.
CALL CAPF12(MUFL,TEPFL,TFR,MUFLR)
CALL CAPF12(KFL,TEPFL,TFR,KFLR)
CALL CAPF12(ROFL,TEPFL,TFR,ROFLR)
AA=((MUFLR*2.42)**2.0/(KFLR**3.*ROFLR**2.*4.17E8))**(1./3.)
B=(4.*GPP/(MUFLR*2.42))**(-1./3.)
HC2=1.5*B/AA
IF(ABS(HO-HC).LE.1.)GO TO 202
HO=HC
GO TO 206
202 TW=TP+HO2/(HO2+HE)*(TV-TP)
IF(ABS(TW-TWS).LE.1.)GO TO 210
ICONTW=ICONTW+1
IF(ICONTW.GT.100)GO TO 2000
T#S=TW
GO TO 107
210 CONTINUE
CALL CAPF12(MUFL,TEPFL,TCI,MUFLR)
CALL CAPF12(KFL,TEPFL,TCI,KFLR)
CALL CAPF12(ROFL,TEPFL,TCI,ROFLR)
```

```

AAA=(MUFLR*2.42)**2.0/(KFLR**3.*ROFLR**2.*4.17E8)**(1./3.)
BB=(4.*GPP/(MUFLR*2.42))**(-1./3.)
HC1=1.5*AAA/BB
2102 IF(ILME.EQ.1)GO TO 215
C CONDENSACION FUERA DE TUBOS
IF(IFME.EQ.2)GO TO 211
C SIN CAMBIO DE FASE EN EL MEDIO DE ENFRIAMIENTO
CALL CAPFI2(CLME,TEPMEL,TFI,CLMEI)
CALL CAPFI2(CLME,TEPMEL,TFO,CLMEO)
CPME=(CLMEI+CLMEO)/2.
GO TO 212
211 CONTINUE
C CON CAMBIO DE FASE EN EL MEDIO DE ENFRIAMIENTO
CALL CAPFI2(CLIME,TEPMEL,TFI,CMELI)
CALL CAPFI2(CLIME,TEPMEL,TFO,CMELO)
CPME=(CMELI+CMELO)/2.
212 DELTIN=WW*CPME*(TFO-TFI)/(HE*A)
CALL CAPFI2(CFV,TEPFV,TCI,CP1)
CALL CAPFI2(CFV,TEPFV,TCO,CP2)
DELTO1=W01*CP1*(TCI-TCO)*0.75/(HC1*A)
DELTO2=W02*CP2*(TCI-TCO)*0.25/(HC2*A)
DELTC=WFO*CP2*(TFO-TFI)/(HC2*A)
HW=24.*KW/(DO-DI)
DELTW=WW*CPME*(TFO-TFI)/(HW*A)
RS=RI+RO
HS=1./RS
DELTS=WW*(CPME*(TFO-TFI)/(HS*A))
C CONVERGENCIA PARA CONDENSACION FUERA DE TUBOS
SDELP=DELTIN+DELTO1+DELTO2+DELTC+DELTW+DELTS
REDEL=SDELP/DELTP
IF(ABS(REDEL-0.9),LE,0.001)GO TO 230
IF(REDEL.LT.0.9)GO TO 231
A=A*1.05
ICONA=ICONA+1
IF(ICONA.GT.10000)GO TO 2500
GO TO 107
231 A=A*0.95
ICONA=ICONA+1
IF(ICONA.GT.10000)GO TO 2500
GO TO 107
215 CONTINUE
C CONDENSACION EN LOS TUBOS
CALL CAPFI2(CFL,TEPFL,TCI,CP1)
CALL CAPFI2(CFL,TEPFL,TCO,CP2)
DETIN2=W02*CP2*(TFO-TFI)/(HC2*A)
DETIN1=W01*CP1*(TFO-TFI)/(HC2*A)
CALL CAPFI2(CLIME,TEPMEL,TFI,CMELI)
CALL CAPFI2(CLIME,TEPMEL,TFO,CMELO)
CPME=(CMELI+CMELO)/2.
DELTO=WW*CPME*(TFO-TFI)/(HE*A)
DELTC=WW*CPME*(TFO-TFI)/(HC2*A)
HW=24.*KW/(DO-DI)
DELTW=WFO*CP2*(TCI-TCO)/(HW*A)
RS=RI+RO
HS=1./RS
DELTS=WFO*CPME*(TCI-TCO)/(HS*A)
C CONVERGENCIA PARA DENTRO DE TUBOS
SDELP=DETIN1+DETIN2+DELTO+DELTC+DELTW+DELTS
REDEL=SDELP/DELTP
IF(ABS(REDEL-0.9),LE,0.001)GO TO 230

```

GND *****

-177-

```
IF(REDEL.LT.0.9)GO TO 234
2340 A=A*1.05
      ICONA=ICONA+1
      IF(ICONA.GT.10000)GO TO 2500
      GO TO 107
234  A=A*0.95
      ICONA=ICONA+1
      IF(ICONA.GT.10000)GO TO 2500
      GO TO 107
230  CONTINUE
C CALCULO DEL COEFICIENTE GLOBAL DE TRANSFERENCIA DE CALOR
RW=APF*ALOG(DO/DI)/(2.*PI*KW)
ADT=NTC*LT*APF*NCP
IF((ADT-A).LE.0.0)GO TO 9998
UC=Q(N)/(A*DELTP)
UD=Q(N)/(ADT*DELTP)
C CAIDA DE PRESION
2341 CONTINUE
      IF(ILME.EQ.1)GO TO 405
C MEDIO DE ENFRIAMIENTO POR LOS TUBOS
      IF(IFME.EQ.2)GO TO 406
C SIN CAMBIO DE FASE
C METODO DE KERN
      IF(NRET.GT.1000.)GO TO 460
      F=0.482103*NRET**(-0.99355)
      GO TO 470
460  F=0.003113*NRET**(-0.2636)
470  DELPT=F*GT*GT*LT*NPT/(5.22E10*DI*SME*FI)
      CALL CAPFI2(ROME,TEPMEL,TWS,ROMER)
      V=GT/(3600.*ROMER)
      DELPR=1.5*ROMER*V*V*NPT/(144.*32.2)
      DELPT=DELPT+DELPR
      GO TO 5000
406  CONTINUE
C CAIDA DE PRESION
C CON CAMBIO DE FASE
C METODO DE MARTINELLI
      AT=NTC*DI**2./(1.273*NPT)
      WTL=(WMELI+WMELO)/2.
      WTV=(WMEVI+WMEVO)/2.
      GTL=WTL/AT
      GTV=WTV/AT
      CALL CAPFI2(MULME,TEPMEL,TWS,MULMER)
      CALL CAPFI2(MUVME,TEPMEV,TWS,MUVMER)
      NREL=DI*GTL/(MULMER*2.42)
      NREV=DI*GTV/(MUVMER*2.42)
      IF(NREL.LE.2000.)GO TO 310
      FL=0.184*NREL**-.2
320  IF(NREV.LE.2000.)GO TO 340
      FV=0.184*NREV**-.2
      GO TO 330
310  FL=64./NREL
      GO TO 320
340  FV=64./NREV
330  CALL CAPFI2(ROLME,TEPMEL,TWS,ROLMER)
      DELPL=3.36E-6*FL*LT*WTL*WTL*NPT/((DI*12)**5.0*ROLMER*NTC**2.)
      CALL CAPFI2(ROVME,TEPMEV,TWS,ROVMER)
      DELPV=3.36E-6*FV*LT*WTV*WTV*NPT/((DI*12)**5.0*ROVMER*NTC**2.)
      X=(DELPL/DELPV)**.5
      IF(ABS(NREL-2000.).LE.100.)GO TO 800
```

OND *****

-178-

```
IF(NREL.GT.2100.)GO TO 801
CALL INLAG3(X,YL)
GO TO 850
800 CALL INLAG2(X,YL)
GO TO 850
801 CALL INLAG1(X,YL)
850 DELPF=DELPL*YL
DELPT=DELPF
5000 CONTINUE
C CAIDA DE PRESION
C CONDENSACION EN LA CORAZA
C METODO DE KERN
CLARO=PITCH-DO
AOS=(DS/12.)*CLARO*(LS/12.)/PITCH
GS=WT/AOS
CALL CAPF12(MUFV,TEPFV,TWS,MUFVR)
IF(IFORMA.EQ.2.OR,IFORMA.EQ.4)GO TO 7002
C PITCH CUADRADO
DE=(4.0*(PITCH**2,-PI*DO*DO/4.)/(PI*DO))
GO TO 7003
C PITCH TRIANGULAR
7002 DE=(4.*(PITCH/2.*0.86*PITCH-0.5*PI*DO**2./4.)/(1.5*PI*DO))
7003 NRES=DE*GS/(MUFVR*2.42)
CALL CAPF12(MUFV,TEPFV,TCA,MUFVD)
FI=MUFVD/MUFVR
CALL CALFFS(NRES,FFS)
NOC=INT(12.*LT/LS)+1.
CALL CAPF12(ROFV,TEPFV,TWS,ROFVR)
SG=ROFVR/62.5
DELPS=FFS*GS*GS*DS/12.*NOC/(2.*5.22E10*DE*SG*FI)
GO TO 5001
405 CONTINUE
C CAIDA DE PRESION
C MEDIO DE ENFRIAMIENTO POR LA CORAZA
IF(IFME.EQ.2)GO TO 499
C SIN CAMBIO DE FASE
C METODO DE BELL
C CALCULO DEL FACTOR DE FRICCION (FK) PARA UN BANCO DE TUBOS IDEAL
IF(IFORMA.EQ.1)GO TO 605
IF(IFORMA.EQ.2.OR,IFORMA.EQ.4)GO TO 601
C PITCH CUADRADO ROTADO
IF(ABS(PITCH-0.0625),LE.0.001)GO TO 602
C PITCH CUADRADO ROTADO 1.25 IN
IF(NRES.GE.1..AND,NRES.LT.80.)GO TO 603
IF(NRES.GE.80..AND,NRES.LT.1000.)GO TO 604
FK=EXP(-0.64757-0.1498*ALOG(NRES))
GO TO 650
604 FK=0.998665+0.00468305/NRES
GO TO 650
603 FK=EXP(4.132-1.03718*ALOG(NRES))
GO TO 650
602 CONTINUE
C PITCH CUADRADO ROTADO 1. IN
IF(NRES.GE.1..AND,NRES.LT.70.)GO TO 606
IF(NRES.GE.70..AND,NRES.LT.1000.)GO TO 607
FK=EXP(-0.85511-0.12346*ALOG(NRES))
GO TO 650
607 FK=0.129989+35.4574/NRES
GO TO 650
606 FK=EXP(3.44416-0.65702*ALOG(NRES))
```

```

        GO TO 650
601  CONTINUE
    C PITCH TRIANGULAR
        IF(ABS(PITCH-0.0677).LE.0.001)GO TO 610
        IF(ABS(PITCH-0.0781).LE.0.001)GO TO 609
        IF(ABS(PITCH-0.0833).LE.0.001)GO TO 610
    C PITCH TRIANGULAR 1.25 IN 0 15/16 IN.
609  IF(NRES.GE.1..AND.NRES.LT.70.)GO TO 611
        IF(NRES.GE.70..AND.NRES.LT.600.)GO TO 612
        FK=EXP(-0.02588-0.18433*ALOG(NRES))
        GO TO 650
612  FK=0.929494-0.0015738*NRES+0.313476E-12*NRES*NRES
        GO TO 650
611  FK=EXP(4.231-1.021788*ALOG(NRES))
        GO TO 650
610  CONTINUE
    C PITCH TRIANGULAR 1.0 IN 0 13/16 IN.
        IF(NRES.GE.1..AND.NRES.LT.70.)GO TO 613
        IF(NRES.GE.70..AND.NRES.LT.700.)GO TO 614
        IF(NRES.GE.700..AND.NRES.LT.10000.)GO TO 615
        FK=EXP(-0.56366-0.15108*ALOG(NRES))
        GO TO 650
615  FK=EXP(-0.48618-0.13933*ALOG(NRES))
        GO TO 650
614  FK=0.646332-0.00159522*NRES+0.10682E-5*NRES*NRES
        GO TO 650
613  FK=EXP(3.94795-1.0166*ALOG(NRES))
        GO TO 650
605  CONTINUE
    C PITCH CUADRADO
        IF(ABS(PITCH-0.0833).LE.0.001)GO TO 630
    C PITCH CUADRADO 1.25 IN.
        IF(NRES.GE.1..AND.NRES.LT.100.)GO TO 631
        IF(NRES.GE.100..AND.NRES.LT.1000.)GO TO 632
        IF(NRES.GE.1000..AND.NRES.LT.2500.)GO TO 633
        IF(NRES.GE.2500..AND.NRES.LT.6000.)GO TO 634
        FK=0.215073-0.285943E-5*NRES+0.190862E-10*NRES*NRES
        GO TO 650
634  FK=0.176675+0.120262E-4*NRES-0.143537E-8*NRES*NRES
        GO TO 650
633  FK=0.106866+0.43354E-4*NRES-0.248861E-8*NRES*NRES
        GO TO 650
632  FK=0.0966613+45.1396/NRES
        GO TO 650
631  FK=EXP(4.3097-1.1119*ALOG(NRES))
        GO TO 650
630  CONTINUE
    C PITCH CUADRADO 1. IN.
        IF(NRES.GE.1..AND.NRES.LT.100.)GO TO 635
        IF(NRES.GE.100..AND.NRES.LT.1000.)GO TO 636
        IF(NRES.GE.1000..AND.NRES.LT.2000.)GO TO 637
        IF(NRES.GE.2000..AND.NRES.LT.6000.)GO TO 638
        FK=0.161071-0.114786E-5*NRES+0.63782E-11*NRES*NRES
        GO TO 650
638  FK=0.148+0.17851E-4*NRES-0.285714E-8*NRES*NRES
        GO TO 650
637  FK=0.149471-0.27358E-4*NRES+0.186782E-7*NRES*NRES
        GO TO 650
636  FK=0.10274+34.57/NRES
        GO TO 650

```

```

635 FK=-0.697219+53.0822/NRES
650 CONTINUE
C CALCULO DE LA CAIDA DE PRESION A CONTRACORRIENTE PARA UNA
C SECCION IDEAL
CALL CAPFI2(MULME,TEPMEL,TWS,MULMER)
CALL CAPFI2(MULME,TEPMEL,TP,MULMED)
CALL CAPFI2(ROLME,TEPMEL,TWS,ROLMER)
DELPBK=0.69E-6*FK*W*W*W*NC/(ROLMER*SM*SM)*(MUMED/MUMER)**0.14
C CALCULO DE LA CAIDA DE PRESION PARA UNA VENTANA DE SECCION IDEAL
ZZ=1.-2.*LC/DS
C AREA DE LA VENTANA PARA UN FLUJO DIRECTO
SWG=DS*DS/4.*(ACOS(ZZ)-ZZ*SQRT(1.-ZZ*ZZ))
C AREA DE LA VENTANA OCUPADA POR LOS TUROS
SWT=NTC/8.*(1.-FC)*PI*(DO*12.)
SW=SWG-SWT
TETAB=2.*ACOS(1.-2*LC/DS)
DW=4.*SW/((PI/2.)*NTC*(1.-FC)*DO*12.+DS*TETAB)
IF(NRES.GE.100.)GO TO 651
X1=0.75E-6*MUMED*W*W/(SM*SW*ROLMER)
X2=NC*W/(PP-DO*12.)+LS/(DW*DW)
X3=0.345E-6*W*W*W/(SM*SW*ROLMER)
DELPWK=X1*X2+X3
GO TO 652
651 DELPWK=1.73E-7*W*W*W*(2.+0.6*NCH)/(SM*SW*ROLMER)
652 CONTINUE
C CALCULO DEL FACTOR DE CORRECCION POR EFECTOS DE DISPERSION
C EN LOS BAFFLES
IF(Z.GT.0.2)GO TO 653
RL=EXP(-0.7433-1.11774*Y-(0.16956+0.27962*Y)*ALOG(Z))
GO TO 654
653 RL=0.731-0.23868*Y-EXP(-0.53218+0.84477*Y)*Z
654 CONTINUE
C CALCULO DEL FACTOR DE CORRECCION RB PARA FLUJO BY-PASS
IF(RELN.GE.0.5)GO TO 655
IF(NRES.LE.100.)GO TO 656
RB=EXP(1./(-0.241503-4.32359*RELN))*FBP
GO TO 658
656 IF(RELN.LE.0.01)GO TO 657
R3=EXP((0.37258+0.94799*ALOG(RELN))*FBP)
GO TO 658
657 RB=EXP(-4.5261*FBP)
GO TO 658
655 RB=1.
658 CONTINUE
C CALCULO DE LA CAIDA DE PRESION EN LA CORAZA EXCLUYENDO
C NOZZLES
X1=((NB-1.)*DELPBK*RB+NB*DELPWK)*RL
X2=2.*DELPEK*RB*(1.+1.CW/NC)
DELPS=X1+X2
GO TO 599
499 CONTINUE
C CAIDA DE PRESION
C MEDIO DE ENFRIAMIENTO POR LA CORAZA
C CON CAMBIO DE FASE
C METODO DE KERII
CLARO=PITCH-DO
AOS=(DS/12.)*CLARO*(LS/12.)/PITCH
GS=T/AOS
CALL CAPFI2(MUVME,TEPMEV,TWS,MUMVER)
CALL CAPFI2(MUVME,TEPMEV,TP,MUMVED)

```


COND *****

-181-

```
FI=MUVMED/MUVMER
IF(IFORMA.EQ.1.OR,IFORMA.EQ.3)GO TO 7102
C PITCH CUADRADO
DE=(4.*(PITCH**2.-PI*DO*DO/4.)/(PI*DO))
GO TO 7103
C PITCH TRIANGULAR
7102 DE=(4.*(PITCH/2.*0.86*PITCH-0.5*PI*DO**2./4.)/(.5*PI*DO))
7103 NRES=DE*GS/(MUVMER*2.42)
CALL CALFFS(NRES,FFS)
NOC=INT(12.*LT/LS)+1.
DELPS=FFS*GS*GS*DS/12.*NOC/(2.*5.22E10*DE*SME*FI)
599 CONTINUE
C FLUIDO A CONDENSAR POR LOS TUBOS
C METODO DE MARTINELLI
AT=NTC*DI**2./(1.273*NPT)
WTL=(WFLI+WFO)/2.
WTV=(WFVI+WFO)/2.
GTL=WTL/AT
GTV=WTV/AT
CALL CAPFI2(MUFL,TEPFL,TWS,MUFLR)
CALL CAPFI2(MUFV,TEPFV,TWS,MUFVR)
NREL=DI*GTL/(MUFLR*2.42)
NREV=DI*GTV/(MUFVR*2.42)
IF(NREL.LE.2000.)GO TO 1310
FL=0.184*NREL**-.2
1320 IF(NREV.LE.2000.)GO TO 1340
FV=0.184*NREV**-.2
GO TO 1330
1310 FL=64./NREL
GO TO 1320
1340 FV=64./NREV
1330 CALL CAPFI2(ROFL,TEPFL,TWS,ROFLR)
DELPL=3.36E-6*FL*LT*WTL*WTL*NPT/((DI*12.)*5.0*ROFLR*NTC**2.)
CALL CAPFI2(ROFV,TEPFV,TWS,ROFVR)
DELPV=3.36E-6*FV*LT*WTV*WTV*NPT/((DI*12.)*5.0*ROFVR*NTC**2.)
X=(DELPL/DELPV)**0.5
IF(ABS(NREL-2000.).LE.100.)GO TO 1800
IF(NREL.GT.2100.)GO TO 1801
CALL INLAG3(X,YL)
GO TO 1850
1800 CALL INLAG2(X,YL)
GO TO 1850
1801 CALL INLAG1(X,YL)
1850 DELPF=DELPL*YL
DELPT=DELPF
5001 CONTINUE
IF(IFME.EQ.2)GO TO 2003
WRITE(6,2006)WW
GO TO 2004
2003 WRITE(6,2005)WMEVI,WMEVO,WMELI,WMELO
2004 WRITE(6,9996)NB,DELSB,PCC,LC,DELTP,DOTL
WRITE(6,9995)HC1,HC2,HE
WRITE(6,9994)US,UC,UD
WRITE(6,9993)DELPT,DELPS
WRITE(6,9992)A,ADT
GO TO 9999
9998 WRITE(6,9997)
GO TO 9999
1000 WRITE(6,1101)
GO TO 9999
```

OND *****

-182-

```
2000 WRITE(6,2101)
      GO TO 99999
2500 WRITE(6,2501)
      GO TO 99999
1     FORMAT(2F10.0)
2006 FORMAT(1H1,9X,'GASTO REQUERIDO DEL MEDIO DE ENFRIAMIENTO WW=',1X,F
      F10.2,' LB/HR')
2005 FORMAT(10X,'GASTO DEL MEDIO DE ENFRIAMIENTO VAPOR A LA ENTRADA WME
      NVI=',10X,F10.2,' LB/HR'/10X,'GASTO DEL MEDIO DE ENFRIAMIENTO VAPOR
      N A LA SALIDA WMEVO=',10X,F10.2,' LB/HR'/10X,'GASTO DEL MEDIO DE EN
      RFRIAMIENTO LIQUIDO A LA ENTRADA WMELI=',10X,F10.2,' LB/HR'/10X,'GA
      NSTO DEL MEDIO DE ENFRIAMIENTO LIQUIDO A LA SALIDA WMELO=',10X,F10.
      R2,' LB/HR')
9992 FORMAT(10X,'AREA TOTAL REQUERIDA A=',05X,F10.2,' FT**2'/10X,'AREA
      RTOTAL DISPONIBLE ADY=',02X,F10.2,' FT**2')
9993 FORMAT(10X,'CAIDA DE PRESION EN LOS TUBOS DELPT=',03X,F10.5,' PSI'
      R/10X,'CAIDA DE PRESION EN LA CORAZA DELPS=',03X,F10.5,' PSI')
9996 FORMAT (09X,' NUMERO DE BAFFLES NB=',24X,F10.1/10X,'CLARO DIAME
      NTRAL CORAZA BAFFLES DELSB=',09X,F10.2,' IN'/10X,'POR CIENTO DE COR
      NTE EN LOS BAFFLES PCC=',07X,F10.2/10X,'CORTE EN LOS BAFFLES LC=',2
      R2X,F10.2,' IN'/10X,'LMTD PONDERADA DELTP=',25X,F10.2,' GF'/10X,'LI
      RMITE DE LA CORAZA AL TUBO MAS EXTERNO DOTL=',01X,F10.2,' IN')
9995 FORMAT(1H1,09X,'COEFICIENTE DE TRANSFERENCIA DE CALOR PARA LA COND
      ENSACION A LA ENTRADA HCl=',3X,F10.2,' BTU/HR FT**2 GF'/10X,'COEFI
      CIENTE DE TRANSFERENCIA DE CALOR PARA LA CONDENSACION A LA SALIDA
      HMc2=',4X,F10.2,' BTU/HR FT**2 GF'/10X,'COEFICIENTE DE TRANSFERENCI
      RA DE CALOR PARA EL MEDIO DE ENFRIAMIENTO HE=',6X,F10.2,' BTU/HR FT
      R**2 GF')
9994 FORMAT(10X,'COEFICIENTE GLOBAL DE TRANSFERENCIA DE CALOR SUPUESTO
      NUS=',22X,F10.2,' BTU/HR FT**2 GF'/10X,'COEFICIENTE GLOBAL DE TRANS
      FERENCIA LIMPIO CALCULADO UC=',23X,F10.2,' BTU/HR FT**2 GF'/10X,'C
      OEFICIENTE GLOBAL DE TRANSFERENCIA SUCIO CALCULADO UD=',24X,F10.2,
      R' BTU/HR FT**2 GF')
9997 FORMAT(1H1,' EL AREA REQUERIDA FUE MAYOR QUE EL AREA DISPONIBLE')
10    FORMAT()
1101 FORMAT(1H1,1X,'NO FUE POSIBLE AJUSTAR EL VALOR DEL COEFICIENTE EXT
      ERNO'/DE TRANSFERENCIA DE CALOR,CUANDO LA CONDENSACION ES EN LA C
      ORAZA//CON DOS FASES A LA ENTRADA,METODO DE KERN')
2     FORMAT(F10.0)
3     FORMAT(I1)
2101 FORMAT(1H1,1X,'NO FUE POSIBLE AJUSTAR EL VALOR DE LA TEMPERATURA D
      E PARED'/DESPUES DE 100 ITERACIONES')
2501 FORMAT(1H1,1X,'NO FUE POSIBLE AJUSTAR EL VALOR DEL AREA DESPUES DE
      100 ITERACIONES')
4     FORMAT(6F10.0)
5     FORMAT(4F10.0)
6     FORMAT(8F10.0)
7     FORMAT(3F10.0)
8     FORMAT(3F10.0,I1)
9     FORMAT(5F10.0)
99999 STOP
      END
```

END ELT. ERRORS: NONE. TIME: 3.278 SEC. IMAGE COUNT: 890

E *****

```

BELT,L R,RBE
ELT BR1      57401C 01/11/82 13:32:26 (15)
DIMENSION ROLME(6),MULME(6),TEPMEL(6),KLME(6),CLIME(6),MUME(6),
RKAME(6),CLME(6),ROME(6),TEPMEV(6),MUVME(6),ROVME(6),ROF(6),
RMUF(6),CF(6),KF(6),TEPF(6)
IMPLICIT REAL (J-N)
COMMON /FAC/TCI,TCO,TFI,TFO
DATA SME,PI,GC/1.0,3.14159,32.2/
DATA TS/0.0/
DATA WMEVI,WMEVO,WMELI,WMELO/0.0,0.0,0.0,0.0/
DATA (ROLME(I),I=1,6)/62.337,62.291,62.076,61.737,60.961,59.75/
DATA (MULME(I),I=1,6)/1.155,1.18,0.86,0.65,0.43,0.23/
DATA (TEPMEL(I),I=1,6)/32.,59.,86.,113.,158.,212./
DATA (KLME(I),I=1,6)/0.33,0.343,0.356,0.368,0.39,0.415/
DATA (CLIME(I),I=1,6)/1.0,1.0,1.0,1.1,1.1,1.1/
DATA (MUME(I),I=1,6)/1.155,1.18,0.86,0.65,0.43,0.26/
DATA (KAME(I),I=1,6)/0.33,0.343,0.356,0.368,0.39,0.415/
DATA (CLME(I),I=1,6)/1.0,1.0,1.0,1.1,1.1,1.1/
DATA (ROME(I),I=1,6)/62.337,62.291,62.076,61.737,60.961,59.75/
DATA (TEPMEV(I),I=1,6)/212.,250.,300.,350.,400.,425./
DATA (MUVME(I),I=1,6)/0.0123,0.013,0.014,0.0149,0.0161,0.0169/
DATA (ROVME(I),I=1,6)/0.1192,0.1131,0.1059,0.0997,0.0941,0.0915/
C MEDIO DE ENFRIAMIENTO
C READ(5,4) (TEPMEL(I),I=1,6)
  READ(5,1) TFI,TFO
  READ(5,3) IFME
  IF(IFME.EQ.2)GO TO 2001
C MEDIO DE ENFRIAMIENTO
C SIN CAMBIO DE FASE
C READ(5,4) (MUME(I),I=1,6)
C READ(5,4) (KAME(I),I=1,6)
C READ(5,4) (CLME(I),I=1,6)
C READ(5,4) (ROME(I),I=1,6)
C READ(5,2) SME
C READ(5,4) (TEPMEL(I),I=1,6)
  GO TO 2002
C MEDIO DE ENFRIAMIENTO
C CON CAMBIO DE FASE
2001 CONTINUE
C READ(5,4) (KLME(I),I=1,6)
C READ(5,4) (ROLME(I),I=1,6)
C READ(5,4) (ROVME(I),I=1,6)
C READ(5,4) (MULME(I),I=1,6)
C READ(5,4) (MUVME(I),I=1,6)
C READ(5,4) (CLIME(I),I=1,6)
C READ(5,4) (TEPMEL(I),I=1,6)
C READ(5,4) (TEPMEV(I),I=1,6)
  READ(5,5) WMEVI,WMEVO,WMELI,WMELO
  READ(5,2) TS
C FLUIDO CALIENTE,DATOS DEL EQUIPO
2002 READ(5,4) PT,DT,DS,DELTC,DO,TL,NTC
  READ(5,1) DO,DI
  READ(5,1) LB,LT
  READ(5,1) DNI,DNO
  READ(5,6) NPT,NPS,NCP
  READ(5,3) ITIPO
  READ(5,2) WS
  READ(5,1) TCI,TCO
  READ(5,4) (ROF(I),I=1,6)
  READ(5,4) (MUF(I),I=1,6)

```

E *****

-184-

```
READ(5,4)(CF(I),I=1,6)
READ(5,4)(KF(I),I=1,6)
READ(5,4)(TEPF(I),I=1,6)
READ(5,6)APF,KW,RO
READ(5,3)IARREG
TAF=(TFI+TFO)/2.
TAC=(TCI+TCO)/2.
IF(IFME.EQ.1)GO TO 701
IF((TFO-TFI).LT.20.)GO TO 702
IF(ABS((TFO-TFI)-20.).LT.0.1)GO TO 703
DELTAT=((TS-TFO)-(TS-TFI))/ALOG((TS-TFO)/(TS-TFI))
GO TO 704
701 DELTAT=((TCI-TFO)-(TCO-TFI))/ALOG((TCI-TFO)/(TCO-TFI))
GO TO 704
702 DELTAT=TS-((TFO-TFI)/2.)
GO TO 704
703 DELTAT=TS-TFI
704 TWS=TAF
CALL FACCOR(IARREG,FT)
DELTAT=DELTAT*FT
ICONTW=1
197 CALL CAPFI2(CF,TEPF,TAC,CFR)
QT=WS*CFR*(TCI-TCO)
IF(IFME.EQ.2)GO TO 201
CALL CAPFI2(CLME,TEPMEL,TAF,CLMER)
WW=QT/((TFO-TFI)*CLMER)
C CALCULO DEL COEFICIENTE DE TRANSFERENCIA DE CALOR
C PARA EL LADO DE LA CORAZA
C CALCULO DEL DIAMETRO DE LA VARILLA DE SOPORTE
201 DR=(PT-DT)/12.
C CALCULO DEL DIAMETRO EXTERNO DEL ARILLO DEL BAFFLE
DBO=(DS-2.*DELTG)/12.
IF(ITIPO.EQ.1)GO TO 900
C ARILLO TIPO NO-CIRCULAR(CONTOURED)
DC=(DBO-DT/12.)
DBI=DC
GO TO 901
C TIPO CIRCULAR
900 DBI=DOTL/12.
901 LRT=0.0
C CALCULO DE LA LONGITUD TOTAL DE LAS VARILLAS DE SOPORTE
SROD=(PT+DT)/12.+DR
INROD=DBI/SROD
DO 902 I=1,INROD
IF((DBI/2.-SROD*I).LT.0.0)GO TO 732
LR=SQR((DBI/2.)**2.-SROD*I)**2.
LRT=LRT+LR
902 CONTINUE
732 LRT=LRT+2.0
C CALCULO DEL AREA DE FLUJO ENTRE LOS BAFFLES DEL LADO DE LA CORAZA
AS=PI/4.*(DS*DS-NTC*DT*DT)/144.
C CALCULO DEL AREA DE FLUJO DE LOS BAFFLES
AB=AS-PI/4.*(DBO*DBO-DBI*DBI)-DR*LRT
C CALCULO DEL AREA DE FUGA DE LOS BAFFLES
AL=PI/4.*(DS*DS-DOTL*DOTL)/144.-((DBO*DBO-DBI*DBI))
RELABS=AB/AS
RELALS=AL/AS
C CALCULO DEL DIAMETRO EQUIVALENTE PARA LAS CORRELACIONES
C DE TRANSFERENCIA DE CALOR
DH=(4.*(PT*PT-PI/4.*DT*DT)/(PI*DT))/12.
```

-185-

```
C CALCULO DEL DIAMETRO EQUIVALENTE PARA CORRELACIONES
C DE CAIDA DE PRESION
DP=4.*AS/(PI*(DS+NTC*DT)/12.)
TAC=(TCI+TCO)/2.
CALL CAPFI2(ROF,TEPF,TAC,ROFR)
CALL CAPFI2(MUF,TEPF,TAC,MUFR)
C CALCULO DE LA VELOCIDAD ENTRE BAFFLES DEL LADO DE LA CORAZA
VS=WS/(ROFR*AS*3600.)
C CALCULO DEL NUMERO DE REYNOLDS PARA LAS CORRELACIONES
C DE TRANSFERENCIA DE CALOR
NREH=ROFR*DH*VS/(MUFR*2.42)*3600.
CALL CAPFI2(MUF,TEPF,TWS,MUFB)
CALL CAPFI2(KF,TEPF,TAC,KFR)
CALL CAPFI2(CF,TEPF,TAC,CFR)
C CALCULO DEL NUMERO DE PRANDTL
NPR=CFR*MUFR*2.42/KFR
FI=(MUFR/MUFB)**0.14
IF(NREH.GE.2000.)GO TO 903
C CALCULO DEL COEFICIENTE DE GEOMETRIA PARA EL COEFICIENTE
C DE TRANSFERENCIA DE CALOR PARA FLUJO LAMINAR
CLM=0.15-0.007319*LB+0.06576*EXP(-6.5148*RELALS)
EPSIL=0.96+0.2697*EXP(-0.01705*(LT/DBO-1.))**2.)
CL=CLM*EPSIL
C NUMERO DE NUSSELT PARA EL LADO LA CORAZA PARA UN INTERCAMBIADOR
C DE BAFFLES CON VARILLAS
NNU=CL*NREH**0.6*NPR**0.4*FI
GO TO 904
C CALCULO DEL COEFICIENTE DE GEOMETRIA PARA EL COEFICIENTE
C DE TRANSFERENCIA DE CALOR PARA FLUJO TURBULENTO
903 CTM=0.035-0.001722*LB+0.01249*EXP(-7.4646*RELALS)
EPSIT=0.96+0.2437*EXP(-0.01614*(LT/DBO-1.))**2.)
CT=CTM*EPSIT
C NUMERO DE NUSSELT PARA EL LADO LA CORAZA PARA UN INTERCAMBIADOR
C DE BAFFLES CON VARILLAS
NNU=CT*NREH**0.8*NPR**0.4*FI
C COEFICIENTE DE TRANSFERENCIA DE CALOR PARA EL LADO DE LA
C CORAZA
904 HS=KFR*NNU/DH
C CALCULO DEL COEFICIENTE DE TRANSFERENCIA DE CALOR
C PARA EL MEDIO DE ENFRIAMIENTO
IF(IFME.EQ.2)GO TO 106
C MEDIO DE ENFRIAMIENTO POR LOS TUBOS
C SIN CAMBIO DE FASE
C SIEDER-TATE
CALL CAPFI2(MUME,TEPMEL,TWS,MUMER)
CALL CAPFI2(MUME,TEPMEL,TAF,MUMED)
CALL CAPFI2(KAME,TEPMEL,TWS,KAMER)
FI=(MUMED/MUMER)
GT=1.273*Wb*NPT/(NCP*NTC*DI*DI)
NRET=GT*DI/(MUMER*2.42)
IF(NRET.LT.30000..AND.NRET.GE.2100.)GO TO 108
IF(NRET.GT.30000.)GO TO 109
HE=1.86*KAMER/DO*(NRET*CLMER*MUMER*2.42/(KAMER*LT))**(1./3.)*FI**
N14
GO TO 110
109 HE=0.027*KAMER/DO*NRET**0.8*(CLMER*MUMER*2.42/KAMER)**(1./3.)*FI**
N0,14
GO TO 110
108 M=0.533+0.286*ALOG10(LT/DI)
Y=6.58*ALOG10(ALOG10(LT/DI))
```

-186-

```
Z=3.45*(ALOG10(NRET)-3.9)
JH=0.392*(LT/DI)**(-1.28)*NRET**M+ALOG10(LT/DI)*(Z+2.05+Y*EXP(-Z*Z
R))
HE=JH*KAMER/DO*(CLMER*MUMER*2.24/KAMER)**(1./3.)*FI**(0.14)
GO TO 110
106 CONTINUE
C MEDIO DE ENFRIAMIENTO POR LOS TUBOS
C CON CAMBIO DE FASE
C NUSSELT
WTI=WMELO*NPT/(NTC*NCP)
CALL CAPFI2(KLME,TEPMEL,TWS,KLMER)
CALL CAPFI2(ROLME,TEPMEL,TWS,ROLMER)
CALL CAPFI2(MULME,TEPMEL,TWS,MULMER)
CALL CAPFI2(ROVME,TEPMEV,TWS,ROVMER)
HIO1=0.761*DI/DO*(LT*KLMER**3.*(ROLMER-ROVMER)*ROLMER**4.17E5/(WTI*
MULMER*2.42))**(1./3.)
C BOYCO Y KRUSHILIN
XI=WMEVI/(WMEVI+WMELI)
XO=WMEVO/(WMEVO+WMELO)
GT=1.273*WMELO*NPT/(NCP*NTC*DI*DI)
NRET=DI*GT/(MULMER*2.42)
CALL CAPFI2(CLIME,TEPMEL,TWS,CLIMER)
CALL CAPFI2(ROLME,TEPMEL,TFI,ROLI)
CALL CAPFI2(ROVME,TEPMEV,TFI,ROVI)
CALL CAPFI2(ROLME,TEPMEL,TFO,ROLO)
CALL CAPFI2(ROVME,TEPMEV,TFO,ROVO)
NPR=CLIMER*MULMER*2.42/KLMER
ROMI=1.+(ROLI-ROVI)/ROVI*XI
ROMO=1.+(ROLO-ROVO)/ROVO*XO
HIO2=0.024*KLMER/DO*NRET**0.8*NPR**0.43*((ROMI**0.5+ROMO**0.5)/2.)
HE=AMAX1(HIO1,HIO2)
110 CONTINUE
C CALCULO DEL COEFICIENTE TOTAL DE TRANSFERENCIA DE CALOR
C LIMPIO
UC=HE*HS/(HE+HS)
RW=APF*ALOG(DO/DI)/(2.*PI*KW)
C CALCULO DEL COEFICIENTE GLOBAL DE TRANSFERENCIA DE CALOR
C SUCIO
UD=1./(1./UC+RW+RD)
C AREA REQUERIDA
A=QT/(UD*DELTAT)
C AREA DISPONIBLE
ADT=NTC*LT*APF*NCP
C COEFICIENTE GLOBAL DE SERVICIO
UDS=QT/(ADT*DELTAT)
TWC=TAF+HS/(HE+HS)*(TAC-TAF)
IF(ABS(TWS-TWC).LE.1.)GO TO 299
ICONTW=ICONTW+1
IF(ICONTW.GT.100)GO TO 198
TWS=TWC
GO TO 197
198 WRITE(6,19)
GO TO 9999
C CAIDA DE PRESION DEL LADO DE LA CORAZA
C CALCULO DEL NUMERO DE REYNOLDS PARA FLUJO LONGITUDINAL
C ENTRE BAFFLES
299 NREP=ROFR*DP*VS/(MUFR*2.42)*3600.
IF(NREP.LT.2000.)GO TO 105
C FACTOR DE FRICCION FANNING PARA LA PORCION SIN BAFFLES
C FLUJO TURBULENTO
```

E *****

-187-

```

      FFB=(0.0035+0.264/(NREP**0.42))*FI
      GO TO 906
C FACTOR DE FRICCION FANNING PARA LA PORCION SIN BAFFLES
C FLUJO LAMINAR
105   FFB=16./NREP*FI
C CAIDA DE PRESION ENTRE LOS BAFFLES
906   DELPF=2.*ROFR*FFB*LT*VS*VS/(GC*DP)/144.
C NUMERO DE BAFFLES
      NB=LT/LB*12.-1.
C VELOCIDAD PARA LOS BAFFLES
      VB=WS/(ROFR*AB*3600.)
C NUMERO DE REYNOLDS PARA FLUJO A TRAVES DE LOS BAFFLES
      NREB=ROFR*DP*VB/(MUFR*2.42)*3600.
      C1=1.2053*EXP(-1.6229*RELABS)
      C2=48732.*EXP(-6.8915*RELABS)
      FIF=1.0+0.22*EXP(-0.02015*(LT/DBO-1.))*2.)
      KB=FIF*(C1+C2/NREB)
C CAIDA DE PRESION A TRAVES DE LOS BAFFLES
      DELPB=KB*NB*ROFR*VB*VB/(GC*2.0*144.)
C CAIDA DE PRESION A TRAVES DEL INTERCAMBIADOR DE BAFFLES CON
C VARILLAS
      DEPRBE=DELPF+DELPB
C AREA DE FLUJO DEL NOZZLE A LA ENTRADA
      ANI=PI/4.*DNI*DNI/144.
      CALL CAPFI2(MUF,TEPF,TCI,MUFI)
      CALL CAPFI2(ROF,TEPF,TCI,ROFI)
C VELOCIDAD EN EL NOZZLE A LA ENTRADA
      VNI=WS/(ROFI*ANI*3600.)
      NREPI=ROFI*DP*VS/(MUFI*2.42)*3600.
      IF(NREPI.LT.1.E5)GO TO 107
      CNI=1.7
      GO TO 908
C COEFICIENTE DE RESISTENCIA AL FLUJO A LA ENTRADA DEL NOZZLE
107   CNI=5.5/(NREPI**0.1)
C CAIDA DE PRESION PARA EL NOZZLE DEL LADO DE LA CORAZA
908   DELPNI=CNI*ROFI*VNI*VNI/(GC*2.*144.)
C AREA DE FLUJO DEL NOZZLE DE SALIDA
      ANO=PI/4.*(DNO*DNO)/144.
      CALL CAPFI2(ROF,TEPF,TCO,ROFO)
C VELOCIDAD EN EL NOZZLE DE SALIDA
      VNO=WS/(ROFO*ANO*3600.)
      CALL CAPFI2(MUF,TEPF,TCO,MUFO)
      NREPO=ROFO*DP*VS/(MUFO*2.42)*3600.
      IF(NREPO.LT.1.E5)GO TO 909
      CNO=3.0
      GO TO 910
C CAIDA DE PRESION EN EL NOZZLE DE SALIDA DEL LADO DE LA CORAZA
909   CNO=6.8/(NREPO**0.7)
910   DELPNO=CNO*ROFO*VNO*VNO/(GC*2.*144.)
C CAIDA DE PRESION TOTAL DEL LADO DE LA CORAZA
      DELPS=DELPNI+DELPNO+DEPRBE
C CAIDA DE PRESION DEL LADO DE LOS TUBOS
      IF(IFME.EQ.2)GO TO 406
C SIN CAMBIO DE FASE
C METODO DE KERN
      IF(NRET.GT.1000.)GO TO 460
      F=0.482103*NRET**(-0.99355)
      GO TO 470
460   F=0.003113*NRET**(-0.2636)
470   DELPT=F*GT*GT*LT*NPT/(5.22E10*DI*SME*FI)
```

```
CALL CAPFI2(ROME,TEPMEL,TWS,ROMER)
V=GT/(3600.*ROMER)
DELPR=1.5*ROMER*V*V*NPT/(144.*GC)
DELPT=DELPT+DELPR
GO TO 5000
406 CONTINUE
C CAIDA DE PRESION
C CON CAMBIO DE FASE
C METODO DE MARTINELLI
AT=NTC*DI**2/(1.273*NPT)
WTL=(WMELI+WMELO)/2.
WTV=(WMEVI+WMEVO)/2.
GTL=WTL/AT
GTV=WTV/AT
CALL CAPFI2(MULME,TEPMEL,TWS,MULMER)
CALL CAPFI2(MUVME,TEPMEV,TWS,MUVMER)
NREL=DI*GTL/(MULMER*2.42)
NREV=DI*GTV/(MUVMER*2.42)
IF(NREL.LE.2000.)GO TO 310
320 FL=0.184*NREL**0.2
IF(NREV.LE.2000.)GO TO 340
FV=0.184*NREV**0.2
GO TO 330
310 FL=64./NREL
GO TO 320
340 FV=64./NREV
330 CALL CAPFI2(ROLME,TEPMEL,TWS,ROLMER)
DELPL=3.36E-6*FL*LT*WTL*WTL*NPT/((DI*12)**5.0*ROLMER*NTC**2.)
CALL CAPFI2(ROVME,TEPMEV,TWS,ROVMER)
DELPV=3.36E-6*FV*LT*WTV*WTV*NPT/((DI*12)**5.0*ROVMER*NTC**2.)
X=(DELPL/DELPV)**0.5
IF(ABS(NREL-2000.).LE.100.)GO TO 800
IF(NREL.GT.2100.)GO TO 801
CALL INLAG3(X,YL)
GO TO 850
800 CALL INLAG2(X,YL)
GO TO 850
801 CALL INLAG1(X,YL)
850 DELPF=DELPL*YL
DELPT=DELPF
5000 CONTINUE
IF(IFME.EQ.2)GO TO 501
WRITE(6,11)WW
GO TO 502
501 WRITE(6,12)WMEVI,WMEVO,WMELI,WMELO
502 WRITE(6,13)HS,HE
WRITE(6,14)UC,UD
WRITE(6,21)UDS
WRITE(6,22)DELTAT
WRITE(6,15)A,ADT
WRITE(6,16)DELPS,DELPT
WRITE(6,17)QT
1 FORMAT(2F10.0)
9 FORMAT(E15.5)
6 FORMAT(3F10.0)
2 FORMAT(F10.0)
3 FORMAT(I1)
4 FORMAT(6F10.0)
5 FORMAT(4F10.0)
3 FORMAT(8F10.0)
```

-189-

```
10  FORMAT()
11  FORMAT(1H1,09X,'GASTO REQUERIDO DEL MEDIO DE ENFRIAMIENTO Ww=',23X
    R,F10.2,' LB/HR')
12  FORMAT(10X,'GASTO DEL MEDIO DE ENFRIAMIENTO VAPOR A LA ENTRADA WME
    RVI=',10X,F10.2,' LB/HR'/10X,'GASTO DEL MEDIO DE ENFRIAMIENTO VAPOR
    R A LA SALIDA WMEVO=',10X,F10.2,' LB/HR'/10X,'GASTO DEL MEDIO DE EN
    RFRIAMIENTO LIQUIDO A LA ENTRADA WMELI=',10X,F10.2,' LB/HR'/10X,'GA
    NSTO DEL MEDIO DE ENFRIAMIENTO LIQUIDO A LA SALIDA WMELO=',10X,F10.
    R2,' LB/HR')
13  FORMAT(09X,' COEFICIENTE DE TRANSFERENCIA DE CALOR DEL LADO DE LA
    RCORAZA HS=',05X,F10.2,' BTU/HR FT**2 GF'/10X,'COEFICIENTE DE TRANS
    RFERENCIA DE CALOR DEL LADO DE LOS TUBOS HE=',05X,F10.2,' BTU/HR FT
    R**2 GF')
14  FORMAT(10X,'COEFICIENTE GLOBAL DE TRANSFERENCIA DE CALOR LIMPIO UC
    R=',13X,F10.2,' BTU/HR FT**2 GF'/10X,'COEFICIENTE GLOBAL DE TRANSFE
    RENCIA DE CALOR SUCIO UD=',14X,F10.2,' BTU/HR FT**2 GF')
21  FORMAT(10X,'COEFICIENTE GLOBAL DE TRANSFERENCIA,DE SERVICIO UDS
    R=',13X,F10.2,' BTU/HR FT**2 GF'///)
22  FORMAT(10X,'LMTD CORREGIDA DELTAT=',27X,F10.2,' GF')
15  FORMAT(10X,'AREA TOTAL REQUERIDA A=',26X,F10.2,' FT**2'/10X,'AREA
    RTOTAL DISPONIBLE ADT=',23X,F10.2,' FT**2')
16  FORMAT(10X,'CAIDA DE PRESION DEL LADO DE LA CORAZA DELPS=',04X,F10
    R.2,' PSI'/10X,'CAIDA DE PRESION DEL LADO DE LOS TUBOS DELPT=',04X,
    RF10.2,' PSI')
17  FORMAT(10X,'CALOR TOTAL TRANSFERIDO QT=',18X,F14.2,' BTU/HR.)
19  FORMAT(1H1,'DESPUES DE 100 ITERACIONES NO FUE POSIBLE AJUSTAR TWS.
    R)
9999 STOP
    END
```

END ELT. ERRORS: NONE. TIME: 1.892 SEC. IMAGE COUNT: 387

```

BELT,L R.FACCOR
ELT BR1      S7401C 01/11/82 13:32:18 (7)
SUBROUTINE FACCOR(IARREG,FT)
DIMENSION A1(4,4),A2(4,4),A3(4,4),A4(4,4),A5(4,4),A6(4,4),A7(4,4)
R,A8(4,4),A9(4,4)
COMMON /FAC/ TCI,TCO,TFI,TFO
DATA A1/-1.2965,-0.11729,-0.16326,-0.048146
R,9.1688,0.6988,0.9074,0.2372,-21.004,-1.4148,-1.5142,-0.37868
R,16.309,0.94804,0.76082,0.2136/
DATA A2/-3.6006,-0.52822,-0.44903,0.80711,19.748,2.6096,1.8762
R,-4.1927,-35.816,-4.2545,-2.4031,7.1151,21.842,2.2891,0.90651
R,-3.9358/
DATA A3/-3.3041,-0.74829,1.0919,1.2228,16.886,3.2433,-5.7481
R,-6.2778,-28.656,-4.5158,9.9940,10.589,16.335,1.9943,-5.7404
R,-5.8749/
DATA A4/-0.84306,0.0013086,-0.17684,-0.029619,7.764,-0.066101
R,1.2991,0.069014,-22.513,0.23441,-2.8705,0.13082,23.545
R,-0.213,1.9726,-0.33058/
DATA A5/-1.1763,0.054329,-0.35228,-0.081002,7.6604,-0.20701
R,1.9809,0.66807,-16.494,0.23581,-3.5512,-1.5531,12.348
R,-0.073743,2.0283,1.0702/
DATA A6/-0.40477,0.22111,-0.10313,-0.033245,3.8927,-1.8657
R,0.76572,0.29962,-10.893,5.1861,-1.7279,-0.82201,12.016
R,-4.8783,1.3113,0.69689/
DATA A7/-1.112,0.24036,0.20756,0.35627,10.559,-2.0834
R,-1.947,-2.9091,-31.525,5.8535,6.0288,7.72,33.262
R,-5.391,-5.9175,-6.5989/
DATA A8/0.21496,-1.2655,0.35061,-0.015219,-0.90395,7.6934
R,-2.1129,-0.34358,0.78293,-14.963,4.1931,1.3686,0.93874
R,9.3106,-2.7199,-1.2233/

```

```

CCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCC
C  ESTA SUBROUTINA CALCULA EL FACTOR DE CORRECCION FT PARA MODIFICAR C
C  LA LMTD. C
C  RECIBE COMO PARAMETRO UN INDICE DE ARREGLO (IARREG) C
C  IARREG=1 SIGNIFICA UN ARREGLO 2-4 C
C  IARREG=2 SIGNIFICA UN ARREGLO 3-6 C
C  IARREG=3 SIGNIFICA UN ARREGLO 4-8 C
C  IARREG=4 SIGNIFICA UN ARREGLO 1-3 C
C  IARREG=5 SIGNIFICA UN ARREGLO 2-6 C
C  IARREG=6 SIGNIFICA FLUJO DIVIDIDO TUBOS RECTOS C
C  IARREG=7 SIGNIFICA FLUJO DIVIDIDO TUBOS EN 'U' C
C  IARREG=8 SIGNIFICA FLUJO CRUZADO. C
C  REGRESA COMO PARAMETRO EL VALOR CALCULADO DE FT C
C  ES NECESARIO QUE LAS VARIABLES TCI,TCO,TFI,TFO ESTEN EN UNA C
C  DECLARACION COMMON EN EL PROGRAMA PRINCIPAL C
CCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCC

```

```

P=(TCI-TCO)/(TCI-TFI)
Q=(TFO-TFI)/(TCI-TFI)
R=P/Q
GAMMA=(P-Q)/ALOG ((1.-Q)/(1.-P))
GO TO (101,102,103,104,105,106,107,108),IARREG
101 DO 110 I=1,4
    DO 110 K=1,4
    A9(I,K)=A1(I,K)
110 CONTINUE
GO TO 200
102 DO 111 I=1,4
    DO 111 K=1,4
    A9(I,K)=A2(I,K)
111 CONTINUE

```

:COR *****

-191-

```
103 GO TO 200
DO 112 I=1,4
DO 112 K=1,4
A9(I,K)=A3(I,K)
112 CONTINUE
GO TO 200
104 DO 113 I=1,4
DO 113 K=1,4
A9(I,K)=A4(I,K)
113 CONTINUE
GO TO 200
105 DO 114 I=1,4
DO 114 K=1,4
A9(I,K)=A5(I,K)
114 CONTINUE
GO TO 200
106 DO 115 I=1,4
DO 115 K=1,4
A9(I,K)=A6(I,K)
115 CONTINUE
GO TO 200
107 DO 116 I=1,4
DO 116 K=1,4
A9(I,K)=A7(I,K)
116 CONTINUE
GO TO 200
108 DO 117 I=1,4
DO 117 K=1,4
A9(I,K)=A8(I,K)
117 CONTINUE
200 IF(ABS(R-1.).LE.0.05)GO TO 210
SUM=0.0
DO 201 I=1,4
DO 201 K=1,4
SUM=SUM+A9(I,K)*(1.-GAMMA)**K*SIN(2.*I*ATAN(R))
201 CONTINUE
FT=1.-SUM
GO TO 300
210 SUM=0.0
DO 211 I=1,4
DO 211 K=1,4
SUM=SUM+A9(I,K)*0.**K*SIN(3.1416*I/2.)
211 CONTINUE
FT=1.-SUM
GO TO 300
1 FORMAT()
300 RETURN
END
```

END ELT. ERRORS: NONE. TIME: 1.096 SEC. IMAGE COUNT: 106

```

ELT,L R.INLAG1
ELT 8R1      S7401C 01/11/82 13:32:22 (5)
SUBROUTINE INLAG1(XBAR,VAR)
CCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCC
C ESTA RUTINA HACE UNA INTERPOLACION DE LAGRANGE
C PARA CALCULAR EL FACTOR YL PARA FLUJO TURBULENTO-TURBULENTO
C EN EL DISEÑO DE UN KETLE.
C LLAMA LA PAQUETE MATEMATICO PARA HACER LA INTERPOLACION,USO UN
C POLINOMIO DE GRADO DOS,POR QUE ES EL QUE MAS SE APROXIMA A LOS
C DATOS.
CCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCC
DIMENSION X(33),Y(33)
C A CONTINUACION LOS DATOS PARA LA INTERPOLACION
DATA X/0.01,0.02,0.03,0.04,0.05,0.06,0.07,0.08,0.09,0.1,
R0.2,0.3,0.4,0.5,0.6,0.7,0.8,0.9,1.0,2.0,3.0,4.0,5.0,6.0,
R7.0,8.0,9.0,10.0,20.0,30.0,40.0,50.0,100.0/
DATA Y/15000.,4200.,2100.,1600.,950.,700.,550.,450.,350.,
R300.,130.,70.,50.,38.,30.,25.,22.,20.,18.,9.,7.,5.5,
R4.9,4.2,3.8,3.5,3.2,3.0,2.2,1.9,1.7,1.5,1.2/
CCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCC
C LA SIGUIENTE INSTRUCCION LLAMA AL PAQUETE MATEMATICO PARA
C HACER LA INTERPOLACION.
C ESTA INSTRUCCION PUEDE CAMBIAR DE ACUERDO A LA COMPUTADORA
C QUE SE UTILIZE.
C *X* REPRESENTA AL ARREGLO DONDE SE ENCUENTRAN LOS VALORES DE LA
C VARIABLE INDEPENDIENTE,*Y* ES EL ARREGLO DONDE SE ENCUENTRA LA
C VARIABLE DEPENDIENTE,EL TERCER PARAMETRO ES EL NUMERO DE PARES
C DE DATOS,*XBAR* ES EL VALOR DE LA VARIABLE INDEPENDIENTE PARA
C LA QUE SE INTERPOLA,EL QUINTO PARAMETRO REPRESENTA EL NUMERO DE
C PARES DE DATOS (MAS PROXIMOS) CON LOS CUALES SE HARA LA INTER-
C POLACION (ESTE ES EL GRADO DEL POLINOMIO),EL ULTIMO PARAMETRO
C REPRESENTA UNA ETIQUETA A LA QUE SE TRANSFERIRA EL CONTROL SI
C EXISTE UN ERROR DENTRO DEL RUTINA DEL PAQUETE MATEMATICO.
CCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCC
VAR=YLGIN(X,Y,33,XBAR,2,3100)
GO TO 200
100 WRITE(6,1)
1 FORMAT(1H1,1X,'SE PRODUJO UN ERROR AL TRATAR DE INTERPOLAR EN LA S
SUBROUTINE INLAG1')
GO TO 300
200 RETURN
300 END

```

```

      BELT,L R.INLAG2
      ELT BR1      574Q1C 01/11/82 13:32:23 (3)
      SUBROUTINE INLAG2(XBAR,VAR)
CCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCC
C  ESTA RUTINA HACE UNA INTERPOLACION DE LAGRANGE
C  PARA CALCULAR EL FACTOR YL PARA FLUJO TURBULENTO-LAMINAR
C  EN EL DISEÑO DE UN KETLE.
C  LLAMA LA PAGUETE MATEMATICO PARA HACER LA INTERPOLACION,USO UN
C  POLINOMIO DE GRADO DOS,POR QUE ES EL QUE MAS SE APROXIMA A LOS
C  DATOS.
CCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCC
      DIMENSION X(33),Y(33)
C  A CONTINUACION LOS DATOS PARA LA INTERPOLACION
      DATA X/0.01,0.02,0.03,0.04,0.05,0.06,0.07,0.08,
      N0,09,0.1,0.2,0.3,0.4,0.5,0.6,0.7,0.8,0.9,1.0,
      N2,0.3,0.4,0.5,0.6,0.7,0.8,0.9,0.10,0.20,,30.,
      N40,0.50,0.100,0/
      DATA Y/13000.,4000.,1800.,1000.,600.,500.,380.,
      N300.,250.,200.,80.,40.,30.,22.,19.,17.,15.,
      N13.,11.,6.5,5.,4.2,3.7,3.5,3.1,3.0,2.8,2.7,2.0,
      N1.9,1.7,1.5,1.2/
CCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCC
C  LA SIGUIENTE INSTRUCCION LLAMA AL PAGUETE MATEMATICO PARA
C  HACER LA INTERPOLACION.
C  ESTA INSTRUCCION PUEDE CAMBIAR DE ACUERDO A LA COMPUTADORA
C  QUE SE UTILIZE.
C  *X* REPRESENTA AL ARREGLO DONDE SE ENCUENTRAN LOS VALORES DE LA
C  VARIABLE INDEPENDIENTE,*Y* ES EL ARREGLO DONDE SE ENCUENTRA LA
C  VARIABLE DEPENDIENTE,EL TERCER PARAMETRO ES EL NUMERO DE PARES
C  DE DATOS,*XBAR* ES EL VALOR DE LA VARIABLE INDEPENDIENTE PARA
C  LA QUE SE INTERPOLA,EL QUINTO PARAMETRO REPRESENTA EL NUMERO DE
C  PARES DE DATOS (MAS PROXIMOS) CON LOS CUALES SE HARA LA INTER-
C  POLACION (ESTE ES EL GRADO DEL POLINOMIO),EL ULTIMO PARAMETRO
C  REPRESENTA UNA ETIQUETA A LA QUE SE TRANSFERIRA EL CONTROL SI
C  EXISTE UN ERROR DENTRO DEL RUTINA DEL PAGUETE MATEMATICO.
CCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCCC
      VAR=YLGINT(X,Y,33,XBAR,2,5100)
      GO TO 200
100  WRITE(6,1)
1    FORMAT(1H1,1X,'SE PRODUJO UN ERROR AL TRATAR DE INTERPOLAR EN LA S
      *UBRUTINA INLAG2')
      GO TO 300
200  RETURN
300  END

```

END ELT. ERRORS: NONE. TIME: 0.957 SEC. IMAGE COUNT: 43

POW *****

```
DELT,L R.FANPOW .
ELT 0R1      S7401C 01/11/82 13:32:19 (0)
SUBROUTINE FANPOW(XBAR,VAR)
DIMENSION U(15),F(15)
DATA U/30.,35.,40.,45.,50.,55.,60.,80.,95.,100.,
N105.,110.,115.,120.,125./
DATA F/1.5,1.5,1.505,1.51,1.525,1.5505,1.6,1.8,1.95,
N1.975,1.99,1.995,2.0,2.0,2.0/
VAR=YLGINT(U,F,15,VAR,2,$100)
GO TO 200
100 WRITE(6,1)
1  FORMAT(1H1,1X,'SE PRODUJO EN ERROR EN LA LLAMADA AL PAQUETE MATEMA
NTICO')
200 RETURN
300 END.
```

-195-

END ELT. ERRORS: NONE. TIME: 0.787 SEC. IMAGE COUNT: 13

'FI2 *****

-196-

```
DELT,L R.CAPFI2
ELT BR1      S74Q1C 01/11/82 13:32:16 (0)
SUBROUTINE CAPFI2(ARR1,ARR2,T,VAR)
DIMENSION ARR1(6),ARR2(6)
VAR=YLGINT(ARR2,ARR1,6,T,1,S201)
GO TO 115
201 WRITE(6,2)
GO TO 116
2  FORMAT(1H1,'SE PRODUJO UN ERROR AL LLAMAR AL PAQUETE MATEMATICO')
115 RETURN
116 END
```

END ELT. ERRORS: NONE. TIME: 0.786 SEC. IMAGE COUNT: 9

PW *****

-197-

```

      BELT,L R.CALPW
      ELT BR1      S74Q1C 01/11/82 13:32:16 (1)
      SUBROUTINE CALPW(N,T,PROP)
      REAL MUW(6)
      COMMON /WATER/ROW(6),MUW,TEM(6)
      IF(N.EQ.1)GO TO 1
      PROP=YLGINT(TEM,ROW,6,T,1,$201)
      GO TO 3
1     PROP=YLGINT(TEM,MUW,6,T,1,$201)
      GO TO 3
201  WRITE(6,4)
      FORMAT(' SE PRODUJO UN ERROR EN LA LLAMADA AL PAQUETE MATEMATICO E
      NN LA SUBRUTINA CALPW.')
      RETURN
      END

```

END ELT. ERRORS: NONE. TIME: 0.788 SEC. IMAGE COUNT: 13

.PFI *****

-198-

```
DELT=L R.CALPFI
ELT BR1      S7401C 01/11/82 13:32:15 (2)
SUBROUTINE CALPFI(ARREG,T,VAR)
DIMENSION ARREG(6)
COMMON /CAL/ TEMPRO(6)
VAR=YLGIN(TEMPRO,ARREG,6,T,1,S201)
GO TO 115
201 WRITE(6,2)
GO TO 116
2  FORMAT(1H1,1X,'SE PRODUJO UN ERROR EN LA LLAMADA AL PAQUETE MATEMA
RTICO')
115 RETURN
116 END
```

END ELT. ERRORS: NONE. TIME: 0.823 SEC. IMAGE COUNT: 11

.KEN *****

-199-

```
DELT,L R.CALKEN
ELT BR1      S74Q1C 01/11/82 13:32:14 (10)
SUBROUTINE CALKEN(T,KE)
PARAMETER N=5
DIMENSION TKE(8)
REAL KE1(8),KE2(8),KE3(8),KE4(8),KE5(8),KE(N)
COMMON /KEN/ KE1,KE2,KE3,KE4,KE5
COMMON /T/TKE
KE(1)=YLGINT(TKE,KE1,8,T,6,$201)
KE(2)=YLGINT(TKE,KE2,8,T,6,$201)
KE(3)=YLGINT(TKE,KE3,8,T,6,$201)
KE(4)=YLGINT(TKE,KE4,8,T,6,$201)
KE(5)=YLGINT(TKE,KE5,8,T,6,$201)
GO TO 202
201  WRITE(6,1)
1     FORMAT(IX,'SE PRODUJO UN ERROR EN LA LLAMADA AL PAQ. MAT.')
```

```
202  RETURN
      END
```

END ELT. ERRORS: NONE. TIME: 0.788 SEC. IMAGE COUNT: 16

HV *****

-200-

```
DELT,L R.CALHV
ELT BR1 S7401C 01/11/82 13:32:13 (11)
SUBROUTINE CALHV(T,HV)
PARAMETER N=5
DIMENSION TKE(8)
REAL HV1(8),HV2(8),HV3(8),HV4(8),HV5(8),HV(N)
COMMON /HV/ HV1,HV2,HV3,HV4,HV5
COMMON /T/TKE
HV(1)=YLGINT(TKE,HV1,8,T,6,$201)
HV(2)=YLGINT(TKE,HV2,8,T,6,$201)
HV(3)=YLGINT(TKE,HV3,8,T,6,$201)
HV(4)=YLGINT(TKE,HV4,8,T,6,$201)
HV(5)=YLGINT(TKE,HV5,8,T,6,$201)
GO TO 202
201 WRITE(6,1)
1 FORMAT(1X,'SE PRODUJO UN ERROR EN LA LLAMADA AL PAG. MAT.0)
202 RETURN
END
```

END ELT. ERRORS: NONE. TIME: 0.789 SEC. IMAGE COUNT: 16

HL *****

-201-

```
QELT,L R,CALHL
ELT BR1      S74Q1C 01/11/82 13:32:13 (12)
SUBROUTINE CALHL(T,HL)
PARAMETER N=5
DIMENSION TKE(8)
REAL HL1(8),HL2(8),HL3(8),HL4(8),HL5(8),HL(N)
COMMON /HL/ HL1,HL2,HL3,HL4,HL5
COMMON /T/TKE
HL(1)=YLGINT(TKE,HL1,8,T,6,$201)
HL(2)=YLGINT(TKE,HL2,8,T,6,$201)
HL(3)=YLGINT(TKE,HL3,8,T,6,$201)
HL(4)=YLGINT(TKE,HL4,8,T,6,$201)
HL(5)=YLGINT(TKE,HL5,8,T,6,$201)
GO TO 202
201 WRITE(6,1)
1   FORMAT(IX,'SE PRODUJO UN ERROR EN LA LLAMADA AL PAG. MAT.1')
202 RETURN
END

END ELT.  ERRORS: NONE.  TIME:  0.789 SEC.  IMAGE COUNT: 16
```

FFT *****

-202-

```
QELT,L R.CALFFT
ELT 8R1 S74Q1C 01/11/82 13:32:12 (9)
SUBROUTINE CALFFT(NRET,FFT)
COMMON /RE/DRET(13),DRES(10)
COMMON /FFT/DFFT(10)
FFT=YLGINT(DRET,DFFT,13,NRET,3,$201)
GO TO 115
201 WRITE(6,2)
GO TO 116
2 FORMAT(1H1,1X,'SE PRODUJO UN ERROR EN LA LLAMADA AL PAQUETE MATEMA
NTICO')
115 RETURN
116 END
```

END ELT. ERRORS: NONE. TIME: 0.788 SEC. IMAGE COUNT: 11

.FFS *****

-203-

```
DELT:L R.CALFFS
ELT BR1      S7401C 01/11/82 13:32:11 (11)
SUBROUTINE CALFFS(NRES,FFS)
COMMON /RE/DRET(13),DRES(10)
COMMON /FFS/DFFS(10)
FFS=YLGINT(DRES,DFFS,10,NRES,2,$201)
GO TO 115
201 WRITE(6,2)
GO TO 116
2  FORMAT(1H1,1X,'SE PRODUJO UN ERROR EN LA LLAMADA AL PAQUETE MATEMA
NTICO')
115 RETURN
116 END
```

END ELT. ERRORS: NONE. TIME: 0.787 SEC. IMAGE COUNT: 11

INT *****

-204-

DELT=L R.YLGINT
ELT BR1 S74Q1C 01/11/82 13:32:28 (1)
FUNCTION YLGINT(X,Y,N,XBAR,NPTS,S)

```
C-----  
C INTERPOLACION DE LAGRANGE  
C-----  
C DEFINICION DE ARGUMENTOS  
C X -- ARREGLO DE N VALORES DE LA VARIABLE INDEPENDIENTE  
C Y -- ARREGLO DE N VALORES DE LA VARIABLE DEPENDIENTE  
C N -- NUMERO DE PUNTOS DE DATOS  
C XBAR -- VALOR DE LA VARIABLE INDEPENDIENTE PARA LA CUAL  
C YLGINT SE INTERPOLA  
C NPTS -- NUMERO DE PUNTOS DE DATOS A SER USADOS EN LA INTERPOLA-  
C CION  
C S -- ERROR SI N ES MENOR QUE 2, O SI SE PRODUCE SOBREFLUJO  
C-----  
C REFERENCIA  
C K. S. KUNZ, NUMERICAL ANALYSIS, MCGRAW-HILL BOOK COMPANY, 1957.  
C-----  
C DIMENSION X(N),Y(N)  
C-----  
C CHECAR ARGUMENTOS N Y NPTS  
C SI NPTS ESTA FUERA DE RANGO, USAR TODOS LOS PUNTOS  
C-----  
C IF(N.LT.2) RETURN 6  
C IF(NPTS.GT.1,AND:NPTS.LT.N) GO TO 2  
C NPTS=N  
C 1 JL=1  
C JH=NPTS  
C GO TO 9  
C-----  
C DETERMINAR LA POSICION DE XBAR DENTRO DEL ARREGLO X  
C A LA SALIDA DEL LOOP 3, X(JH-1) LT XBAR LE X(JH)  
C-----  
C 2 DO 3 JH=1,N  
C IF(XBAR-X(JH)) 5,12,3  
C 3 CONTINUE  
C 4 JH=N  
C JL=N-NPTS+1  
C GO TO 9  
C-----  
C DETERMINAR CUALES PUNTOS SE USARAN EN LA INTERPOLACION  
C LOS PUNTOS ESCOGIDOS SON LOS QUE CUYAS ABCISAS ESTAN MAS  
C CERCANAS A XBAR  
C JL ES EL SUBSCRITO MAS BAJO DE LOS PUNTOS USADOS  
C JH ES EL SUBSCRITO MAS ALTO DE LOS PUNTOS USADOS  
C-----  
C 5 JL=JH  
C D2=X(JH)-XBAR  
C 6 JL=JL-1  
C IF(JL.LE.1) GO TO 1  
C D1=XBAR-X(JL)  
C 7 IF(JH-JL+1.EQ.NPTS) GO TO 8  
C IF(XBAR-X(JL-1).LT.D2) GO TO 6  
C JH=JH+1  
C IF(JH.GE.N) GO TO 4  
C D2=X(JH)-XBAR  
C GO TO 7  
C 8 INDCT=0  
C IF(JL.GT.1,AND:XBAR-X(JL-1).LT.D2) INDCT=-1
```


INT *****

-205-

```
IF(JH.LT.N.AND.X(JH+1)-XBAR.LT.D1) INDCT=1
JL=JL+INDCT
JH=JH+INDCT
-----
C DETERMINAR EL VALOR DEL POLINOMIO DE INTERPOLACION
C EL LOOP MAS INTERNO CALCULA EL PRODUCTO
C EL LOOP MAS EXTERNO CALCULA LA SUMA
C REGRESO EN ERROR CUANDO SE DETECTA SOBREFLUJO
-----
  9 YLGINT=0.
    DO 11 K=JL,JH
      PROD=1.
      DO 10 J=JL,JH
        IF(K.EQ.J) GO TO 10
        PROD=PROD*(XBAR-X(J))/(X(K)-X(J))
        CALL OVERFL(INDCT)
        IF(INDCT.EQ.1) RETURN 6
      10 CONTINUE
        YLGINT=YLGINT+Y(K)*PROD
        CALL OVERFL(INDCT)
        IF(INDCT.EQ.1) RETURN 6
      11 CONTINUE
        RETURN
-----
C XBAR IGUAL A UN ELEMENTO DEL ARREGLO X
-----
  12 YLGINT=Y(JH)
    RETURN
    END
```

END ELT. ERRORS: NONE. TIME: 1.167 SEC. IMAGE COUNT: 87

CAPITULO VI.

APENDICES

B) NOMENCLATURA

NOMENCLATURA PARA EL PROGRAMA KETTLE

-207-

A = Area de transferencia	Ft ²
AD = Area del domo	Ft ²
AH = Area de la coraza del haz de tubos	Ft ²
AT = Area total	Ft ²
BETA = Coeficiente de expansión térmica	
BCF = Factor de corrección	
CL = Calor específico del líquido	Btu/Lb Gf
CLMC = Calor específico del medio de calentamiento	Btu/Lb Gf
CLV = Calor latente de vaporización	Btu/Lb
DO = Diámetro externo de tubos	Ft
DI = Diámetro interno de tubos	Ft
DC = Diámetro de la coraza	In
DB = Diámetro del haz de tubos	In
DK = Diámetro del Kettle	In
DELPT = Caída de presión total	Psi
DELPR = Caída de presión en el retorno	Psi
DELPL = Caída de presión para la fase líquida	Psi
DELPV = Caída de presión para la fase vapor	Psi
DELPP = Caída de presión para las dos fases	Psi
FI = Relación de viscosidades	
F = Factor de fricción	
FL = Factor de fricción para la fase líquida	
FV = Factor de fricción para la fase vapor	
GT = Masa velocidad	Lb/Hr Ft ²
GTL = Masa velocidad para la fase líquida	Lb/Hr Ft ²
GTV = Masa velocidad para la fase vapor	Lb/Hr Ft ²
HIO = Coeficiente interno de transferencia	Btu/Hr Ft ² Gf
HIO1 = Coef. interno de transferencia calculado por la ecuación de Nusselt	Btu/hr Ft ² Gf
HIO2 = Coef. interno de transferencia calculado por la ecuación de Boyco y Krushilin	Btu/Hr Ft ² Gf
HT = Coeficiente de ebullición de un tubo	Btu/Hr Gf
HH = Coeficiente del haz de tubos	Btu/Hr Gf
HS = Coeficiente de convección	Btu/Hr Ft ² Gf
IFORMA = Indice de la forma del pitch	
IFASE = Indice de fase	
ICO = Indice de condensación	

KL = Conductividad térmica del líquido	Btu/Hr Ft ² Gr/Ft
KAMC = Conductividad térmica del medio de calentamiento	Btu/Hr Ft ² Gr/Ft
KLMC = Conductividad térmica de la fase líquida del medio de calentamiento	Btu/Hr Ft ² Gr/Ft
KW = Conductividad térmica del tubo	Btu/Hr Ft ² Gr/Ft
LT = Longitud de tubos	Ft
MUL = Viscosidad del líquido	cp
MUMC = Viscosidad del medio de calentamiento	cp
MULMC = Viscosidad del líquido del medio de cal.	cp
MUMVC = Viscosidad del vapor del medio de cal.	cp
NP = Número de pasos	
NCP = Número de cuerpos en paralelo	
NTC = Número de tubos por cambiador	
NRV = Número de tubos en la hilera central	
NRE = Número de Reynolds	
NPR = Número de Prandtl	
OD = Área externa del tubo por pie lineal	Ft ² /Ft
PO = Presión de operación	PSI
PT = Pitch	Ft
QR = Carga térmica requerida	Btu/Hr
QD = Carga térmica disponible	Btu/Hr
ROL = Densidad del líquido	Lb/Ft ³
MOV = Densidad del vapor	Lb/Ft ³
ROMC = Densidad del medio de calentamiento	Lb/Ft ³
ROLMC = Densidad de la fase líquida del medio de cal.	Lb/Ft ³
ROVMC = Densidad de la fase vapor del medio de cal.	Lb/Ft ³
RCLI = Densidad del líquido a la entrada	Lb/Ft ³
ROLO = Densidad del líquido a la salida	Lb/Ft ³
ROVI = Densidad del vapor a la entrada	Lb/Ft ³
RCVO = Densidad del vapor a la salida	Lb/Ft ³
RW = Resistencia de la pared	Hr Ft ² Gr/Btu
RD = Factor de ensuciamiento total	Hr Ft ² Gr/Btu
S1 = Gravedad específica (Specific Gravity) a la ent.	
S2 = Gravedad específica a la salida	
TEMPRO = Temperaturas a las que se calcularon las propiedades físicas	Gr
TIPO = Tipo de equipo	
TE = Temperatura de ebullición	Gr
TS = Temperatura de saturación	Gr
TW = Temperatura de pared	Gr

TP - Temperatura promedio	Gf
TCI - Temperatura del fluido caliente a la entrada	Gf
TCO - Temperatura del fluido caliente a la salida	Gf
TFI - Temperatura del fluido frio a la entrada	Gf
TFO - Temperatura del fluido frio a la salida	Gf
U - Coeficiente total de transferencia	Btu/Hr Ft ² Gf
V - Velocidad del fluido	Ft/Seg
WB - Flujo de producto de fondos	Lb/Hr
WL - Gasto de líquido	Lb/Hr
WV - Gasto de vapor	Lb/Hr
WVI - Gasto de vapor a la entrada	Lb/Hr
WVO - Gasto de vapor a la salida	Lb/Hr
WLI - Gasto de líquido a la entrada	Lb/Hr
WLO - Gasto de líquido a la salida	Lb/Hr

NOMENCLATURA PARA EL PROGRAMA SOLOAIRE/DOS

AI	AREA INTERNA	FT ²
AO	AREA DE FLUJO EXTERNA	FT ²
B	GROSOR DE LAS ALETAS	IN
CPFDT	CAPACIDAD CALORIFICA	BTU/LB GF
DATOS	VER TABLA II	
DELPA	CAIDA DE PRESION DEL LADO DEL AIRE	PSI
DELPT	CAIDA DE PRESION DEL LADO DE LOS TUBOS	PSI
DELTA	DIFERENCIA DE TEMPERATURAS DEL AIRE	GF
DELTAT	LMTD CORREGIDA	GF
DI	DIAMETRO INTERNO	IN
DO	DIAMETRO EXTERNO	IN
FA	AREA SUPERFICIAL DE LOS HACES DE TUBOS	FT ²
FAPP	AREA SUPERFICIAL DE LOS HACES DE TUBOS POR VENTILADOR	FT ²
FC	FACTOR DE CORRECCION PARA UN INCREMENTO OPTIMO DE LA TEMPERATURA.	
FD	DIAMETRO DEL VENTILADOR	FT
FPU	NUMERO DE VENTILADORES POR UNIDAD	
FT	FACTOR DE CORRECCION PARA LA LMTD	
GA	MASA VELOCIDAD DEL LADO DEL AIRE	LB/HR FT ²
GT	MASA VELOCIDAD DEL LADO DE LOS TUBOS	LB/HR FT ²
HIGHT	ALTURA DE LA ALETAS	IN
HI	COEFICIENTE DE TRANSFERENCIA DE CALOR PARA EL LADO INTERNO	BTU/HR FT ² (GF/FT)
HIO	COEFICIENTE DE TRANSFERENCIA DE CALOR PARA EL LADO INTERNO REFERIDO AL LADO EXTERNO	BTU/HR FT ² (GF/FT)

HO	COEFICIENTE DE TRANSFERENCIA DE CALOR PARA EL LADO EXTERNO.	BTU/HR FT ² (GF/FT)
HPPF	HP'S POR VENTILADOR	HP
ICONTU	CONTADOR	
ICONTW	CONTADOR	
KA	CONDUCTIVIDAD TERMICA DEL AIRE	BTU/HR FT ² (GF/FT)
KFDT	CONDUCTIVIDAD TERMICA PARA EL FLUIDO DENTRO DE TUBOS.	BTU/HR FT ² (GF/FT)
KW	CONDUCTIVIDAD TERMICA DEL TUBO	BTU/HR FT ² (GF/FT)
LMTD	DIFERENCIA DE TEMPERATURAS LOGARITMICA MEDIA.	GF
LT	LONGITUD DE TUBOS	FT
MUFDT	VISCOCIDAD DEL FLUIDO DENTRO DE TUBOS A LA TEMPERATURA PROMEDIO.	LB/FT HR
NCP	NUMERO DE CUERPOS EN PARALELO	
NP	NUMERO DE PASOS EN LOS TUBOS	
NRET	NUMERO DE REYNOLDS PARA LOS TUBOS	
NTC	NUMERO DE TUBOS POR CAMBIADOR	
PA	PRESION ATMOSFERICA	PSIG
PM	PESO MOLECULAR DEL AIRE	LB/LB-MOL
Q	CARGA DE CALOR	BTU/HR
ROA	DENSIDAD DEL AIRE	LB/FT ³
ROFDT	DENSIDAD DEL FLUIDO DENTRO DE TUBOS	LB/FT ³
SP	ESPACIAMIENTO DE LAS ALETAS	IN
RDF	FACTOR DE INSCRUSTACION PARA EL FLUIDO DENTRO DE TUBOS.	HR FT ² (GF/FT)/BTU
TCI	TEMPERATURA DEL FLUIDO CALIENTE A LA ENTRADA.	GF

TCO	TEMPERATURA DEL FLUIDO CALIENTE A LA SALIDA)	-212- GF
TEMPRO	TEMPERATURA A LA QUE SE CALCULAN LAS PROPIEDADES FISICAS	GF
TPI	TEMPERATURA DEL FLUIDO FRIO A LA ENT.	GF
TPO	TEMPERATURA DEL FLUIDO FRIO A LA SAL.	GF
TW	TEMPERATURA DE PARED	GF
U	COEFICIENTE TOTAL DE TRANSFERENCIA DE CALOR	BTU/HR FT ² (GF/FT)
WA	GASTO DE AIRE	LB/HR
WTDH	ANCHO DEL EQUIPO	FT
WT	GASTO DEL FLUIDO DENTRO DE TUBOS	LB/HR

NOTA:

Quando una "R" siga el nombre de una variable que se refiera a una propiedad física significa que su valor proviene de la rutina CALPFI

NOMENCLATURA PARA EL PROGRAMA CONDIF

-213-

A	VARIABLE AUXILIAR	
AC	AREA REQUERIDA PARA CONDENSACION	FT²
AFT	AREA DE FLUJO DE UN TUBO	FT²
AOS	AREA DE FLUJO DE LA CORAZA	FT²
AS	AREA INUNDADA	FT²
AST	AREA SUPERFICIAL DE UN TUBO	FT²/FT
AT	AREA TOTAL REQUERIDA	FT²
ATD	AREA TOTAL DISPONIBLE	FT²
B	VARIABLE AUXILIAR	
BS	ESPACIAMIENTO ENTRE BAPPLES	IN
CLARO	SEPARACION ENTRE TUBOS	IN
CSHL	CARGA DE CALOR SENSIBLE POR CONDENSACION	BTU/HR
CFM	CAPACIDAD CALORIFICA DE LA MEZCLA	BTU/LB GF
DE	DIAMETRO EQUIVALENTE PARA LA CORAZA	FT
DELPR	CAIDA DE PRESION DEBIDA AL RETORNO	PSI
DELPS	CAIDA DE PRESION EN LA CORAZA	PSI
DELPT	CAIDA DE PRESION EN LOS TUBOS	PSI
DELTAT	DIFERENCIA DE TEMPERATURAS LOGARITMICA MEDIA PONDERADA	GF
DELTW	INCREMENTO EN LA TEMPERATURA DEL AGUA EN UN INTERVALO	GF
DELTWT	SUMA DE LOS INCREMENTOS EN LA TEMPERATURA DEL AGUA	GF
DFPS	DATOS PARA CALCULAR EL FACTOR DE FRICCION PARA EL LADO DE LA CORAZA	
DFPT	DATOS PARA CALCULAR EL FACTOR DE FRICCION PARA EL LADO DE LOS TUBOS	
DI	DIAMETRO INTERNO DE LOS TUBOS	IN
DRES	DATOS DEL NUMERO DE REYNOLDS PARA LA CORAZA PARA CALCULAR EL FACTOR DE FRICCION	
DRET	DATOS DEL NUMERO DE REYNOLDS PARA LOS TUBOS PARA CALCULAR EL FACTOR DE FRICCION	
DS	DIAMETRO INTERNO DE LA CORAZA	FT
DSI	DIAMETRO INTERNO DE LA CORAZA	IN
DTI	DIFERENCIA DE TEMPERATURAS PARA CADA INTERVALO	GF

FC	FACTOR DE CORRECCION PARA HI DEBIDO AL DIAMETRO INTERNO DE LOS TUBOS	
FFS	FACTOR DE FRICCION PARA LA CORAZA	
FPT	FACTOR DE FRICCION PARA LOS TUBOS	
GPP	MASA VELOCIDAD	LB/HR FT
GS	MASA VELOCIDAD PARA LA CORAZA	LB/HR FT ²
GT	MASA VELOCIDAD PARA LOS TUBOS	LB/HR FT ²
HI	COEFICIENTE INTERNO DE TRANSFERENCIA DE CALOR	BTU/HR FT ² GF
HIO	COEFICIENTE INTERNO DE TRANSFERENCIA DE CALOR REFERIDO AL DIAMETRO EXTERNO	BTU/HR FT ² GF
HL	ENTALPIA DE LIQUIDO	BTU/LB
HLN	ENTALPIA DE LIQUIDO	BTU/HR
HLT	ENTALPIA DE LIQUIDO TOTAL PARA UN INTERVALO	BTU/HR
HLX	ENTALPIA DE LIQUIDO PARA EL COMPONENTE X	BTU/HR
HO	COEFICIENTE EXTERNO DE TRANSFERENCIA DE CALOR	BTU/HR FT ² GF
HOS	COEFICIENTE EXTERNO DE TRANSFERENCIA DE CALOR SUPUESTO	BTU/HR FT ² GF
HT	ENTALPIA TOTAL PARA UN INTERVALO	BTU/HR
HV	ENTALPIA DE VAPOR	BTU/LB
HVN	ENTALPIA DE VAPOR	BTU/HR
HVT	ENTALPIA TOTAL DEL VAPOR PARA UN INTERVALO	BTU/HR
HVX	ENTALPIA DE VAPOR PARA EL COMPONENTE X	BTU/HR
ICHO	CONTADOR DE ITERACIONES PARA LA CONVERGENCIA DE HO.	
ICTB	CONTADOR DE ITERACIONES PARA LA CONVERGENCIA DE LA TEMPERATURA DE BURBUJA	
ICTR	CONTADOR DE ITERACIONES PARA LA CONVERGENCIA DE LA TEMPERATURA DE ROCIO	
ICVEL	CONTADOR DE ITERACIONES PARA LA CONVERGENCIA DE LA RELACION VAPOR/LIQUIDO EN UN INTERVALO	
IFORM	TIPO DE PITCH	
	1 = PITCH	
	2 = PITCH	

K	BANDERA	
KK	BANDERA	
KE	CONSTANTES DE EQUILIBRIO PARA COMPONENTES EN UN INTERVALO	
KKI	CONSTANTES DE EQUILIBRIO PARA UN COMPONENTE A LAS TEMPERATURAS TKE	
KM	CONDUCTIVIDAD TERMICA DE LA MEZCLA (LIQUIDO)	BTU/HR FT ² GF
KPL	PRODUCTO DE LAS CONSTANTES DE EQUILIBRIO POR LA CANTIDAD DE LIQUIDO PARA CADA COMPONENTE	LB MOL/HR
KPLT	SUMA DE LOS PRODUCTOS KPL	LB MOL/HR
L	FLUJO DE LIQUIDO PARA CADA COMPONENTE A LA TEMPERATURA DE BURBUJA	LB MOL/HR
LI	CANTIDAD DE LIQUIDO FORMADO DESDE EL INICIO DEL PRIMER INTERVALO HASTA EL FINAL DEL INTERVALO CONSIDERADO, PARA CADA COMPONENTE.	LB MOL/HR
LIT	CANTIDAD TOTAL DE LIQUIDO FORMADO DESDE EL INICIO DEL PRIMER INTERVALO HASTA EL FINAL DEL INTERVALO CONSIDERADO.	LB MOL/HR
LC	CANTIDAD DE LIQUIDO FORMADO ANTES DEL INTERVALO QUE SE ESTA CONSIDERANDO, PARA CADA COMPONENTE.	LB MOL/HR
LCT	CANTIDAD TOTAL DE LIQUIDO FORMADO ANTES DEL INTERVALO QUE SE ESTA CONSIDERANDO.	LB MOL/HR
IMTD	DIFERENCIA DE TEMPERATURAS LOGARITMICA MEDIA PARA CADA INTERVALO.	GF
LOT	LONGITUD DE TUBOS	FT
LP	CANTIDAD DE LIQUIDO FORMADO DURANTE EN INTERVALO CONSIDERADO, PARA CADA COMPONENTE.	LB MOL/HR
LPT	CANTIDAD TOTAL DE LIQUIDO FORMADO DURANTE EL INTERVALO QUE SE ESTA CONSIDERANDO.	LB MOL/HR
LT	FLUJO TOTAL DE LIQUIDO A LA SALIDA DEL ULTIMO INTERVALO	LB MOL/HR
M	NUMERO DE INTERVALOS MAS DOS	
MUM	VISCOSIDAD DE LA MEZCLA (LIQUIDO)	CP
MUMV	VISCOSIDAD DE LA MEZCLA (VAPOR)	CP
MUW	VISCOSIDAD DEL AGUA	CP
N	NUMERO DE COMPONENTES DE LA MEZCLA	
NI	NUMERO DE INTERVALOS	

NOC	NUMERO DE CRUCES MAS UNO	
NRES	NUMERO DE REYNOLDS PARA LA CORAZA	
NRET	NUMERO DE REYNOLDS PARA LOS TUBOS	
NT	NUMERO DE TUBOS	
OD	DIAMETRO EXTERNO DE LOS TUBOS	IN
PITCH	ARREGLO DE LOS TUBOS	IN
PM	PESO MOLECULAR	LB/LB MOL
PS	NUMERO DE PASOS EN LA CORAZA	
PT	NUMERO DE PASOS EN LOS TUBOS	
Q	DIFERENCIA DE ENTALPIAS ENTRE EN INICIO Y EL FINAL DE UN INTERVALO	BTU/HR
QAC	SUMA DE LAS DIFERENCIAS DE ENTALPIAS HASTA EL INTERVALO CONSIDERADO	BTU/HR
QT	CALOR TOTAL TRANSFERIDO	BTU/HR
RD	FACTOR DE ENSUCIAMIENTO	HR FT ² GF /BTU
RO	DENSIDAD DEL AGUA (DESPUES DE UNA INTERPOLACION)	LB/FT ³
ROM	DENSIDAD DE LA MEZCLA (LIQUIDO)	LB/FT ³
ROMV	DENSIDAD DE LA MEZCLA (VAPOR)	LB/FT ³
ROW	DENSIDAD DEL AGUA	LB/FT ³
SG	SPECIFIC GRAVITY DE LA MEZCLA (LIQUIDO)	
SUBM	INUNDACION	
TBIN	INCREMENTO EN LA TEMPERATURA DE BURBUJA EN EL METODO DE CONVERGENCIA	GF
TBS	TEMPERATURA DE BURBUJA SUPUESTA	GF
TCA	TEMPERATURA PROMEDIO ENTRE LA DE BURBUJA Y LA DE ROCIO	GF
TEM	TEMPERATURA A LA QUE SE CALCULA LA DENSIDAD O LA VISCOSIDAD DEL AGUA	GF
TEMPO	TEMPERATURAS A LAS QUE SE CALCULARON LAS PROPIEDADES FISICAS DE LA MEZCLA	GF
TF	TEMPERATURA PROMEDIO ENTRE TCA Y LA TEMPERATURA DE PARED	GF
TFA	TEMPERATURA PROMEDIO DEL AGUA	GF
TFI	TEMPERATURA DEL AGUA A LA ENTRADA	GF
TFO	TEMPERATURA DEL AGUA A LA SALIDA	GF
TI	TEMPERATURA A LA ENTRADA O SALIDA DE UN INTERVALO	GF
TKE	TEMPERATURAS A LAS QUE SE CALCULARON LAS CONSTANTES DE EQUILIBRIO Y LAS ENTALPIAS	

	PARA CADA COMPONENTE	GF	-217-
TRIN	INCREMENTO EN LA TEMPERATURA DE ROCIO EN EL METODO DE CONVERGENCIA	GF	
TRS	TEMPERATURA DE ROCIO SUPUESTA	GF	
TW	TEMPERATURA DEL AGUA A LA ENTRADA O SALIDA DE CADA INTERVALO	GF	
TWA	TEMPERATURA DE PARED	GF	
UA	RELACION $Q/LMTD$ PARA CADA INTERVALO	BTU/HR GF	
UAT	SUMA DE LAS RELACIONES UA	BTU/HR GF	
UC	COEFICIENTE GLOBAL DE TRANSFERENCIA DE CALOR PARA CONDENSACION LIMPIO	BTU/HR FT ² GF	
UCP	COEFICIENTE GLOBAL DE TRANSFERENCIA DE CALOR PARA CONDENSACION Y SUBENFRIAMIENTO LIMPIO	BTU/HR FT ² GF	
UD	COEFICIENTE GLOBAL DE TRANSFERENCIA DE CALOR PARA DISEÑO	BTU/HR FT ² GF	
UST	NUMERO DE TUBOS NO SUMERGIDOS		
V	CANTIDAD DE VAPOR A LA ENTRADA PARA CADA COMPONENTE	LB MOL/HR	
VAP	CANTIDAD TOTAL DE VAPOR REMANENTE	LB MOL/HR	
VEK	RELACION VAPOR/CONSTANTE DE EQUILIBRIO PARA CADA COMPONENTE	LB MOL/HR	
VEKT	SUMA DE LAS RELACIONES VEK	LB MOL/HR	
VEL	VELOCIDAD	FT/SEG	
VELC	RELACION VAPOR/LIQUIDO CALCULADA PARA UN IN- TERVALO		
VELIN	INCREMENTO A LA RELACION VELS EN UN INTERVALO EN EL METODO DE CONVERGENCIA		
VELS	RELACION VAPOR/LIQUIDO SUPUESTA PARA UN INTER- VALO.		
VSLI	VARIABLE AUXILIAR QUE SE UTILIZA PARA SALVAR LOS VALORES DE LI EN ITERACIONES SUCEASIVAS	LB MOL/HR	
VSLC	VARIABLE AUXILIAR QUE SE UTILIZA PARA SALVAR LOS VALORES DE LC EN ITERACIONES SUCEASIVAS	LB MOL/HR	
VSLP	VARIABLE AUXILIAR QUE SE UTILIZA PARA SALVAR LOS VALORES DE LP EN ITERACIONES SUCEASIVAS	LB MOL/HR	
VT	FLUJO TOTAL DE VAPOR A LA ENTRADA	LB MOL/HR	
W	FLUJO TOTAL DE VAPOR A LA ENTRADA PARA CADA COMPONENTE	LB/HR	

WF	GASTO REQUERIDO DE AGUA DE ENFRIAMIENTO	LB/HR
WT	GASTO TOTAL DE VAPOR A LA ENTRADA	LB/HR
Y	FLUJO DE VAPOR A LA ENTRADA PARA CADA COMPONENTE	LB MOL/HR
YP	FLUJO DE VAPOR REMANENTE A LA ENTRADA DE UN INTERVALO PARA CADA COMPONENTE	LB MOL/HR
YPT	FLUJO TOTAL DE VAPOR REMANENTE A LA ENTRADA DE UN INTERVALO	LB MOL/HR
YT	FLUJO TOTAL DE VAPOR A LA ENTRADA	LB MOL/HR
YY	VARIABLE AUXILIAR	
ZZ	VARIABLE AUXILIAR	

NOTA.-Cuando una "R" sigue al nombre de una variable significa que es producto de una interpolación.

NOMENCLATURA PARA EL PROGRAMA INCOND

-219-

A	AREA TOTAL	FT ²
AA	VARIABLE AUXILIAR	
AAA	VARIABLE AUXILIAR	
AC	AREA REQUERIDA PARA LA CONDENSACION	FT ²
ADT	AREA DISPONIBLE TOTAL	FT ²
AOS	AREA DE FLUJO DE LA CORAZA	FT ²
APP	AREA POR PIE LINEAL (TUBOS)	FT ² /FT
AT	AREA DE FLUJO DE LOS TUBOS	FT ²
B	VARIABLE AUXILIAR	
BB	VARIABLE AUXILIAR	
CFL	CAPACIDAD CALORIFICA DEL FLUIDO CONDENSANTE LIQUIDO	BTU/LB GF
CFV	CAPACIDAD CALORIFICA DEL FLUIDO CONDENSANTE VAPOR	BTU/LB GF
CLARO	DISTANCIA DE TUBO A TUBO	FT
CLIME	CAPACIDAD CALORIFICA DEL LIQUIDO DEL MEDIO DE ENFRIAMIENTO	BTU/LB GF
CIME	CAPACIDAD CALORIFICA DEL MEDIO DE ENFRIAMIENTO	BTU/LB GF
CIMEI	CAPACIDAD CALORIFICA DEL MEDIO DE ENFRIAMIENTO A LA ENTRADA	BTU/LB GF
CIMEO	CAPACIDAD CALORIFICA DEL MEDIO DE ENFRIAMIENTO A LA SALIDA	BTU/LB GF
CMBLI	CAPACIDAD CALORIFICA DEL MEDIO DE ENFRIAMIENTO LIQUIDO A LA ENTRADA	BTU/LB GF
CMELO	CAPACIDAD CALORIFICA DEL MEDIO DE ENFRIAMIENTO LIQUIDO A LA SALIDA	BTU/LB GF
CPME	CAPACIDAD CALORIFICA PROMEDIO DEL MEDIO DE ENFRIAMIENTO	BTU/LB GF
CP1	CAPACIDAD CALORIFICA DEL FLUIDO CONDENSANTE (VAPOR O LIQUIDO) A LA ENTRADA	BTU/LB GF
CP2	CAPACIDAD CALORIFICA DEL FLUIDO CONDENSANTE (VAPOR O LIQUIDO) A LA SALIDA	BTU/LB GF

DE	DIAMETRO EQUIVALENTE PARA LA CORAZA	FT
DELPBK	CAIDA DE PRESION A CONTRACORRIENTE PARA UNA SECCION IDEAL	PSI
DELPF	CAIDA DE PRESION EN LOS TUBOS	PSI
DELPL	CAIDA DE PRESION PARA LA FASA LIQUIDA EN LOS TUBOS	PSI
DELPR	CAIDA DE PRESION PARA EL RETORNO	PSI
DELPS	CAIDA DE PRESION EN LA CORAZA	PSI
DELPT	CAIDA DE PRESION EN LOS TUBOS	PSI
DELPV	CAIDA DE PRESION PARA LA PASE VAPOR EN LOS TUBOS	PSI
DELPWK	CAIDA DE PRESION PARA UNA VENTANA DE SECCION IDEAL	PSI
DELSB	CLARO DIAMETRAL CORAZA-BAPFLE	IN
DELTAE	CURVA DE EXCESOS DE TEMPERATURAS	GF
DELTC	DIFERENCIA DE TEMPERATURAS DEBIDA A LA CONDENSACION	GF
DEL TIN	DIFERENCIA DE TEMPERATURA DEBIDA AL FLUIDO INTERNO (POR LOS TUBOS)	GF
DEL TO	DIFERENCIA DE TEMPERATURA DEBIDA AL FLUIDO EXTERNO (FUERA DE TUBOS)	GF
DEL TO1	DIFERENCIA DE TEMPERATURAS DEBIDA AL FLUIDO EXTERNO A LA ENTRADA	GF
DEL TO2	DIFERENCIA DE TEMPERATURA DEBIDA AL FLUIDO EXTERNO A LA SALIDA	GF
DEL TP	LMTD PONDERADA	GF
DEL TS	DIFERENCIA DE TEMPERATURAS DEBIDA AL ENSUCIAMIENTO	GF
DEL TW	DIFERENCIA DE TEMPERATURAS DEBIDA A LA PARED DEL TUBO	GF
DEL TIN1	DIFERENCIA DE TEMPERATURAS DEBIDA AL FLUIDO INTERNO (DENTRO DE TUBOS) A LA ENTRADA	GF
DEL TIN2	DIFERENCIA DE TEMPERATURAS DEBIDA AL FLUIDO INTERNO (DENTRO DE TUBOS) A LA SALIDA	GF
DEFS	DATOS PARA EL FACTOR DE FRICCION PARA LA CORAZA	
DEFT	DATOS PARA EL FACTOR DE FRICCION PARA LOS TUBOS	

DI	DIAMETRO INTERNO DE LOS TUBOS	FT
DO	DIAMETRO EXTERNO DE LOS TUBOS	FT
DOTL	LIMITE DE LA CORAZA AL TUBO MAS EXTERNO	IN
DRES	DATOS DEL NUMERO DE REYNOLDS PARA LA CORAZA	
DRET	DATOS DEL NUMERO DE REYNOLDS PARA LOS TUBOS	
DS	DIAMETRO INTERNO DE LA CORAZA	IN
DW	DIAMETRO EQUIVALENTE DE VENTANA	IN
F	FACTOR DE FRICCION	
FBP	FRACCION DE AREA DE FLUJO CRUZADO DISPONIBLE PARA FLUJO BY-PASS	
FC	FRACCION TOTAL DE FLUJO CRUZADO ENTRE LOS TUBOS	
FPS	FACTOR DE FRICCION PARA LA CORAZA	FT ² /IN ²
FI	RELACION DE VISCOSIDADES	
FK	FACTOR DE FRICCION PARA UN BANCO IDEAL DE TUBOS	
FL	FACTOR DE FRICCION PARA LA FASE LIQUIDA	
FT	FACTOR DE CORRECCION PARA LA INTD	
FV	FACTOR DE FRICCION PARA LA FASE VAPOR	
GAMMA	MASA VELOCIDAD DE CONDENSADO POR UNIDAD DE PERIMETRO	LB/HR FT
GPP	MASA VELOCIDAD	LB/HR FT ²
GS	MASA VELOCIDAD EN LA CORAZA	LB/HR FT ²
GT	MASA VELOCIDAD EN LOS TUBOS	LB/HR FT ²
GTL	MASA VELOCIDAD DE LA FASE LIQUIDA EN LOS TUBOS	LB/HR FT ²
GTV	MASA VELOCIDAD DE LA FASE VAPOR EN LOS TUBOS	LB/HR FT ²
HC	COEFICIENTE DE TRANSFERENCIA DE CALOR PARA EL CONDENSADO	BTU/HR FT ² GF
HCl	COEFICIENTE DE TRANSFERENCIA DE CALOR PARA EL CONDENSADO A LA ENTRADA	BTU/HR FT ² GF
HC2	COEFICIENTE DE TRANSFERENCIA DE CALOR PARA EL CONDENSADO A LA SALIDA	BTU/HR FT ² GF
HE	COEFICIENTE DE TRANSFERENCIA DE CALOR PARA EL MEDIO DE ENFRIAMIENTO	BTU/HR FT ² GF

HIO	COEFICIENTE DE TRANSFERENCIA DE CALOR INTERNO REFERIDO AL DIAMETRO EXTERNO	BTU/HR FT ² GF
HIO1	COEFICIENTE DE TRANSFERENCIA DE CALOR INTERNO REFERIDO AL DIAMETRO EXTERNO A LA ENTRADA	BTU/HR FT ² GF
HIO2	COEFICIENTE DE TRANSFERENCIA DE CALOR INTERNO REFERIDO AL DIAMETRO EXTERNO A LA SALIDA	BTU/HR FT ² GF
HK	COEFICIENTE DE TRANSFERENCIA DE CALOR PARA UN BANCO DE TUBOS IDEAL	BTU/HR FT ² GF
HO	COEFICIENTE DE TRANSFERENCIA DE CALOR EXTERNO	BTU/HR FT ² GF
HO1	COEFICIENTE DE TRANSFERENCIA DE CALOR EXTERNO A LA ENTRADA	BTU/HR FT ² GF
HO2	COEFICIENTE DE TRANSFERENCIA DE CALOR EXTERNO A LA SALIDA	BTU/HR FT ² GF
HS	COEFICIENTE DE TRANSFERENCIA DE CALOR DEBIDO AL ENSUCIAMIENTO	BTU/HR FT ² GF
HW	COEFICIENTE DE TRANSFERENCIA DE CALOR DEBIDO A LA PARED DEL TUBO	BTU/HR FT ² GF
IARREG	TIPO DE ARREGIO PARA EL INTERCAMBIADOR (VER SUBROUTINA PACCOR)	
ICONA	CONTADOR DE ITERACIONES PARA EL AJUSTE DEL AREA	
ICONHC	CONTADOR DE ITERACIONES PARA EL AJUSTE DE HC	
ICONTW	CONTADOR DE ITERACIONES PARA EL AJUSTE DE LA TEMPERATURA DE PARED	
IFCON	INDICE DE FASE DEL CONDENSADO =1 DOS FASES A LA ENTRADA =2 UNA FASE A LA ENTRADA	
IFME	INDICE DE FASE DEL MEDIO DE ENFRIAMIENTO =1 SIN CAMBIO DE FASE =2 CON CAMBIO DE FASE	
IFORLA	TIPO DE ARREGIO PARA LOS TUBOS =1 PITCH CUADRADO =3 PITCH CUADRADO ROTADO =2 PITCH TRIANGULAR =4 PITCH TRIANGULAR ROTADO	

ILME	INDICE DE LUGAR DEL MEDIO DE ENFRIAMIENTO	
	-1. POR LA CORAZA	
	-2 POR LOS TUBOS	
ITIPOT	TIPO DE TUBOS	
	-1 TUBOS HORIZONTALES	
	-2 TUBOS VERTICALES	
JB	FACTOR DE CORRECCION PARA EFECTOS DE BY-PASS EN LOS HACES	
JC	FACTOR DE CORRECCION PARA EFECTOS DE LA CONFIGURACION EN LOS BAFFLES	
JH	FACTOR UTILIZADO POR EL METODO DE KERN PARA CALCULAR EL COEFICIENTE INTERNO DE TRANSFERENCIA DE CALOR.	
JK	FACTOR DE CORRECCION PARA UN BANCO DE TUBOS IDEAL	
JL	FACTOR DE CORRECCION PARA EFECTOS DE DISPERSION EN LOS BAFFLES	
JR	FACTOR DE CORRECCION PARA UN GRADIENTE ADVERSO DE TEMPERATURAS	
JRA	FACTOR DE CORRECCION PARA UN GRADIENTE ADVERSO DE TEMPERATURAS A NUMEROS DE REYNOLDS BAJOS	
KAME	CONDUCTIVIDAD TERMICA DEL MEDIO DE ENFRIAMIENTO	BTU/HR FT ² GF
KPL	CONDUCTIVIDAD TERMICA DEL FLUIDO CONDENSANTE LIQUIDO	BTU/HR FT ² GF
KPV	CONDUCTIVIDAD TERMICA DEL FLUIDO CONDENSANTE	BTU/HR FT ² GF
KLME	CONDUCTIVIDAD TERMICA DEL LIQUIDO DEL MEDIO DE ENFRIAMIENTO	BTU/HR FT ² GF
KW	CONDUCTIVIDAD TERMICA DEL TUBO	BTU/HR FT ² GF
LC	CORTE EN LOS BAFFLES	IN
LMTD	DIFERENCIA DE TEMPERATURAS LOGARITMICA MEDIA	GF
LS	ESPACIAMIENTO ENTRE BAFFLES	IN
LT	LONGITUD DE LOS TUBOS	FT
M	VARIABLE AUXILIAR	
MEDIA	PROMEDIO DE LOS EXCESOS DE TEMPERATURA	GF
MUPL	VISCOSIDAD DEL FLUIDO CONDENSANTE(LIQUIDO)	CP

MUPV	VISCOCIDAD DEL FLUIDO CONDENSANTE(VAPOR)	CP
MULME	VISCOCIDAD DEL LIQUIDO DEL MEDIO DE ENFRIAMIENTO	CP
MUMB	VISCOCIDAD DEL MEDIO DE ENFRIAMIENTO	CP
MUVME	VISCOCIDAD DEL VAPOR DEL MEDIO DE ENFRIAMIENTO	CP
NB	NUMERO DE BAPFLES	
NC	NUMERO DE TUBOS EN LA HILERA CENTRAL	
NCP	NUMERO DE CUERPOS EN PARALELO	
NCW	NUMERO EFECTIVO DE HILERAS EN FLUJO CRUZADO POR CADA VENTANA	
NOC	NUMERO DE CRUCES	
NPR	NUMERO DE PRANDTL	
NPT	NUMERO DE PASOS EN LOS TUBOS	
NREL	NUMERO DE REYNOLDS PARA LA FASE LIQUIDA	
NRES	NUMERO DE REYNOLDS PARA LA CORAZA	
NRET	NUMERO DE REYNOLDS PARA LOS TUBOS	
NREV	NUMERO DE REYNOLDS PARA LA FASE VAPOR	
PCC	POR CIENTO DE CORTE EN LOS BAPFLES	
PI	3.1416	
PITCH	ARREGLO EN LOS TUBOS	FT
PN	PITCH NORMAL AL FLUJO	IN
PP	DISTANCIA DE CENTRO A CENTRO DE LOS TUBOS	IN
PPP	PITCH PARALELO AL FLUJO	IN
Q	DATOS DE CALOR TRANSFERIDO PARA LA CURVA DE CONDENSACION	BTU/HR
QT	CALOR TOTAL TRANSFERIDO	BTU/HR
RB	FACTOR DE CORRECCION PARA FLUJO BY-PASS	
REDEL	RELACION ENTRE LA SUMATORIA DE LOS INCREMENTOS DE TEMPERATURA Y LA TEMPERATURA LOGARITMICA MEDIA PONDERADA	

RELN	RELACION NS/NC	
RI	FACTOR DE ENSUCIAMIENTO INTERNO	HR FT ² GF/BTU
RL	FACTOR DE CORRECCION PARA EFECTOS DE DISPERSION EN LOS BAFFLES	
RO	FACTOR DE ENSUCIAMIENTO EXTERNO	HR FT ² GF/BTU
ROFL	DENSIDAD DEL FLUIDO CONDENSANTE(LIQUIDO)	LB/FT ³
ROFV	DENSIDAD DEL FLUIDO CONDENSANTE(VAPOR)	LB/FT ³
ROLI	DENSIDAD DEL LIQUIDO A LA ENTRADA	LB/FT ³
ROIME	DENSIDAD DEL LIQUIDO DEL MEDIO DE ENFRIAMIENTO	LB/FT ³
ROLO	DENSIDAD DEL LIQUIDO A LA SALIDA	LB/FT ³
ROME	DENSIDAD DEL MEDIO DE ENFRIAMIENTO	LB/FT ³
ROMI	VARIABLE AUXILIAR	
ROMO	VARIABLE AUXILIAR	
ROVI	DENSIDAD DEL VAPOR A LA ENTRADA	LB/FT ³
ROVME	DENSIDAD DEL VAPOR DEL MEDIO DE ENFRIAMIENTO	LB/FT ³
ROVO	DENSIDAD DEL VAPOR A LA SALIDAD	LB/FT ³
RS	SUMA DE LOS FACTORES DE ENSUCIAMIENTO	HR FT ² GF/BTU
RW	RESISTENCIA DE LA PARED	HR FT ² GF/BTU
SDELP	SUMA DE LOS INCREMENTOS DE TEMPERATURA PARCIALES	GF
SG	SPECIFIC GRAVITY	
SM	AREA MAXIMA DE FLUJO CRUZADO	IN ²
SME	SPECIFIC GRAVITY DEL MEDIO DE ENFRIAMIENTO	
SN	SUMA DE NC Y NCW	
SSB	AREA DE FUGA TUBO-BAFFLE	IN ²
STB	AREA DE FUGA PARA UN BAFFLE(CUBIERTA-BAFFLE)	IN ²
SUMT	VARIABLE AUXILIAR	
SW	AREA DE FLUJO ATRAVES DE LA VENTANA	IN ²
SWG	AREA DE LA VENTANA PARA UN FLUJO DIRECTO	IN ²
SWT	AREA DE FLUJO EN LA VENTANA OCUPADA POR LOS TUBOS	IN ²
TAF	TEMPERATURA PROMEDIO DEL FLUIDO FRIO	GF
TC	DATOS DE TEMPERATURA PARA LA CURVA DE CONDENSACION	GF
TCA	TEMPERATURA PROMEDIO DEL FLUIDO CALIENTE	GF
TCI	TEMPERATURA DEL FLUIDO CALIENTE A LA ENTRADA	GF

TCO	TEMPERATURA DEL FLUIDO CALIENTE A LA SALIDA	GF
TEPFL	TEMPERATURAS A LAS QUE SE CALCULARON LAS PROPIEDADES FISICAS DEL FLUIDO CALIENTE LIQUIDO	GF
TEPFV	TEMPERATURAS A LAS QUE SE CALCULARON LAS PROPIEDADES FISICAS DEL FLUIDO CALIENTE VAPOR	GF
TEPML	TEMPERATURAS A LAS QUE SE CALCULARON LAS PROPIEDADES DEL MEDIO DE ENFRIAMIENTO LIQUIDO	GF
TEPMV	TEMPERATURAS A LAS QUE SE CALCULARON LAS PROPIEDADES FISICAS DEL MEDIO DE ENFRIAMIENTO VAPOR	GF
TETAB	ANGULO DE CORTE EN LOS BAPPLES	RADIANES
TF	CURVA DE ENFRIAMIENTO	GF
TFI	TEMPERATURA DEL MEDIO DE ENFRIAMIENTO A LA ENTRADA	GF
TFO	TEMPERATURA DEL MEDIO DE ENFRIAMIENTO A LA SALIDA	GF
TJM	CURVA DE DIFERENCIAS DE TEMPERATURES	GF
TJMI	CURVA EXCESOS	GF
TP	TEMPERATURA PROMEDIO DEL MEDIO DE ENFRIAMIENTO	GF
TV	TEMPERATURA DE EBULLICION DEL FLUIDO CALIENTE	GF
TW	TEMPERATURA DE LA PARED	GF
TWS	TEMPERATURA DE LA PARED SUPUESTA	GF
UC	COEFICIENTE DE TRANSFERENCIA DE CALOR GLOBAL LIMPIO	BTU/HR FT ² GF
UD	COEFICIENTE DE TRANSFERENCIA DE CALOR GLOBAL SUCIO	BTU/HR FT ² GF
V	VELOCIDAD	FT/SEG
WF	GASTO POR UN TUBO	LB/HR
WFLI	GASTO DE LIQUIDO A LA ENTRADA (FLUIDO CAL.)	LB/HR
WFLO	GASTO DE LIQUIDO A LA SALIDA (FLUIDO CAL.)	LB/HR
WFVI	GASTO DE VAPOR A LA ENTRADA (FLUIDO CAL.)	LB/HR
WFVO	GASTO DE VAPOR A LA SALIDA (FLUIDO CAL.)	LB/HR
WI	GASTO DE INCONDENSABLES	LB/HR

WLP	GASTO PROMEDIO DE LIQUIDO	LB/HR
WMELI	GASTO DEL MEDIO DE ENFRIAMIENTO LIQUIDO A LA ENTRADA	LB/HR
WMSLO	GASTO DEL MEDIO DE ENFRIAMIENTO LIQUIDO A LA SALIDA	LB/HR
WMEVI	GASTO DEL MEDIO DE ENFRIAMIENTO VAPOR A LA ENTRADA	LB/HR
WMEVO	GASTO DEL MEDIO DE ENFRIAMIENTO VAPOR A LA SALIDA	LB/HR
WO1	GASTO TOTAL DE VAPOR A LA ENTRADA INCLUYENDO EL INCONDENSABLE	LB/HR
WO2	GASTO TOTAL DE VAPOR A LA SALIDA INCLUYENDO EL INCONDENSABLE	LB/HR
WT	GASTO TOTAL DEL FLUIDO CALIENTE INCLUYENDO EL INCONDENSABLE	LB/HR
WTI	GASTO TOTAL DEL FLUIDO CALIENTE A LA ENTRADA	LB/HR
WTL	GASTO PROMEDIO DE LIQUIDO	LB/HR
WTV	GASTO PROMEDIO DE VAPOR	LB/HR
WVP	GASTO PROMEDIO DE VAPOR	LB/HR
WW	GASTO TOTAL DEL MEDIO DE ENFRIAMIENTO	LB/HR
X	VARIABLE AUXILIAR	
XI	FRACCION DE VAPOR A LA ENTRADA	
XO	FRACCION DE VAPOR A LA SALIDA	
XTT	PARAMETRO USADO EN LA EC. DE YOCKHART-MARTINELLI	
X1	VARIABLE AUXILIAR	
X2	VARIABLE AUXILIAR	
X3	VARIABLE AUXILIAR	
YL	VARIABLE AUXILIAR	
Z	VARIABLE AUXILIAR	
ZZ	VARIABLE AUXILIAR	

NO MENCLATURA PARA EL PROGRAMA RBE

-228-

A	AREA REQUERIDA	FT ²
AB	AREA DE FLUJO DE LOS BAFFLES	FT ²
ADT	AREA DISPONIBLE TOTAL	FT ²
AL	AREA DE FUGA DE LOS BAFFLES	FT ²
ANI	AREA DE FLUJO DEL NOZZLE A LA ENTRADA	FT ²
ANO	AREA DE FLUJO DEL NOZZLE A LA SALIDA	FT ²
APF	AREA DE FLUJO POR PIE LINEAL (TUBOS)	FT ² /FT
AS	AREA DE FLUJO ENTRE LOS BAFFLES	FT ²
AT	AREA DE FLUJO DE LOS TUBOS	FT ²
CF	CAPACIDAD CALORIFICA DEL FLUIDO CALIENTE	BTU/LB GF
CLM	PARAMETRO PARA LA CORRELACION DE FLUJO LAMINAR (TRANSFERENCIA DE CALOR)	BTU/LB GF
CLIME	CAPACIDAD CALORIFICA DEL LIQUIDO DEL MEDIO DE ENFRIAMIENTO	BTU/LB GF
CL	COEFICIENTE DE GEOMETRIA PARA LA CORRELACION DEL COEFICIENTE DE TRANSFERENCIA DE CALOR FLUJO LAMINAR	BTU/LB GF
CLME	CAPACIDAD CALORIFICA DEL MEDIO DE ENFRIAMIENTO	BTU/LB GF
CNI	COEFICIENTE DE RESISTENCIA AL FLUJO EN EL NOZZLE DE ENTRADA	
CNO	COEFICIENTE DE RESISTENCIA AL FLUJO EN EL NOZZLE DE SALIDA	
CT	COEFICIENTE DE GEOMETRIA PARA LA CORRELACION DEL COEFICIENTE DE TRANSFERENCIA DE CALOR FLUJO TURBULENTO	
CTM	PARAMETRO PARA LA CORRELACION DEL COEFICIENTE DE TRANSFERENCIA DE CALOR FLUJO TURBULENTO	
C1	VARIABLE AUXILIAR	
C2	VARIABLE AUXILIAR	
DBI	DIAMETRO INTERNO DEL ARCO DEL BAFFLE	FT
DEO	DIAMETRO EXTERNO DEL ARCO DEL BAFFLE	FT
DC	DIAMETRO DE LA CORAZA	FT
DELFB	CAIDA DE PRESION A TRAVES DE LOS BAFFLES	PSI

DELPF	CAIDA DE PRESION DEL LADO DE LOS TUBOS O CAIDA DE PRESION ENTRE LOS BAFFLES	PSI
DELPF	CAIDA DE PRESION PARA LA FASE LIQUIDA	PSI
DELPNI	CAIDA DE PRESION EN EL NOZZLE DE ENTRADA	PSI
DELPNO	CAIDA DE PRESION EN EL NOZZLE DE SALIDA	PSI
DELPB	CAIDA DE PRESION EN EL RETORNO	PSI
DELPB	CAIDA DE PRESION EN LA CORAZA	PSI
DELPB	CAIDA DE PRESION EN LOS TUBOS	PSI
DELPV	CAIDA DE PRESION DE LA FASE VAPOR	PSI
DELTAT	DIFERENCIA DE TEMPERATURAS LOGARITMICA MEDIA CORREGIDA	GP
DELTC	CLARO RADIAL ENTRE LA CORAZA Y EL ARO DEL BAFFLE	FT
DEPRBE	CAIDA DE PRESION ATRAVES DEL HAZ DE TUBOS	PSI
DH	DIAMETRO EQUIVALENTE PARA CORRELACIONES DE TRANSFERENCIA DE CALOR	FT
DI	DIAMETRO INTERNO DE LOS TUBOS	FT
DNI	DIAMETRO INTERNO DEL NOZZLE	FT
DNO	DIAMETRO EXTERNO DEL NOZZLE	FT
DO	DIAMETRO EXTERNO DE LOS TUBOS	FT
DOTL	CLARO BAFFLE CORAZA	IN
DP	DIAMETRO EQUIVALENTE PARA CORRELACIONES DE CAIDA DE PRESION	FT
DR	DIAMETRO DE LAS VARILLAS DE SOPORTE	FT
DS	DIAMETRO DE LA CORAZA	IN
DT	DIAMETRO EXTERNO DE LOS TUBOS	IN
EPSIL	VARIABLE AUXILIAR	
EPSIT	VARIABLE AUXILIAR	
F	FACTOR DE FRICCION	
FPB	FACTOR DE FRICCION PARA LA PORCION SIN BAFFLES FLUJO TURBULENTO	
FI	RELACION DE VISCOSIDADES	
FIF	VARIABLE AUXILIAR	

FL	FACTOR DE FRICCION PARA LA FASE LIQUIDA	
FT	FACTOR DE CORRECCION	
FV	FACTOR DE FRICCION PARA LA FASE VAPOR	
GC	32.2	LBM FT/LBF SEC ²
GT	MASA VELOCIDAD	LB/HR FT ²
GTL	MASA VELOCIDAD PARA LA FASE LIQUIDA	LB/HR FT ²
GTV	MASA VELOCIDAD PARA LA FASE VAPOR	LB/HR FT ²
HE	COEFICIENTE DE TRANSFERENCIA DE CALOR PARA EL MEDIO DE ENFRIAMIENTO	BTU/HR FT ² GF
HIO1	COEFICIENTE DE TRANSFERENCIA DE CALOR PARA EL FLUIDO CALIENTE (NUSSELT)	BTU/HR FT ² GF
HIO2	COEFICIENTE DE TRANSFERENCIA DE CALOR PARA EL FLUIDO CALIENTE (BOYCO Y KRUSHILIN)	BTU/HR FT ² GF
HS	COEFICIENTE DE TRANSFERENCIA DE CALOR PARA LA CORAZA	BTU/HR FT ² GF
IARNEG	VER SUBROUTINA FACCOR	
ICONTW	CONTADOR DE ITERACIONES PARA EL AJUSTE DE LA TEMPERATURA DE PARED	
IFME	INDICE DE FASE DEL MEDIO DE ENFRIAMIENTO =1 SIN CAMBIO DE FASE =2 CON CAMBIO DE FASE	
INROD	NUMERO DE VARILLAS DE SOPORTE POR BAFFLE	
ITIPO	TIPO DE ARC PARA LOS BAFFLES =1 TIPO CIRCULAR =2 TIPO NO-CIRCULAR	
JH	FACTOR UTILIZADO POR EL METODO DE KERN PARA CALCULAR EL COEFICIENTE INTERNO DE TRANSFERENCIA DE CALOR	
KAME	CONDUCTIVIDAD TERMICA DEL MEDIO DE ENFRIAMIENTO	BTU/HR FT ² GF
KB	COEFICIENTE DE RESISTENCIA AL FLUJO EN LOS BAFFLES	

KF	CONDUCTIVIDAD TERMICA DEL FLUIDO CALIENTE	BTU/HR FT ² GF
KLME	CONDUCTIVIDAD TERMICA DEL MEDIO DE ENFRIAMIENTO (LIQUIDO)	BTU/HR FT ² GF
KW	CONDUCTIVIDAD TERMICA DE LOS TUBOS	BTU/HR FT ² GF
LB	ESPACIAMIENTO ENTRE BAFFLES	FT
LR	LONGITUD DE LA VARILLAS DE SOPORTE	FT
LRT	LONGITUD TOTAL DE LAS VARILLAS DE SOPORTE	FT
LT	LONGITUD DE TUBOS	FT
M	VARIABLE AUXILIAR	
MUF	VISCOSIDAD DEL FLUIDO CALIENTE	CP
MUFB	VISCOSIDAD DEL FLUIDO CALIENTE A LA TEMPERATURA DE PARED	CP
MUFI	VISCOSIDAD DEL FLUIDO CALIENTE A LA ENTRADA	CP
MUFO	VISCOSIDAD DEL FLUIDO CALIENTE A LA SALIDA	CP
MULME	VISCOSIDAD DEL LIQUIDO DEL MEDIO DE ENFRIAMIENTO	CP
MUME	VISCOSIDAD DEL MEDIO DE ENFRIAMIENTO	CP
MUMED	VISCOSIDAD DEL MEDIO DE ENFRIAMIENTO A LA TEMPERATURA DE PARED	CP
MUVME	VISCOSIDAD DEL VAPOR DEL MEDIO DE ENFRIAMIENTO	CP
NB	NUMERO DE BAFFLES	
NCP	NUMERO DE CUERPOS EN PARALELO	
NNU	NUMERO DE NUSSELT	
NPR	NUMERO DE PRANDTL	
NPS	NUMERO DE PASOS EN LA CORAZA	
NPT	NUMERO DE PASOS EN LOS TUBOS	
NREB	NUMERO DE REYNOLDS PARA FLUJO ATRAVES DE LOS BAFFLES	
NREH	NUMERO DE REYNOLDS PARA CORRELACIONES DE TRANSFERENCIA DE CALOR	
NREL	NUMERO DE REYNOLDS PARA LA FASE LIQUIDA	
NREP	NUMERO DE REYNOLDS PARA FLUJO LONGITUDINAL ENTRE BAFFLES	
NREPI	NREP A LA ENTRADA	

NREPO	NREP A LA SALIDA	
NRET	NUMERO DE REYNOLDS PARA LOS TUBOS	
NREV	NUMERO DE REYNOLDS PARA LA FASE VAPOR	
NTC	NUMERO DE TUBOS POR CAMBIADOR	
PI	3.1416	
PT	PITCH	IN
QT	CARGA DE CALOR TOTAL TRANSFERIDA	BTU/HR
RD	FACTOR DE ENSUCIAMIENTO	HR FT ² GF/BTU
RELABS	RELACION DE AREAS	
RELALS	RELACION DE AREAS	
ROF	DENSIDAD DEL FLUIDO CALIENTE	LB/FT ³
ROFI	DENSIDAD DEL FLUIDO CALIENTE A LA ENTRADA	LB/FT ³
ROFO	DENSIDAD DEL FLUIDO CALIENTE A LA SALIDA	LB/FT ³
ROLI	DENSIDAD DEL LIQUIDO A LA ENTRADA	LB/FT ³
ROIME	DENSIDAD DEL LIQUIDO DEL MEDIO DE ENFRIAMIENTO	LB/FT ³
ROLO	DENSIDAD DEL LIQUIDO A LA SALIDA	LB/FT ³
ROME	DENSIDAD DEL MEDIO DE ENFRIAMIENTO	LB/FT ³
ROMI	VARIABLE AUXILIAR	
ROMO	VARIABLE AUXILIAR	
ROVI	DENSIDAD DEL VAPOR A LA ENTRADA	LB/FT ³
ROVME	DENSIDAD DEL VAPOR DEL MEDIO DE ENFRIAMIENTO	LB/FT ³
ROVO	DENSIDAD DEL VAPOR A LA SALIDA	LB/FT ³
RW	RESISTENCIA DE LA PARED	HR FT ² GF/BTU
SME	SPECIFIC GRAVITY DEL MEDIO DE ENFRIAMIENTO	
SHOD	ESPACIAMIENTO ENTRE LAS VARILLAS	FT
TAC	TEMPERATURA PROMEDIO DEL FLUIDO CALIENTE	GF
TAF	TEMPERATURA PROMEDIO DEL FLUIDO FRIO	GF
TCI	TEMPERATURA DEL FLUIDO CALIENTE A LA ENTRADA	GF
TCO	TEMPERATURA DEL FLUIDO CALIENTE A LA SALIDA	GF
TEPF	TEMPERATURAS A LAS QUE SE CALCULAN LAS PROPIEDADES DEL FLUIDO CALIENTE	GF
TEPEL	TEMPERATURAS A LAS QUE SE CALCULAN LAS PROPIEDADES DEL LIQUIDO DEL MEDIO DE	

	ENFRIAMIENTO	GF
TEPMEV	TEMPERATURAS A LAS QUE SE CALCULARON LAS PROPIEDADES DEL VAPOR DEL MEDIO DE ENFRIAMIENTO	
TPI	TEMPERATURA DEL FLUIDO FRIO A LA ENTRADA	GF
TPO	TEMPERATURA DEL FLUIDO FRIO A LA SALIDA	GF
TS	TEMPERATURA DE EBULLICION DEL FLUIDO FRIO	GF
TWC	TEMPERATURA DE PARED CALCULADA	GF
TWS	TEMPERATURA DE PARED SUPUESTA	GF
UC	COEFICIENTE GLOBAL DE TRANSFERENCIA DE CALOR LIMPIO	BTU/HR FT² GF
UD	COEFICIENTE GLOBAL DE TRANSFERENCIA DE CALOR SUCIO	BTU/HR FT² GF
UDS	COEFICIENTE GLOBAL DE TRANSFERENCIA DE CALOR DE SERVICIO	BTU/HR FT² GF
V	VELOCIDAD	FT/SEG
VNI	VELOCIDAD EN EL NOZZLE A LA ENTRADA	FT/SEG
VNO	VELOCIDAD EN EL NOZZLE A LA SALIDA	FT/SEG
VS	VELOCIDAD ENTRE Baffles	FT/SEG
WBELI	GASTO DEL MEDIO DE ENFRIAMIENTO LIQUIDO A LA ENTRADA	LB/HR
WBELO	GASTO DEL MEDIO DE ENFRIAMIENTO LIQUIDO A LA SALIDA	LB/HR
WBEVI	GASTO DEL MEDIO DE ENFRIAMIENTO VAPOR A LA ENTRADA	LB/HR
WBEVO	GASTO DEL MEDIO DE ENFRIAMIENTO VAPOR A LA SALIDA	LB/HR
WS	GASTO DEL FLUIDO CALIENTE (CORAZA)	LB/HR
WTI	VARIABLE AUXILIAR	
WTL	GASTO DE LA FASE LIQUIDA	LB/HR
WTV	GASTO DE LA FASE VAPOR	LB/HR
WW	GASTO DEL MEDIO DE ENFRIAMIENTO	LB/HR
X	VARIABLE AUXILIAR	
AI	VARIABLE AUXILIAR	
XO	VARIABLE AUXILIAR	

Y VARIABLE AUXILIAR
YL VARIABLE AUXILIAR
Z VARIABLE AUXILIAR

CAPITULO VI.

APENDICES

C) BIBLIOGRAFIA

BIBLIOGRAFIA:

I. LIBROS

- 1.-CHEMICAL ENGINEER'S HANDBOOK
PERRY AND CHILTON, 5TH EDITION
McGRAW-HILL KOGAKUSHA
- 2.-PROCESS HEAT TRANSFER
D.Q.KERN, INTERNATIONAL STUDENT EDITION
McGRAW-HILL KOGAKUSHA
- 3.-PRINCIPIOS DE OPERACIONES UNITARIAS
A. S. FOUST, 9a. IMPRESION
CECSA

II. ARTICULOS

- 1.-APPROXIMATE MEAN TEMPERATURE DIFFERENCE
FOR CALCULATION OF HEAT EXCHANGERS
A.B.JARZEBSKI, A.I.LACHOWSKI, T.SZPONARSKI AND S.GASIOR
THE CANADIAN JOURNAL OF CHEMICAL ENGINEERING
VOL. 55, DECEMBER, 1977.
- 2.-AIR COOLERS, A PROCEDURE FOR PRELIMINARY ESTIMATES
ROBERT BROWN
CHEMICAL ENGINEERING MARCH 27, 1978
- 3.-AIR COOLER, PROCESS-DESIGN CRITERIA
V.GANAPATHY
CHEMICAL ENGINEERING MARCH 27, 1978
- 4.-AIR COOLERS, SPECIFYING AND RATING FANS
JHON GLASS
CHEMICAL ENGINEERING, MARCH 27, 1978

III.TESIS

-237-

1.-METODOLOGIA PARA EL DISEÑO DE REHERVIDORES TIPO KETTLE

EDUARDO GONZALEZ FLORES

UNIVERSIDAD IBEROAMERICANA,1975

2.-METODOLOGIA PARA EL DISEÑO DE EQUIPO PARA TRANSFERENCIA
DE CALOR.

VICTORIA MELTHEN KURI, MARCELA MARTINEZ FARIAS

UNAM