

Universidad Autónoma de Guadalajara

INCORPORADA A LA UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO
ESCUELA DE CIENCIAS QUÍMICAS



TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

**CÁLCULO Y DISEÑO DE INTERCAMBIADORES DE CALOR
SIN CAMBIO DE FASE, MEDIANTE COMPUTADORA DIGITAL.**

TESIS PROFESIONAL

**QUE PARA OBTENER EL TÍTULO DE
INGENIERO QUÍMICO**

PRESENTA

FRANCISCO JAVIER TORRES URIBE

ASESOR: I. Q. MA. DOLORES ORTIZ CASTELLANOS

GUADAJALAJARA JAL., 1987



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.

Introducción	4
Notación	6
Hoja de trabajo de la base de datos	9
Simbología de los diagramas de flujo	17
CAPITULO I Fundamentos teóricos	20
1.- Intercambiador de doble tubo	20
2.- Intercambiadores de coraza y haz de tubos	22
3.- Potencial térmico	25
4.- Transferencia de calor	29
5.- Caída de presión	34
6.- Balance calorífico	37
7.- Cálculo y diseño de un intercambiador de calor	38
7.1.- Datos termofísicos necesarios para el cálculo de un intercambiador	38
7.2.- Algoritmo para el diseño de un intercambiador del tipo de horquillas	39
7.3.- Diferencias entre "cálculo" y "diseño" para un inter- cambiador de calor del tipo de coraza y tubos	43
7.4.- Algoritmo para el "cálculo" de un intercambiador de coraza y haz de tubos	44
7.5.- Algoritmo para el "diseño" de un intercambiador de coraza y haz de tubos	47
CAPITULO II Desarrollo del proyecto	49
Cuadro jerárquico	50
CAPITULO III Lectura de datos	52
Bloque I	
1.- Indicador de ruta FLAG	54
2.- Sección A (entrada inicial de datos)	55

3.- Sección B (alteración de datos).....	57
4.- Diagrama de flujo de la subrutina DATCS.....	59
5.- Subrutina BALANC.....	70
6.- Subprograma de función SI.....	73
7.- Subrutina BUBBIE.....	78
CAPITULO IV Potencial térmico.....	81
Bloque II	
1 Subrutina TEMP.....	81
CAPITULO V Coeficiente global de transferencia de calor.....	87
Bloque III	
1.- Subrutina GLOBAL.....	87
2.- Subrutina NUTU.....	92
3.- Subrutina NUCOR.....	93
4.- Subprograma de función CURVA.....	94
CAPITULO VI Caída de presión.....	97
Bloque IV	
1.- Subrutina CAIDA.....	97
2.- Subprograma de función FRCC.....	99
3.- Subprograma de función FRCT.....	100
4.- Subprograma de función PRCH.....	101
CAPITULO VII Salida de resultados.....	102
Bloque V.	
1.- Subrutina SALIDA.....	102

CAPITULO VIII Programa principal.....107

- 1.- Algoritmo principal.....107
- 2.- Diagrama de flujo.....111
- 3.- Subprograma de función RECTA.....115

CAPITULO IX Aplicación práctica del programa.....118

- 1.- Instrucciones de operación para el usuario.....118
- 2.- recomendaciones.....121
- 3.- Algunos trucos para obtener un buen diseño.....127
- 4.- Problemas típicos propuestos y listados de su resolución..124
- 5.- Recomendaciones para el reacondicionamiento del programa..128

CONCLUSIONES130

BIBLIOGRAFIA132

APENDICE A133

APENDICE B139

APENDICE C.....146

A través de la historia, el hombre ha tenido la necesidad de realizar cálculos numéricos cada vez más complicados, por lo cual, constantemente busca la manera de hacerlos con el mínimo de esfuerzo y el máximo de precisión.

En la actualidad, el hombre encuentra un fuerte apoyo en las computadoras. Estas pueden hacer una gran cantidad de operaciones en fracción de segundos y son capaces de almacenar una secuencia de instrucciones, a la que se le denomina programa, utilizado para resolver problemas típicos rápidamente.

La computadora tiene ventajas sobre el hombre en cuanto a precisión y velocidad (la computadora no se cansa), sin embargo, ésta no piensa. Puede tomar decisiones programadas, pero no puede razonar. Esta cualidad es exclusiva del hombre, por lo cual la ayuda que puede brindar, es limitada.

Los equipos para transferir calor son utilizados en la mayoría de los procesos industriales. El diseño térmico de un intercambiador de calor es un trabajo para el Ingeniero Químico, principalmente. Ésta no es una tarea complicada, pero sí tediosa, pues requiere de una gran cantidad de cálculos, lectura de gráficas y tablas. Peor aún, para obtener un buen diseño, son necesarias varias iteraciones, lo cual implica una considerable inversión de tiempo. Sin embargo, con la ayuda de las computadoras digitales, ésto ha dejado de ser un obstáculo.

El objetivo de esta tesis es, precisamente, el de crear un programa de computadora digital para auxiliar en el diseño de intercambiadores de calor sin cambio de fase, del tipo de:

- a) Coraza y haz de tubos,
- b) Doble tubo (horquillas).

Para el caso de intercambiadores del tipo de coraza y haz de tubos se podrá diseñar, o calcular, un dispositivo de uno o varios intercambiadores conectados en serie.

Para el caso de intercambiadores de doble tubo, el programa será capaz de diseñar un equipo, consistente en varias horquillas ensambladas en serie, así como arreglos "serie-paralelo".

Debido a que el programa tiene la finalidad de ahorrar tiempo, se diseñará de tal forma que pida al usuario la mínima información requerida. Se hará lo más versátil posible, evitando el uso de gráficas y, a la vez, se podrá alterar cualquier dato para procesar la información nuevamente.

El programa se codificará en lenguaje Fortran 77, en su versión subset, usando una microcomputadora HP-150. Este lenguaje tiene sus ventajas y desventajas, algunas de sus ventajas son:

- a) Posee una destacada capacidad para cálculos matemáticos.
- b) Está altamente estandarizado; un programa puede transferirse de un computador a otro distinto, con un mínimo de alteraciones.
- c) Se encuentra disponible en la mayoría de los computadores.
- d) Es relativamente fácil de aprender.
- e) Consume poca memoria.
- f) Posee una gran versatilidad en la toma de decisiones.

Sin embargo, las desventajas son:

- a) Tiene una limitada capacidad para manejo de datos, archivos y todo tipo de variables no numéricas.
- b) Limitada versatilidad para entradas y salidas de datos.
- c) El nombre de las variables puede tener como máximo 6 caracteres, por lo que es difícil asignar nombres nemotécnicos a las variables.

Pese a estas desventajas, fue la mejor elección del lenguaje, dadas las características del programa propuesto.

NOTACION

Variable	Significado	unidades
A	Área	m^2
Ar	Área requerida de transferencia	m^2
B	Espaciado de los deflectores	m
C	Sección libre entre tubos	m
CC	Calor específico del fluido frío	$J/(kg)(K)$
CH	Calor específico del fluido caliente	"
D	Diámetro	m
DP	Caida de presión	Pa
DT	Diferencia de temperaturas	K
f	Factor de fricción	*
Ft	Factor de corrección de la MLDT.	*
G	Velocidad másica	$kg/(s)(m^2)$
Gz	Número de Graetz.	*
h	Coefficiente individual de transferencia de calor o coeficiente de película.	$J/((s)(m^2)-(K))$
K	Conductividad térmica	$J/(s)(m)(K)$
L	Longitud	m
MLDT	Media logarítmica de la diferencia de temperaturas.	K
Ncr	Número de cruces por la coraza (L/B)	*
NH	Número de horquillas en serie.	*
NINT	Número de intercambiadores de coraza y tubos en serie.	*
Not	Número de tubos	*
Nps	Número de pasos por coraza	*
Npt	Número de pasos por tubos.	*
Nram	Número de bancos de horquillas en paralelo.	*
Nu	Número de Nusselt.	*

P	Efectividad térmica equivalente a un paso por coraza.	•
P', P''	Efectividad térmica.	•
Pr	Número de Prandtl	•
Pt	Espaciado entre tubos	m
Q	Calor total transferido	J/s
R, R', R''	Relación de calores específicos	•
Re	Número de Reynolds	•
Robst	Resistencia a la transferencia de calor (o factor de obstrucción)	(s)(m ²)(K)/J
S	Efectividad térmica global	•
T	Temperatura para fluido caliente	K
t	Temperatura para fluido frío.	K
U	Coefficiente total de transferencia de calor (o coeficiente global)	J/(s)(K)-(m ²)
W	Gasto másico para fluido caliente	kg/s
w	Gasto másico para fluido frío	kg/s
Y	Factor adimensional	•
μ	Viscosidad	kg/(m)(s)
Π	Constante numérica (3.1416)	•
ρ	Densidad	kg/m ³
ν	Relación de viscosidades	•

Subíndices:

1	Referido a la entrada.
2	Referido a la salida.
C	Terminal fría.
c	Del fluido frío.
d	Referido al diseño.
e	Externo.
eq	Equivalente.
H	Terminal caliente.
h	Del fluido caliente.
i	Interno.
ie	Referido al diámetro mayor del ánulo.
io	Interno referido al área externa.
j	En un punto cualquiera.
l	Para el intercambiador limpio.
o	Externo.
s	De la coraza.
t	Referido al tubo.
w	Referido a la pared del tubo.

Hoja de trabajo de la base de datos

La hoja de trabajo de la base de datos, define las variables utilizadas en los programas codificados en lenguaje Fortran. Cada variable utilizada puede ser del tipo real (R) o entera (I), no se usaron variables de doble precisión, debido a que consumen el doble de memoria.

Una muy notable ventaja que tiene el lenguaje Fortran, es la creación de variables totalmente independientes entre cada subprograma. Por ejemplo, la variable C (sección libre entre tubos) en la subrutina GLOBAL, es totalmente independiente de la variable C (factor de conversión) en la subrutina SALIDA, pues ambas pertenecen a localidades distintas en la memoria del computador.

Sin embargo, algunas veces, esta característica del lenguaje Fortran puede parecer una desventaja, por lo que se utilizó la proposición COMMON (común), que se usa para transmitir valores, implícitamente, entre el programa principal y algún, o algunos, subprogramas.

Cada bloque común tiene un nombre específico, al que se le denomina clase. En este programa se utilizaron cuatro clases distintas (BAL, DAT, TERMO Y VIS).

Por ejemplo, la variable B (espaciado de los deflectores) del programa principal, es la misma que la que aparece en la subrutina DATOS, pues en ambos programas se utilizó el bloque común DAT. Sin embargo, la variable B (usada solamente como variable momentánea) de la subrutina TEMP es totalmente independiente, pues no aparece definido aquí el bloque común DAT (puede comprobar ésto en el apéndice C).

Nombre	Tipo	Clase	Significado
A	R		Variable momentánea.
AEXT	R		Área externa de tubo por metro lineal.
AI	R		Área de flujo para fluido interno por el tubo central.
AO	R		Área de flujo para fluido externo.
AFOYO	R		Variable momentánea.
AQ	R		Superficie de transferencia de calor.
AR	R		Superficie de transferencia de calor requerida.
ATOT	R		Área total de flujo para fluido interno.
ARREG	I	DAT	Arreglo de los tubos en el cabezal.
B	R	DAT	Espaciado de los deflectores.
B	R		Variable momentánea en la subrutina TEMP.
C	R		Sección libre entre tubos.
C	R		Variable momentanea en la subrutina TEMP.
C	R		Factor de conversión en la subrutina SALIDA.
CAMBIO	I		Clave para la alteración de datos.
CC	R	BAL	Calor específico del fluido frío.
CH	R	BAL	Calor específico del fluido caliente.
CI	R		Calor específico del fluido interno.
CO	R		Calor específico del fluido externo.
D	R		Factor de conversión en la subrutina SALIDA.
DD	R		Variable momentánea.
DE	R	DAT	Diámetro externo del tubo central.
DEQO	R		Diámetro equivalente.
DI	R	DAT	Diámetro interno del tubo central.
DIE	R	DAT	Diámetro interno del tubo exterior de la horquilla.

<u>Nombre</u>	<u>Tipo</u>	<u>Clase</u>	<u>Significado</u>
DPI	R		Caída de presión para el fluido interno.
DFO	R		Caída de presión para el fluido externo.
DS	R	DAT	Diámetro interno de la coraza.
DSL	R		Relación diámetro sobre longitud.
DT	R		Diferencia real de temperaturas.
DTC	R		Diferencia de temperaturas para la terminal fría.
DTEC	R		Diferencia de temperaturas para el fluido frío.
DTH	R		Diferencia de temperaturas para la terminal caliente.
DTMAX	R		Diferencia de temperaturas entre fluidos (máxima).
F	R		Factor de fricción.
FII	R		Relación de viscosidades para el fluido interno.
FII2	R		Relación de viscosidades para el fluido interno en la terminal fría.
FIO	R		Relación de viscosidades para el fluido externo.
FIO2	R		Relación de viscosidades para el fluido externo en la terminal fría.
FLAG	I		Contador de corridas.
FLUX	I	DAT	Acomodo de los fluidos por el intercambiador.
FT	R		Factor de corrección de la MLDT.
GAM	R		Factor para la diferencia de temperaturas en horquillas.
GI	R		Velocidad másica para flujo interno.
GO	R		Velocidad másica para flujo externo.

<u>Nombre</u>	<u>Tipo</u>	<u>Clase</u>	<u>Significado</u>
HIFI	R		Coefficiente de transferencia de calor para el fluido interno (sin corregir).
HIO	R		Coefficiente de transferencia de calor para el fluido interno, referido al área externa.
HIOFI	R		Coefficiente de transferencia de calor para el fluido interno, referido al área externa (sin corregir).
HO	R		Coefficiente de transferencia de calor para el fluido externo.
HOFI	R		Coefficiente de transferencia de calor para el fluido externo (sin corregir).
I	I		Contador de ciclos DO.
J	I		Contador de ciclos DO.
KC ()	R	TERMO	Conductividad térmica del fluido frío.
KH ()	R	TERMO	Conductividad térmica del fluido caliente.
KI	R		Conductividad térmica para el fluido interno.
KLAVE	I		Clave para conversión de unidades.
KO	R		Conductividad térmica para el fluido externo.
L	R	DAT	Longitud de los tubos.
LR	R		Longitud total requerida en horquillas.
MLDT	R		Media logarítmica de la diferencia de temperaturas.
MU ()	R		Viscosidades (dimensionadas).
MUC()	R	VIS	Viscosidades para el fluido frío.
MUH()	R	VIS	Viscosidades para el fluido caliente.

Nombre	Tipo	Clase	Significado
MUI()	R		Viscosidades para fluido interno.
MUO()	R		Viscosidades para fluido externo.
MUWI	R		Viscosidad del fluido interno a la temperatura de la pared del tubo.
MUWO	R		Viscosidad del fluido externo a la temperatura de la pared del tubo.
N	I		Número total de pasos por coraza en la subrutina TEMP.
N	I		Número de datos en la subrutina BUBBLE.
NCR	I		Número de cruces por la coraza.
NH	I	DAT	Número de horquillas en serie.
NINT	I	DAT	Número de intercambiadores de coraza y tubos conectados en serie.
NINT	I	DAT	Señal para validar la prueba del número de horquillas supuestas.
NKC	I	TERMO	Número de datos de conductividad térmica para el fluido frío.
NKH	I	TERMO	Número de datos de conductividad térmica para el fluido caliente.
NMU	I		Número de datos de viscosidad en el subprograma de función CURVA.
NMUC	I	VIS	Número de datos de viscosidad del fluido frío.
NMUH	I	VIS	Número de datos de viscosidad del fluido caliente.
NOT	I	DAT	Número de tubos.
NPS	I	DAT	Número de pasos por coraza.
NPT	I	DAT	Número de pasos por tubos.
NRAM	I	DAT	Número de bancos paralelos de horquillas en serie.

Nombre	Tipo	Clase	Significado
NU	R		Número de Nusselt.
NUI	R		Número de Nusselt para fluido interno.
NUO	R		Número de Nusselt para fluido externo.
OBST	R		Factor de obstrucción real.
OFC	I		Opción de trabajo en intercambiadores de coraza y tubos.
P	R		Efectividad térmica equivalente a un paso por coraza o efectividad térmica en horquillas.
P	R		Factor de conversión en la subrutina SALIDA.
PI	R		3.1416
PR	R		Número de Prandtl.
PRI	R		Número de Prandtl para el fluido interno
PRO	R		Número de prandtl para el fluido externo.
PT	R	DAT	Espaciado entre tubos.
Q	R		Calor transferido (promedio).
QC	R		Calor ganado por el fluido frío.
QH	R		Calor perdido por el fluido caliente.
R	R		Relación de calores específicos en la subrutina TEMP.
R()	R		Viscosidades o conductividades térmicas en la subrutina BUBBLE.
RE	R		Número de Reynolds.
REI	R		Número de Reynolds para el flujo interno.
REO	R		Número de Reynolds para el flujo externo.
ROBST	R		Factor de obstrucción (requerido).
S	R		Efectividad térmica global.
SG	R	TERMO	Gravedad específica del fluido frío.
SH	R	TERMO	Gravedad específica del fluido caliente.

<u>Nombre</u>	<u>Tipo</u>	<u>Clase</u>	<u>Significado</u>
SI	R		Gravedad específica del fluido interno.
SII	R		Gravedad específica del fluido interno (solo cuando se usa junto al subprograma de función SI).
SO	R		Gravedad específica del fluido externo.
T()	R		Temperaturas en la subrutina BUBBLE.
T	R		Factor de conversión en la subrutina SALIDA.
T	R		Temperatura en la subrutina CURVA.
T	R		Temperatura en la subrutina RECTA.
T1C	R	BAL	Temperatura de entrada del fluido frío.
T1H	R	BAL	Temperatura de entrada del fluido caliente.
T2C	R	BAL	Temperatura de salida del fluido frío.
T2H	R	BAL	Temperatura de salida del fluido caliente.
TI	R		Temperatura del fluido interno.
TIPO	I	DAT	Tipo de intercambiador.
TKG()	R	TERMO	Temperaturas de las conductividades térmicas del fluido frío.
TKH()	R	TERMO	Temperaturas de las conductividades térmicas del fluido caliente.
TMU()	R		Temperaturas en el subprograma CURVA.
TMUC()	R	VIS	Temperaturas para viscosidades del fluido frío.
TMUH()	R	VIS	Temperaturas para viscosidades del fluido caliente.
TO	R		Temperatura del fluido externo.
TW	R		Temperatura de la pared del tubo.

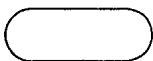
<u>Nombre</u>	<u>tipo</u>	<u>Clase</u>	<u>Significado</u>
U		R	Coefficiente global de transferencia de calor en la subrutina GLOBAL.
U		R	Factor de conversión en la subrutina SALIDA.
UC		R	Coefficiente global de transferencia de calor en la terminal fría.
UD		R	Coefficiente global de transferencia de calor para el "diseño" .
UH		R	Coefficiente global de transferencia de calor en la terminal caliente.
UL		R	Coefficiente global de transferencia de calor para el intercambiador limpio.
UNI		I	Clave de unidades.
UNIT		I	Clave de unidades.
VAR		R	Variable que se convertirá a unidades del Sistema Internacional.
W		R	Variable momentánea.
WI		R	Gasto másico del fluido interno.
WO		R	Gasto másico del fluido externo.
WC		R BAL	Gasto másico del fluido frío.
WH		R BAL	Gasto másico del fluido caliente.
Z		R	Variable momentánea.

SIMBOLOGIA DE LOS DIAGRAMAS DE FLUJO

Un diagrama de flujo es utilizado para representar, de una manera visual, muy sencilla de comprender, un algoritmo, éste, a su vez, consiste en una lista de instrucciones o movimientos con un cierto orden progresivo.

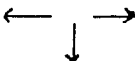
Así, la mecánica para el cálculo y diseño de un intercambiador de calor se describe mediante un algoritmo y se ilustra de una manera más clara, mediante un diagrama de flujo.

Un diagrama de flujo utiliza figuras, las cuales tienen un significado preestablecido, y para esta tesis son:



TERMINAL

- Inicio de programa
- Fin de programa.
- Inicio de un nivel (rótulo o etiqueta).
- Retorno.

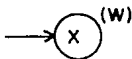


DIRECCION DEL FLUJO DE CONTROL O
PROCESAMIENTO.



CONECTOR.

- Indica la continuación en la dirección del flujo.



- Indicador de discontinuación, el control irá al rótulo "X" que se encuentra en la línea "W" del listado en Fortran.

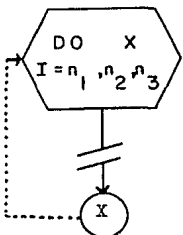


ENTRADA O SALIDA DE DATOS.



PROCESO PREDEFINIDO.

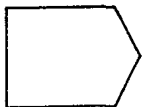
-llamado a subprograma.



CICLO DO (DO while=hacer mientras).

-Ejecuta hasta la instrucción "X",
"n" veces. En donde: n es el valor
entero de $((n_2 - n_1 + n_3) / n_3)$, siempre
y cuando $n_2 \geq n_1$.

En otras palabras, hacer hasta la
instrucción "X" mientras $n_2 \geq n_1$.

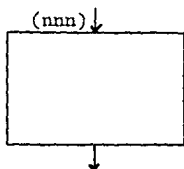


ENTRADA Y PROCESO PREDEFINIDO.

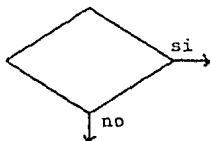
-Entrada de dato + llamado a subpro-
grama.



PROCESO EJECUTABLE.

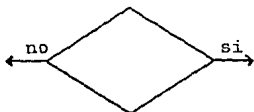


INDICADOR DEL NUMERO DE PROPOSICION EN LOS LISTADOS CODIFICADOS EN FORTRAN (se muestra entre paréntesis sobre el bloque pertinente).

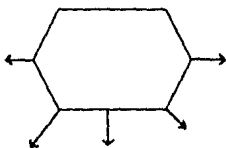


PROPOSICIONES DE TRANSFERENCIA.

-Decisión (IF, THEN).



-Decisión (IF, THEN, ELSE).



GO TO COMPUTADO.

- GO TO ($n_1, n_2, n_3 \dots n_m$), N
ir al nivel (o rótulo) " n_i ",
en donde $i = N$.

CAPITULO I

FUNDAMENTOS TEORICOS.

Un intercambiador de calor, es un aparato para transferir calor de un fluido caliente a otro frio, usualmente separados por una pared.

Este puede ser tan sencillo, como una unidad de doble tubo (horquillas) o tan complejo, como una unidad de coraza y haz de tubos.

1.- Intercambiador de doble tubo (fig. I.1); Este tipo de intercambiador es muy económico y se utiliza, principalmente, cuando se requiere un área de transferencia de calor pequeña (10 a 20 metros cuadrados).

Las longitudes estándar de los tubos son: 12, 15 y 20 pies. Si se utilizan horquillas más largas, el tubo central se vence y se obtiene una mala transferencia de calor.

Para obtener una superficie de transferencia de calor adecuada, se sueldan horquillas con sus fluidos conectados en serie (fig. I.2).

Si lo que se quiere es satisfacer las condiciones de caída de presión, se sueldan dispositivos, en donde un fluido fluye en serie por todas las horquillas y el otro se divide en varias corrientes paralelas. Como los tubos centrales no tienen cruces bruscos, el flujo aquí tiende a ser menos turbulento que en los ánulos. Por esto, el fluido que se divide entre varias corrientes, se coloca por los tubos centrales y el fluido que atraviesa todas las horquillas, se coloca por los ánulos (fig. I-3).

Este tipo de equipos tienen la desventaja de que, los costos de desmontaje para limpiarlos son elevados. Además, tienen un alto riesgo de fugas.

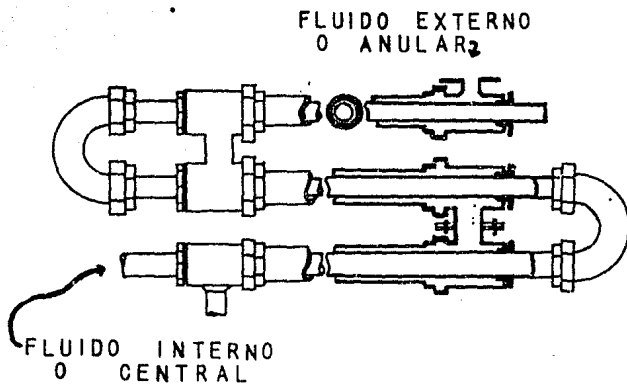


Fig. I.1. Intercambiador de doble tubo.

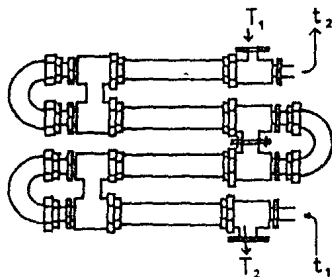


Fig. I.2. Conexión
en serie

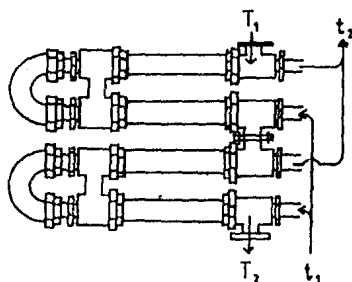


Fig. I.3. Arreglo
serie-paralelo

2.- Intercambiador de coraza y haz de tubos: Un intercambiador de doble tubo es inadecuado para relaciones de flujo que no pueden ser manejados fácilmente en pocos tubos. Si se utilizan varias horquillas en paralelo (para dividir las corrientes), el peso de metal requerido por los tubos exteriores llega a ser tan grande que resulta más económico envolver los tubos centrales (haz de tubos) en un gran tubo (coraza o envolvente) por donde circulará el fluido que inicialmente se destinaría a los ámbulos de las horquillas. A este tipo de intercambiador se le llama de coraza y haz de tubos o simplemente de coraza y tubos. Como este intercambiador tiene un paso por coraza y uno por los tubos, se le conoce como intercambiador 1-1 (fig. I-4).

El número de pasos por tubos debe ser mayor o igual que el número de pasos por coraza y, por lo regular, es un múltiplo de éste, ej. un intercambiador 2-4, correspondería a 2 pasos por coraza y 4 pasos por tubos (fig. I-6).

Entre mayor sea el número de pasos por coraza, mayor será la recuperación de calor; sin embargo, hay ocasiones en las que se desea un gran cruce de temperaturas (aun que no se debe olvidar que es impráctico tratar de calentar un fluido frío, hasta una temperatura muy cercana a la temperatura inicial del fluido calefactor) y se hace necesario utilizar un intercambiador 1-1 que trabaja a contracorriente real.

Los intercambiadores de coraza y tubos son clasificados según el método utilizado para reducir los esfuerzos térmicos entre los tubos y la coraza. ⁽¹⁾

En este tipo de intercambiadores los coeficientes individuales de transferencia de calor para ambos fluidos ^{el que circula} (por coraza y por el interior de los tubos), son de una importancia comparable y los dos deben ser relativamente grandes si se requiere un coeficiente global (o coeficiente total) de transferencia de calor satisfactorio. De lo anterior se concluye que, la velocidad y turbulencia para el líquido por el lado de la coraza es tan importante como la del líquido por

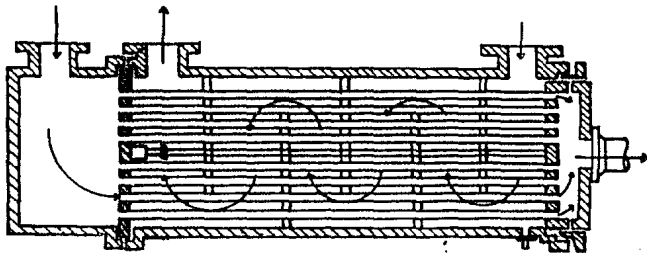


Fig. I.4. Intercambiador 1-1.

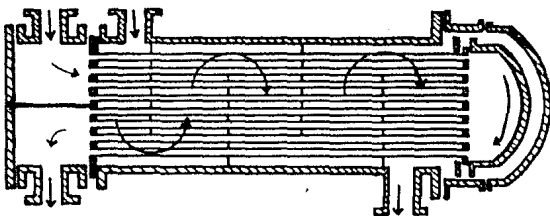


Fig. I.5. Intercambiador 1-2.

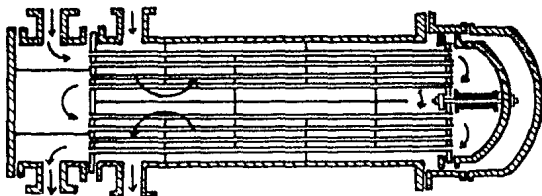


Fig. I.6. Intercambiador 2-4.

el lado de tubos.

Para obtener un buen rendimiento en la transferencia de calor, se utilizan deflectores (o mamparas), que hacen más turbulento el flujo por el lado de ^{la} coraza. Los deflectores más utilizados son los segmentados a 75°. Otro tipo de deflector es el de disco y corona, que es utilizado sólo ocasionalmente, debido a que se dispone de pocos datos publicados. También se utilizan los desviadores de orificio, consistentes en discos con grandes perforaciones, por donde pasan los tubos, el fluido fluye a través del espacio anular en forma turbulenta, son raramente usados porque causan ruido y vibraciones, debido a la pobre fijación de los tubos. Finalmente, los desviadores de tiras que son mejores que los segmentados, pero no pueden trabajar para flujos grandes.

3.-Potencial térmico: Cuando dos fluidos viajan en direcciones opuestas, se dice que se encuentran en contracorriente y cuando viajan en la misma dirección, se dice que se encuentran en paralelo. El primer caso es el más utilizado en el diseño de intercambiadores de calor, pues éste proporciona una mayor fuerza motriz o diferencia de temperatura.

a) Para intercambiadores del tipo de horquillas, ensamblados en serie, o arreglo "serie-paralelo", el potencial térmico está dado por: ⁽²⁾

$$\Delta T = \gamma (T_1 - t_1) \dots \dots \dots (1).$$

En donde γ es un factor que depende del acomodo de los fluidos por el intercambiador.

a.1) Para el caso de que la corriente caliente fluya en serie a través de todos los ámulos y la corriente del fluido frío se distribuya entre N bancos paralelos, fluyendo por los tubos centrales:

$$\gamma = \frac{(1-P')(R'-1)}{NR' \ln \left\{ \left(\frac{R'-1}{R'} \right) \left(\frac{1}{P} \right)^{\left(\frac{1}{N} \right)} + \frac{1}{R'} \right\}}, \text{ para } R' \neq 1.0 \dots \dots \dots (2.a).$$

$$\text{y ; } \gamma = \frac{1-P'}{N \left\{ \left(\frac{1}{P} \right)^{\left(\frac{1}{N} \right)} - 1 \right\}}, \text{ para } R'=1.0 \dots \dots \dots (2.b)*$$

$$\text{siendo } R' = \frac{T_1 - T_2}{N(t_2 - t_1)} \quad \text{y} \quad P' = \frac{T_2 - t_1}{T_1 - t_1}$$

* Ver la deducción en el apéndice B.

a.2) Para el caso de que la corriente fría fluye en serie a través de todos los ámulos y la corriente del fluido caliente se distribuya entre N bancos paralelos (o ramas) por los tubos centrales.

$$Y = \frac{(1-R^N)(1-R^N)}{N \ln \left[(1-R^N) \left(\frac{1}{R^N} + R^N \right) \right]}, \text{ para } R^N \neq 1.0 \dots\dots\dots(3.a)$$

$$Y = \frac{(1-R^N)}{N \left[\left(\frac{1}{R^N} - 1 \right) \right]}, \text{ para } R^N = 1.0 \dots\dots\dots(3.b)*$$

siendo $R^N = \frac{N(T_1 - T_2)}{t_2 - t_1}$ y $R = \frac{T_1 - t_2}{T_1 - t_1}$.

Nótese que cuando N es igual a uno, el equipo trabaja en contracorriente real y se cumple la relación:

$$DT = Y (T_1 - t_1) = MLDT$$

b) Para un intercambiador del tipo de coraza y haz de tubos, la diferencia de temperaturas está dada por: (3)

$$DT = MLDT * Ft \dots\dots\dots(4)$$

Para flujos en contracorriente la MLDT está dada por: (4)

$$MLDT = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln \frac{T_1 - t_2}{T_2 - t_1}} = \frac{DT_H - DT_C}{\ln \frac{DT_H}{DT_C}} \dots\dots\dots(5)$$

El factor de corrección (Ft) depende en gran medida del número de pasos por la coraza y mínimamente del número de pasos por tubos. Para el caso de un intercambiador con igual número de pasos por coraza y por tubos, Ft es igual a la unidad.

* Ver la deducción en el apéndice B.

El factor de corrección para N pasos por coraza y 2, 3, etc. pasos por tubos, está dado por la ecuación propuesta por Kern⁽⁵⁾.

$$F_t = \frac{\sqrt{R^2 + 1} \ln \frac{1-R}{1-RP}}{(R-1) \ln \frac{2-P(R+1-\sqrt{R^2+1})}{2-P(R+1+\sqrt{R^2+1})}}; \text{Para } R \neq 1 \dots (6.a).$$

$$\text{y } F_t = \frac{\sqrt{R^2 + 1} P}{(1-P) \ln \frac{2-P(R+1-\sqrt{R^2+1})}{2-P(R+1+\sqrt{R^2+1})}}; \text{Para } R=1 \dots (6.b)*.$$

En donde P es la efectividad térmica equivalente a un paso por coraza y es calculada con la ecuación de Bowman⁽⁶⁾.

$$P = \frac{\left[\frac{1-RS}{1-S} \right]^{\frac{1}{N}} - 1}{\left[\frac{1-RS}{1-S} \right]^{\frac{1}{N}} - R}; \text{Para } R \neq 1 \dots (7.a).$$

$$\text{y } P = \frac{S}{N-S(N-1)}; \text{Para } R=1 \dots (7.b).$$

S es la efectividad térmica global para N pasos por coraza.

$$S = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} \quad \text{y} \quad R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1}.$$

Nótese que si N es igual a uno, entonces S y P tendrán el mismo valor.

* Ver la deducción en el apéndice B.

Es conveniente aclarar que si el factor F_t es menor que 0.75, se considera al intercambiador como ineficiente. Por el contrario, si el factor F_t es indeterminado, el intercambiador es inoperable, mas bien dicho, el diseño que se está intentando no es posible de realizar.

Al programar las ecuaciones 6 y 7, se deberá tomar en cuenta, que existen algunos puntos en los que el intercambiador resulta inoperable. Se conoce que el intercambiador es inoperable, cuando las ecuaciones arrojan un error matemático al tratar de obtener el logaritmo de un número negativo.

4.- Transferencia de calor: El cálculo del área de transferencia de calor para cualquier intercambiador, está dada por la ecuación de Fourier.

$$A = \frac{Q}{U_d \Delta T} \dots\dots\dots (8).$$

En donde U_d es el coeficiente global (o coeficiente total) de transferencia de calor para el diseño y se obtiene sumando la resistencia a la transferencia de calor para el intercambiador limpio ($1/U_1$) y la resistencia a la transferencia de calor debida al ensuciamiento de las paredes del intercambiador, o sea:

$$\frac{1}{U_d} = \frac{1}{U_1} + R_{\text{obst}} \dots\dots\dots (9).$$

Este último factor depende de las propiedades de los fluidos y las temperaturas de operación (Se incluye una tabla para el factor de obstrucción y otra para el coeficiente global de transferencia de calor en el apéndice A).

El cálculo del coeficiente global de transferencia de calor para el intercambiador limpio, puede lograrse por varios métodos, pero uno de los más comunes es utilizando la ecuación de Colburn.

$$U_1 = \frac{\left[\frac{U_H \Delta T_C - U_C \Delta T_H}{\ln \left[\frac{U_H \Delta T_C}{U_C \Delta T_H} \right]} \right]}{A \Delta T} \dots\dots\dots (10).$$

Los coeficientes globales de transferencia de calor en la terminal caliente y en la terminal fría, se calculan mediante la ecuación para tubos gruesos.

$$\frac{1}{U_j} = \frac{1}{h_{j0}} + \frac{D_o}{2k} \ln \frac{D_o}{D_i} + \frac{1}{h_o} \dots\dots\dots (11).$$

Los tubos para intercambiadores del tipo de horquillas, son de acero IP5 y los tubos para intercambiadores del tipo de coraza y haz de tubos (también conocidos como tubos para condensadores), por lo regular son de cobre, aunque también se usan otros metales o aleaciones tales como bronce naval (NBB), monel (cobre y níquel), con espesores definidos por el BWG.

Utilizando la suposición de que la resistencia a la transferencia de calor de los tubos delgados es despreciable, la ecuación se transforma en:

$$\frac{1}{U_j} = \frac{1}{h_{io}} + \frac{1}{h_o} \dots \dots \dots (12).$$

El coeficiente de película (o coeficiente individual de transferencia de calor "h") es calculado del número adimensional Nusselt.

Así, para flujo en tubos cilíndricos donde se desarrolla un calentamiento o enfriamiento, con régimen:

a) Laminar (número de Reynolds menor de 2 100) ⁽⁷⁾,

$$Nu = 1.86 Gz^{0.33} (\mu / \mu_w)^{0.14} \dots \dots \dots (13.a).$$

b) Incierto (número de Reynolds entre 2 100 y 10 000) ⁽⁸⁾,

$$Nu = 0.116(Re^{0.66} - 125) Pr^{0.33} \left[1 + \left(\frac{D}{L} \right)^{0.66} \right] (\mu / \mu_w)^{0.14} \dots (13.b).$$

c) turbulento (número de Reynolds mayor de 10 000) ⁽⁹⁾,

$$Nu = 0.027 Re^{0.8} Pr^{0.33} (\mu / \mu_w)^{0.14} \dots \dots \dots (13.c).$$

Estas tres ecuaciones pueden utilizarse para ángulos, usando el diámetro equivalente.

$$D_{eq} = \frac{4 \cdot \text{Área libre}}{\text{Perímetro húmedo}} = \frac{D_{ic}^2 - D_e^2}{D_e} \dots \dots \dots (14).$$

Para flujo de fluidos por el lado de la coraza, con régimen:

a) Totalmente turbulento ($Re > 2,000$) ⁽¹⁰⁾.

$$Nu = 0.36 Re^{0.55} Pr^{0.33} (\mu/\mu_w)^{0.14} \dots\dots\dots (15.A).$$

b) Laminar e incierto; Se correlacionó de la gráfica propuesta por Kern (solo para $Re \leq 2,000$) ⁽¹¹⁾.

$$Nu = 0.613 Re^{0.48} Pr^{0.33} (\mu/\mu_w)^{0.14} \dots\dots\dots (15.B).$$

Para estas dos últimas ecuaciones, el diámetro utilizado deberá ser el diámetro equivalente de la coraza, éste depende del arreglo de los tubos.

Para un arreglo en cuadro de los tubos dentro de la coraza;

$$D_{eq} = \frac{4 \left(Pt^2 - \frac{\pi D_e^2}{4} \right)}{\pi D_e} \dots\dots\dots (16).$$

Y para un arreglo de los tubos en geometría triangular:

$$D_{eq} = \frac{D_e \sqrt{12}}{\pi} \left(\frac{Pt}{D_e} \right)^2 - D_e \dots\dots\dots (17).$$

El área de flujo por la coraza está dada por:

$$A_s = \frac{D_s \cdot C \cdot B}{Pt \cdot NPS} \dots\dots\dots (18).$$

En donde $C = Pt - D_e$ y se le conoce como claro entre tubos.

El último término de las ecuaciones 13 y 15 es conocido como relación de viscosidad y se representa por ϕ .

$$\phi = (\mu/\mu_w)^{0.14}$$

Como la temperatura del fluido en la pared del tubo se desconoce, no se puede calcular su viscosidad, por lo tanto el factor ϕ tampoco. El cálculo de la temperatura se hace de una forma indirecta mediante el siguiente desarrollo.

El número adimensional de Nusselt está dado por:

$$Nu = \frac{h_i D_i}{K_i} = \frac{Nu}{\phi_i} (\phi_i)$$

y reordenando se obtiene el coeficiente de película en función de ϕ , de tal forma que para el fluido por el interior de los tubos quedaría:

$$\frac{h_i}{\phi_i} = \frac{Nu}{\phi_i} \cdot \frac{K_i}{D_i} \dots\dots\dots(19.a)$$

Si se multiplica por el diámetro interno y se divide entre el diámetro externo, se obtiene el coeficiente de película interno, referido a la superficie exterior del tubo.

$$\frac{h_{io}}{\phi_i} = \frac{h_i}{\phi_i} \cdot \frac{D_i}{D_e} \dots\dots\dots(19.b)$$

Y para el fluido exterior:

$$\frac{h_o}{\phi_o} = \frac{Nu}{\phi_o} \cdot \frac{K_o}{D_{eq}} \dots\dots(19.c)$$

Si por la coraza o anillo circula el fluido caliente, Kern⁽¹²⁾ dedujo la temperatura de la pared del tubo como:

$$T_w = t + \frac{h_o / \phi_o}{h_{io} / \phi_i + h_o / \phi_o} (T - t) \dots\dots(20.a)$$

Y para el caso de que el fluido caliente circule por los tubos centrales⁽¹³⁾.

$$T_w = t + \frac{h_{i0}/\phi_i}{h_{i0}/\phi_i + h_o/\phi_o} (T - t) \dots (20.b)$$

Una vez conocida la temperatura de la pared del tubo, se calculan los valores de ϕ y posteriormente los coeficientes de película, con estos se calcula el coeficiente global de transferencia de calor con la ecuación número 12.

5.-Caída de presión: Cuando un fluido fluye por un ducto o tubería, experimenta una disminución de presión. La caída de presión debida al flujo, está dada por la ecuación de Fanning (modificada).

$$DP = \frac{4f \cdot G^2 \cdot L}{2 \rho \cdot D} \quad (\text{ en Pascales}).$$

En donde el factor de fricción depende de la rugosidad y del número de Reynolds.

A esta caída de presión, se le debe incrementar la pérdida debida a las entradas y salidas por los intercambiadores y a los retornos. Así, la caída de presión en intercambiadores del tipo de horquillas, dada por Kern, queda de la siguiente forma⁽¹⁴⁾:

a) En tubos interiores, las pérdidas por retornos son mínimas, quedando:

$$DP = \frac{4 \cdot f \cdot G^2 \cdot L_t}{2 \cdot D_i \cdot \rho} \quad \dots \dots \dots (21a).$$

En donde L_t es la longitud total de las horquillas en serie.

$$L_t = 2 \cdot L \cdot NH \quad \dots \dots \dots (21b).$$

b) En ánulos, una cabeza de velocidad (también conocida como carga de velocidad)* aproxima las pérdidas debidas a las entradas y salidas por cada horquilla (una cabeza = $G^2/2 \rho$).

$$DP = \frac{4 \cdot f \cdot L_t \cdot G^2}{2 \rho \cdot D_{eq}} + \frac{G^2}{2 \rho} N \quad \dots \dots \dots (22.a).$$

Nótese que el diámetro equivalente para caída de presión es distinto al diámetro equivalente para transferencia de calor

$$D_{eq} = D_{1c} = D_c \quad \dots \dots \dots (22.b).$$

En donde L_t es la longitud total de las horquillas en serie y las horquillas en paralelo $L_t = 2 \cdot L \cdot N$ y N es el número total de horquillas en serie y paralelo.

* Una carga de velocidad es la carga estática equivalente a la energía cinética de una corriente con velocidad uniforme.

La caída de presión para intercambiadores del tipo de coraza y haz de tubos, según Kern⁽¹⁵⁾.

a) Para el haz de tubos, Sieder y Tate correlacionaron el primer término del paréntesis y las pérdidas por retorno son 4 cabezas de velocidad por paso.

$$DP = \left(\frac{f \cdot L \cdot G^2}{2D_i \rho \phi_1} + \frac{4 \cdot G^2}{2 \cdot \rho} \right) \cdot N_{pt} \cdot N_{int} \quad \dots \dots \dots (23).$$

b) La caída de presión total por el lado de coraza, está dada por:

$$DP = \frac{f G^2 D_s NCF}{2 \rho D_{eq} \phi_o} \quad \dots \dots \dots (24).$$

Las ecuaciones para calcular la caída de presión para el fluido interior, son bastante exactas, no así las ecuaciones para el lado exterior (coraza y ánulo).

Coefficientes de fricción:

a) Para intercambiadores de horquillas⁽¹⁶⁾.

a.1) Para flujo en régimen laminar ($Re < 2100$),

$$f = 16 / Re \quad \dots \dots \dots (25.a).$$

a.2) Para flujo inercial o turbulento ($Re > 2100$),

$$f = 0.0035 + 0.264 Re^{-0.42} \quad \dots \dots \dots (25.b).$$

b) Para intercambiadores del tipo de coraza y tubos, se correlacionaron las gráficas publicadas por Kern⁽¹⁷⁾.

b.1) Para el interior del haz de tubos:

Para flujo laminar ($Re < 1000$),

$$f = 72/Re \quad \dots \dots \dots (26.a).$$

Para flujo turbulento e inercial,

$$f = 0.424 Re^{-0.258} \quad \dots \dots \dots (26.b).$$

b.2) Flujo por el lado de coraza⁽¹⁸⁾ :

Flujo laminar ($Re < 300$) ,

$$f = 0.455 + 67.97 Re^{-1.086} \dots\dots\dots(27.a)^*$$

Flujo turbulento e incierto ,

$$f = 1.74 Re^{-0.19} \dots\dots\dots(27.b).$$

* Ver el método utilizado en el apéndice B.

6.-Balance calorífico: El cálculo y diseño de un intercambiador de calor, supone que éste no transfiere calor a los alrededores y por lo regular esta condición se satisface*, por lo cual se debe comprobar que el calor que gana una corriente sea igual al calor que pierde la otra, con un cierto porcentaje de error (en este caso, se considera bueno un máximo de 5 %).

Esto se hará con la ecuación del balance calorífico, aunque por lo regular, la ecuación del balance de calor es usada para calcular alguna temperatura o gasto másico desconocido.

$$Q = W \cdot CH \cdot (T_1 - T_2) = W \cdot CC \cdot (t_2 - t_1) \quad \dots \dots \dots (28).$$

Para calcular el porcentaje, se calcula el calor ganado por el fluido frío y el calor perdido por el fluido caliente, pero no se puede decir que alguno de los dos sea el correcto o el incorrecto, por lo cual se toma el valor promedio como el 100 % y se calcula a que porcentaje corresponde la diferencia entre los calores.

$$\% = \frac{Q_c - Q_h}{Q_c + Q_h} (200) \quad \dots \dots \dots (29).$$

Si el porcentaje es tolerable, se utilizará el calor promedio para los cálculos posteriores. Si el porcentaje se excede, el intercambiador será inoperable.

* La transferencia de calor por radiación es insignificante comparada con la transferencia por conducción y convección, excepto en los casos de temperaturas demasiado elevadas.

7.-Cálculo y diseño de un intercambiador de calor.

7.1) Datos termofísicos necesarios para el cálculo de un intercambiador: Para efectuar el cálculo de un intercambiador se requiere conocer las condiciones del proceso. Esto es, las temperaturas de entrada, salida y los gastos de los fluidos (alguno de estos seis datos puede ser desconocido y será calculado con la ecuación del balance calorífico).

Además, algunas propiedades de transporte como: Calor específico, gravedad específica, viscosidad y conductividad térmica.

Debe aclararse que el calor específico y la gravedad específica para líquidos, tiene una pequeña variación con respecto a la temperatura, por lo cual, se podrían suponer constantes y evaluarse a la temperatura promedio del fluido. Por lo contrario, la viscosidad y la conductividad térmica tienen una variación apreciable con respecto a la temperatura, por lo cual deben evaluarse a distintas temperaturas. Sin embargo, cuando la temperatura de los fluidos no varía mucho, podrían suponerse estas propiedades constantes con respecto a la temperatura, por lo que el programa cubrirá la posibilidad de recibir sólo un dato evaluado a la temperatura media.

7.2) Algoritmo para el diseño de un intercambiador del tipo de horquillas.

1) Conocer las condiciones del proceso:

1.1) temperaturas, gastos y propiedades de transporte de los fluidos.

1.2) Diámetros y longitud de las horquillas, así como el factor de obstrucción deseado.

2) Comprobar el balance calorífico (si se desconoce alguna temperatura o gasto másico, deberá calcularse (ecc. # 28)).

3) Calcular el potencial térmico y la MLDT (ecc. 1, 2, 3 y 5).

4) Determinar qué fluido deberá ponerse en el ánulo y cuál en el tubo interior.

5) Asignar uno al número de horquillas (ver el paso # 12).

6) Calcular el coeficiente global de transferencia de calor en la terminal caliente (la terminal caliente es la de mayores temperaturas para los dos fluidos):

-Si el fluido caliente circula por el ánulo, entonces:

Utilizar la temperatura del fluido caliente entrando (y demás propiedades necesarias como w, k, C, ρ, μ) para el fluido por el ánulo y la temperatura del fluido frío saliendo (y demás propiedades necesarias como w, k, c, ρ, μ) para el fluido por el interior de los tubos.

-En caso contrario:

Utilizar la temperatura del fluido caliente entrando (y demás propiedades) para el fluido por el interior de los tubos y la temperatura del fluido frío saliendo (y demás propiedades) para el fluido por el ánulo.

6.1) Calcular el coeficiente individual de transferencia de calor para el fluido por el tubo interior, mediante los siguientes pasos:

6.1.1) Calcular el área de flujo y la relación diámetro sobre longitud.

$$A = \frac{\pi D_i^2}{4} N_{ram} \quad ; \quad \frac{D}{L} = \frac{D_i}{2 \cdot L \cdot N_H}$$

6.1.2) Calcular la velocidad másica, número de Reynolds y el número de Prandtl.

$$G = W/A \quad , \quad Re = D \cdot G / \mu \quad \text{y} \quad Pr = C \cdot \mu / K \quad .$$

6.1.3) Calcular el número de Nusselt con la ecuación # 13.

6.1.4) Calcular el coeficiente individual de transferencia de calor h_{iO} con la ecuación 19.a y 19.b.

6.2) Calcular el coeficiente individual de transferencia de calor para el fluido por el ánulo, mediante los siguientes pasos:

6.2.1) Calcular el área de flujo, diámetro equivalente y la relación diámetro sobre longitud.

$$A = \frac{\pi (D_{ie}^2 - D_e^2)}{4} \quad ; \quad D_{eq} = \frac{D_{ie}^2 - D_e^2}{D_e} \quad ; \quad \frac{D}{L} = \frac{D_{eq}}{2 \cdot L \cdot N_H \cdot N_{ram}}$$

6.2.2) Calcular la velocidad másica, número de Reynolds y el número de Prandtl.

6.2.3) Calcular el número de Nusselt con las ecuaciones 13 y 14.

6.2.4) Calcular el coeficiente individual con la ecuación 19.c.

6.3) Calcular la temperatura de la pared del tubo con la ecuación # 20 (según la selección hecha en el inciso # 4).

6.4) Calcular los valores de ϕ .

$$\phi_i = (\mu_i / \mu_w)^{0.14} \quad \text{y} \quad \phi_o = (\mu_o / \mu_w)^{0.14}$$

6.5) Calcular los dos coeficientes individuales de transferencia de calor corregidos (multiplicar por ϕ).

6.6) Calcular el coeficiente global de transferencia de calor para la terminal caliente con la ecuación # 12.

7) Calcular el coeficiente global de transferencia de calor para la terminal fría (la terminal fría es la de menor temperatura para los dos fluidos).

Los cálculos son exactamente iguales a los realizados en el inciso # 6 , solo que aquí se utiliza la temperatura del fluido caliente saliendo y la temperatura del fluido frío entrando, en lugar de la temperatura del fluido caliente entrando y la temperatura del fluido frío saliendo respectivamente.

8) Calcular el coeficiente global de transferencia de calor para el intercambiador limpio, utilizando la ecuación 10.

9) Calcular el coeficiente global de transferencia de calor para el diseño con la ecuación # 9.

10) Con la ecuación de Fourier, calcular el área de transferencia de calor requerida.

11) Calcular el número de horquillas que puedan proporcionar esta área (redondeando al número superior).

$$NH = \frac{Ar}{2D_c L N_{ram} \pi}$$

12) En el inciso 6 y 7 , se utilizó un número de horquillas supuesto, si el número supuesto no coincide con el calculado, deberá suponerse ahora un número de horquillas igual al calculado y procesar nuevamente la información desde el paso # 6. Si por el contrario, los valores coinciden la prueba es válida y deberá continuarse en el inciso 13.

13) Calcular el área real de transferencia de calor, el coeficiente global de transferencia de calor para el diseño y el factor de obstrucción (los tres deberán ser evaluados para el número real de horquillas utilizadas.)

14) Calcular las caídas de presión *:

* Las caídas de presión se evalúan a las temperaturas promedio de sus fluidos.

- 14.1) Calcular la caída de presión para el flujo por el ánulo, con ⁴² las ecuaciones 25 y 22.
- 14.2) Calcular la caída de presión para el flujo por el tubo central con las ecuaciones 25 y 21.
- 15) Fin del algoritmo.

7.3.- Diferencias entre "cálculo" y "diseño" para un intercambiador de calor del tipo de coraza y tubos.

El "cálculo" de un intercambiador consiste en evaluar la capacidad de éste (transferencia de calor y caídas de presión), siendo que todas sus características físicas se encuentran plenamente especificadas.

Para el "diseño" de un intercambiador, no se parte de las especificaciones del intercambiador, sino de las especificaciones del proceso (cantidad de calor que se requiere transferir), para, posteriormente, calcular el área de intercambio térmico requerida y proponer un intercambiador tentativo. De este intercambiador tentativo, se procura encontrar todas las especificaciones, de tal forma que se puede proceder ahora como si fuera el "cálculo" de un intercambiador.

Si los resultados obtenidos no satisfacen las necesidades del proceso, se alteran los parámetros supuestos del intercambiador y se procesa nuevamente toda la información; se continúa alterando datos y procesando información, hasta que se obtenga el intercambiador que cumpla con las necesidades del proceso. A éste, se le conoce como un diseño satisfactorio.

El diseño óptimo, consiste en obtener un intercambiador que con el área de flujo más pequeña, llene los requerimientos del proceso (siempre y cuando sea un área estándar o sea, un intercambiador fabricado en serie).

Finalmente, sólo queda recordar, que este programa evalúa el cálculo y el diseño del intercambiador, el diseño satisfactorio y el diseño óptimo, dependen del usuario.

En el capítulo IX se dan algunas guías para obtener un buen diseño.

7.4.- Algoritmo para el "cálculo" de un intercambiador de coraza y haz de tubos.

- 1) Conocer las condiciones del proceso:
 - 1.1) temperaturas y gastos de los fluidos.
 - 1.2) Propiedades termofísicas de los fluidos.
 - 1.3) Datos del intercambiador:
 - 1.3.1) Para el lado de tubos:
 - Diámetro interno y externo de los tubos.
 - Número de tubos y longitud.
 - Arreglo de los tubos y espaciado.
 - Número de pasos por tubos.
 - 1.3.2) Para el lado por coraza:
 - Diámetro de la coraza (interno).
 - Espaciado de los deflectores.
 - Número de pasos por coraza.
 - 1.3.3) Número de intercambiadores en serie.
- 2) Comprobar el balance calorífico o si se desconoce alguna temperatura o gasto másico, deberá calcularse (ecuación # 2B).
- 3) Calcular la MLDT y el factor Ft (ecuaciones 5, 6 y 7).
- 4) Determinar qué flujo deberá ponerse por la coraza y cuál por el interior del haz de tubos.
- 5) Calcular el coeficiente global de transferencia de calor para la terminal caliente:

Según la selección hecha en el inciso # 4 , se asignarán las propiedades del fluido caliente entrando y las propiedades del fluido frío saliendo, al fluido por la coraza o al fluido por el haz de tubos.

- 5.1) Calcular el coeficiente individual de transferencia de calor para el fluido por el tubo interior:
 - 5.1.1) Calcular el área de flujo y la relación diámetro sobre longitud.

$$A = \frac{\pi D_i^2}{4} \cdot \frac{hot}{Lpt} \quad \text{y} \quad \frac{D}{L} = \frac{D_i}{L}$$

- 5.1.2) Calcular la velocidad másica, el número de Reynolds y el número de Prandtl.
- 5.1.3) Calcular el número de Nusselt con la ecuación # 13.
- 5.1.4) Calcular el coeficiente individual de transferencia de calor para el fluido interno (Ecuación 19.a y 19.b).
- 5.2) Calcular el coeficiente individual de transferencia de calor para el fluido por la coraza:
- 5.2.1) Calcular el área de flujo y el diámetro equivalente, con las ecuaciones 16, 17 y 18.
- 5.2.2) Calcular la velocidad másica, número de Reynolds y número de Prandtl.
- 5.2.3) Calcular el número de Nusselt con la ecuación # 15.
- 5.2.4) Calcular el coeficiente individual de transferencia de calor con la ecuación 19.c.
- 5.3) Calcular la temperatura de la pared del tubo con la ecuación número 20, según la selección hecha en el inciso # 4.
- 5.4) Calcular los valores de ϕ .
- 5.5) Calcular los coeficientes individuales corregidos.
- 5.6) Calcular el coeficiente global de transferencia de calor para la terminal caliente con la ecuación # 12.
- 6) Calcular el coeficiente global de transferencia de calor para la terminal fría:
- Los cálculos son exactamente iguales a los realizados en el inciso # 5, solo que aquí se utiliza la temperatura del fluido caliente saliendo y la temperatura del fluido frío entrando en lugar de la temperatura del fluido caliente entrando y la temperatura del fluido frío saliendo respectivamente.
- 7) Calcular el coeficiente global de transferencia de calor para el intercambiador limpio, utilizando la ecuación # 10.
- 8) Calcular el coeficiente global de diseño con la ecuación de Fourier (ecuación # 8).

- 9) Calcular el factor de obstrucción con la ecuación # 9.
- 10) Calcular las caídas de presión*.
- 10.1) Calcular la caída de presión para el flujo por la coraza con la ecuación 24 y 27.
- 10.2) Calcular la caída de presión para el flujo por el interior del haz de tubos, con la ecuación 23 y 26.
- 11) Fin del algoritmo.

* las caídas de presión se evalúan a las temperaturas promedio de sus fluidos.

7.5.- Algoritmo para el "diseño" de un intercambiador de coraza y haz de tubos.

- 1) Conocer las condiciones del proceso:
 - 1.1) Temperaturas y gastos de los fluidos.
 - 1.2) Propiedades termofísicas de los fluidos.
 - 1.3) Factor de obstrucción requerido y caídas de presión tolerables.
 - 1.4) Datos del intercambiador:
 - 1.4.1) Longitud de los tubos, diámetro exterior y espaciado de los mismos (por lo regular son especificados por la práctica industrial).
 - 1.4.2) Diámetro interno de los tubos, arreglo de los tubos, número de pasos por tubos, número de pasos por coraza, número de intercambiadores en serie y el espaciado de los deflectores (estos parámetros pueden ser manipulados para lograr un mejor diseño).
 - 1.5) Coeficiente global de transferencia de calor para el diseño (tabla IV del apéndice A). Este es función de la naturaleza de los fluidos.
- 2) Comprobar el balance calorífico o si se desconoce alguna temperatura o gasto; deberá calcularse con la ecuación # 2B.
- 3) Calcular la MLT y el factor Ft, con las ecuaciones 5, 6 y 7.
- 4) Calcular el área de transferencia requerida, con la ecuación # 8.
- 5) Calcular el número de tubos que proporcionen esta área.

$$N_{ot} = \frac{A}{\pi \cdot r_e \cdot l \cdot N_{int}}$$

- 6) Conociendo el número de tubos, número de pasos por tubos, diámetro externo, espaciado de los tubos y el arreglo; puede conocerse el diámetro de la coraza y el número de tubos reales (los intercambiadores no se construyen con cualquier número de tubos) mediante la tabla # 1 del apéndice A.
- 7) En este punto del algoritmo, se conocen todas las especificaciones del intercambiador, por lo cual se puede proceder como si fuera un simple "cálculo" de un intercambiador.

los pasos siguientes son iguales a los pasos del 4 al 11 del "algoritmo para el cálculo de un intercambiador de coraza y haz de tubos".

8) Fin del algoritmo.

REFERENCIAS

1. Perry y Chilton: Manual del Ingeniero Químico, México, Mc Graw Hill, 1982, sección 11.
2. Kern Donald Q.: Procesos de transferencia de calor, México, CECSA, 1984, p. 151.
3. Kern: op. cit., p. 179.
4. Ibidem., p. 116.
5. Ibidem., p. 179.
6. Rohsenow y Hartnett: Handbook of Heat transfer, sección 18.
7. Kern: op. cit., p. 133.
8. Perry y Chilton: op. cit., sección 10, p. 16.
9. Kern: loc. cit. "7".
10. Ibidem., p. 171.
11. Ibidem., p. 943.
12. Ibidem., p. 125.
13. Ibidem..
14. Ibidem., p. 139-140.
15. Ibidem., p. 182-183.
16. Ibidem., p. 73-74.
17. Ibidem., p. 941.
18. Ibidem., p. 944.

CAPITULO II

DESARROLLO DEL PROYECTO.

En el capítulo anterior, se describieron los métodos de solución para el cálculo y diseño de un intercambiador de calor.

Se puede observar que existe un gran parecido entre los tres algoritmos descritos, por lo cual, antes de planear el método de solución en computadora, se delimitaron los bloques de procesamiento que tuvieran mucha complejidad, fueran repetidos varias veces o tuvieran un contenido particular que requiriese ser tratado aisladamente.

De tal forma, se consideró apropiado apoyar el algoritmo de solución en 5 bloques (o módulos) y cada bloque fue estudiado y desarrollado aisladamente. Este mismo criterio de simplificación es utilizado también en las situaciones de la vida real; Es más fácil hacer una tarea complicada si se cuenta con un grupo de personas, a las cuales se les asigna una parte y finalmente se unen para concluir con la tarea que al principio pudo parecer complicada.

En la página siguiente se muestra el cuadro jerárquico de alto nivel y en pocas palabras se puede explicar de la siguiente forma:

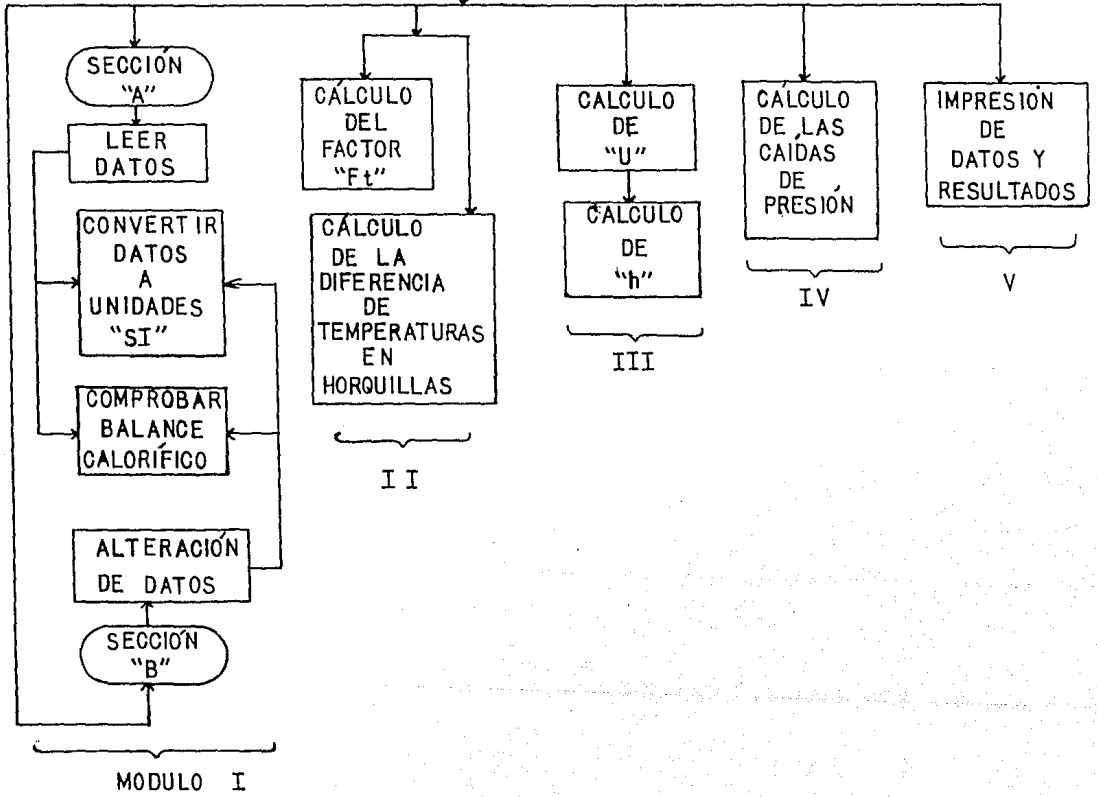
1) El bloque I será utilizado para efectuar la lectura de los datos necesarios y transformarlos a unidades del Sistema Internacional, además comprobará que no existan incongruencias en los datos alimentados (Balance calorífico).

2) El bloque II tiene la tarea de evaluar el potencial térmico, calculando el factor de corrección de la MITT (Ft) para intercambiadores del tipo de coraza y haz de tubos o la diferencia de temperaturas para intercambiadores de doble tubo (horquillas).

3) El bloque III será el encargado de efectuar el cálculo del coeficiente global (o total) de transferencia de calor en cualquier punto del intercambiador.

4) El bloque IV será utilizado para calcular las caídas de presión para los dos flujos del intercambiador.

PROGRAMA PRINCIPAL



5) La impresión de resultados (incluye también los datos iniciales) será efectuada por el bloque V.

6) Como la solución del problema, requiere varias iteraciones, existe una sección destinada a la alteración de datos, para posteriormente procesar la nueva información, sin necesidad de tener que alimentar todos los datos. Para ahorrar memoria (recuerde que este programa está destinado para una microcomputadora) se incluyó esta sección en el bloque I, llamándole sección B.

Si se analiza la capacidad de estos bloques y las necesidades de los algoritmos descritos en el capítulo uno, se puede observar que quedan algunos "huecos" y que falta enlazamiento entre los bloques, éste es, precisamente, el papel que juega el programa principal.

Al diseñar el mecanismo de cálculo de cada bloque, primeramente se plantearon una serie de objetivos, después se diseñó el algoritmo que satisfizo estos objetivos, olvidándose momentáneamente inclusive del mismo objetivo principal (cálculo y diseño de intercambiadores de calor). Finalmente se codificó en lenguaje Fortran mediante uno o varios subprogramas.

En cada bloque se puso especial interés en los datos que necesita (información de entrada) y los datos que debe proporcionar (información de salida), a estos datos se les llama comúnmente argumentos. Son incluidos en los listados codificados en Fortran (para cada subprograma) y su significado se encuentra en la hoja de trabajo de la base de datos. En los capítulos siguientes se explicará cada bloque y, al final, el programa principal, debido a que fueron creados en este orden.

CAPITULO III
LECTURA DE DATOS

BLOQUE I

Mediante este bloque se realizará la lectura de los datos necesarios para el "cálculo" o "diseño" de un intercambiador de calor.

Debe recordarse que si se quiere "calcular" un intercambiador del tipo de coraza y tubos, se supone que se conocen todos los datos del intercambiador. Por lo contrario, si se quiere "diseñar" un intercambiador del tipo de coraza y tubos, no se conoce el área de transferencia, o sea, ni el número de tubos, ni el diámetro de la coraza, pero debe conocerse el coeficiente global de transferencia de calor para el diseño (o de diseño). Con este dato el computador calculará el número de tubos que necesita el intercambiador; Dada esta información, el usuario podrá alimentar el diámetro de la coraza y el número de tubos aproximados*.

Si se quiere diseñar un intercambiador del tipo de horquillas, deberá conocerse el factor de obstrucción de las corrientes y el computador calculará el número de horquillas colocadas en serie.

El programa no tomará en cuenta las caídas de presión permitidas; Las calculará, pero si no le satisfacen, el usuario deberá hacer las alteraciones necesarias en el diseño, para obtener una buena caída de presión (utilizar un arreglo "serie-paralelo").

El bloque I está subdividido en dos secciones, la primera (sección A) realizará la lectura de los datos termofísicos de los fluidos y los datos del intercambiador. La segunda (sección B) proporcionará la oportunidad de alterar cualquier dato del intercambiador, para procesar nuevamente la información (recordar que la solución requiere de varias iteraciones).

* Utilizando las tablas I y II del apéndice A.

Estas dos secciones se programaron juntas en una sola subrutina, para ahorrar memoria. Sin embargo, surgió el problema de que la sección "A" debería llamarse sólo una vez (al iniciar el programa) y para las siguientes corridas debería llamarse a la sección "B". Para remediar este problema, se utilizó una señal* que indique si es la primera corrida (la señal estará apagada o sea igual a cero), o si es una corrida posterior (la señal estará prendida o sea diferente de cero). Además, esta señal será utilizada como un contador de corridas.

Anteriormente se dijo que la viscosidad y la conductividad térmica varían apreciablemente con respecto a la temperatura, por lo cual se deben conocer varios datos a distintas temperaturas y, mediante éstos, se podrá interpolar a una temperatura deseada (subrutinas "curva" y "recta").

Los datos pueden ser leídos en unidades del Sistema Internacional o en algún otro sistema de unidades más utilizado (las dimensiones de las partes del intercambiador son en medidas estándar).

* Este problema se podría solucionar con la proposición "ENTRY", pero no está disponible en algunos compiladores de Fortran 77.

1.- Indicador de ruta "FLAG"

Antes de continuar con el diagrama de flujo y algoritmo para este bloque, se aclararán algunos detalles para comprender la forma en que se ensambló la sección A y la sección B, mediante una señal o bandera llamada "FLAG".

Además, la variable FLAG, será utilizada para contar el número de corridas válidas (si el balance calorífico no se cumple, la prueba se invalida y no se contabiliza). Por lo cual, inicialmente el valor de FLAG será cero y al transferir el control del computador desde el programa principal al bloque I (llamar a la subrutina DATOS) se deberá ejecutar la sección A. Al concluir exitosamente cada corrida (que la prueba sea válida) se incrementará en uno a la variable FLAG y al transferir el control del computador desde el programa principal al bloque I se deberá ejecutar la sección B.

El problema se complicó aún más, debido a que la sección B necesita ejecutar una secuencia de instrucciones, que también necesita la sección A (y se encuentran en la sección A) por lo cual, la sección B transferirá momentaneamente el control del computador a la sección A y mediante la variable FLAG regresará el control a la sección B. Es por esto que en el listado codificado en Fortran y en su algoritmo, encontrará varias veces la pregunta " FLAG = 1? ".

Fisicamente la sección A y la sección B se encuentran en la subrutina DATOS.

Para hacer más fluida la comprensión de los diagramas de flujo y los listados del programa, los rótulos o números de proposición conservan un orden progresivo.

Además, los números de proposición (usados para recibir el control de computador) caen en el rango entre 5 y 170 .

Los rótulos (o etiquetas) para los formatos, se encuentran en el rango entre 200 y 900.

2.-SECCION A (entrada inicial de datos).

Objetivos:

- 1) Leer las propiedades termofísicas de los fluidos.
- 2) Leer los datos del intercambiador deseado.
- 3) Comprobar el balance calorífico.

Algoritmo:

- 1) Leer las propiedades de transporte de las dos corrientes;
 - a) Gravidades específicas y calores específicos a temperaturas promedio.
 - b) Para la viscosidad y conductividad térmica, uno o más datos, a distintas temperaturas.
- 2) preguntar el tipo de intercambiador deseado (horquillas o coraza y haz de tubos).
 - 3) Si el intercambiador es del tipo de horquillas, entonces debe leer:
 - a) Diámetro interno del tubo exterior de las horquillas.
 - b) Número de bancos en paralelo.
 - c) Factor de obstrucción requerido.
 - 4) Si el intercambiador es del tipo de coraza y tubos, entonces debe leer:
 - a) Arreglo de los tubos.
 - b) Espaciamento entre tubos.
 - c) Espaciamento entre deflectores.
 - d) Número de pasos por coraza.
 - e) Número de pasos por tubos.
 - f) Número de intercambiadores en serie.
 - g) Creación de trabajo (cálculo o diseño).
- 5) Leer el diámetro interno y externo del tubo central.

6) Si se quiere "calcular" los parámetros de un intercambiador de coraza y haz de tubos, entonces debe leer:

- a) El diámetro de la coraza.
- b) El número de tubos del intercambiador.

7) Si se quiere "diseñar" un intercambiador de coraza y haz de tubos, entonces debe leer:

- a) El coeficiente global de transferencia de calor para el diseño.
- 8) Pedir la longitud de los tubos.
- 9) Pedir la localización de los flujos por el intercambiador.

10) Leer las temperaturas de entrada y salida y los gastos másicos de los fluidos(si alguno de estos 6 datos es desconocido, se le deberá asignar un valor menor o igual que -460 a manera de señal o bandera, para que cuando se intente comprobar el balance calorífico, se calcule el parámetro desconocido).

11) Comprobar el balance calorífico (llamando a la subrutina BALANC).

- Si se cumple el balance, entonces:

El bloque I ha sido ejecutado satisfactoriamente y el control de computador regresará al programa principal(de donde fue llamada esta subrutina).

-En caso contrario:

Los datos de temperaturas y gastos másicos no son congruentes, deberá regresar al paso número 10 para alimentar los datos correctamente.

12)Fin del algoritmo de la sección A.

3.- SECCION B (alteración de datos).

Objetivo:

g) Poder cambiar cuanto dato se desee, excepto los datos de las propiedades de los fluidos.

* * Si cambia algún dato que requiera información adicional, el computador la pedirá.

* * * Establecer el final lógico del programa (STOP).

Algoritmo*:

12) Preguntará al usuario qué dato desea cambiar, el cual podrá ser:

- a) Cualquier temperatura o gasto de los fluidos.
- b) Tipo de intercambiador.
- c) Opción de trabajo (cálculo o diseño, solo para intercambiadores de coraza y haz de tubos).
- d) Localización de los flujos.
- e) Dimensiones y datos del intercambiador.

13) Si el dato alterado en el paso número 12 corresponde al inciso a, d o e, entonces:

Pedirá el dato y mandará el control del computador nuevamente al paso 12.

14) Si el dato alterado en el paso número 12 fué el inciso b, entonces: El programa pedirá los datos para el nuevo intercambiador y finalmente mandará el control del computador al paso 12.

15) Si el dato alterado en el paso número 12 fué el inciso c, entonces: Cambiará la opción de trabajo. Automáticamente el programa pedirá los datos que requiera este nuevo método de procesamiento (si ordena este cambio, teniendo intercambiadores del tipo de horquillas, no alterará nada) y finalmente mandará el control del computador al paso número 12.

16) Si no quiere alterar nada; se cuestionará al usuario sobre lo que desea hacer:

* Se continuó la numeración de la sección A.

f) Finalizar toda ejecución?

g) Procesar la información ? (correr).

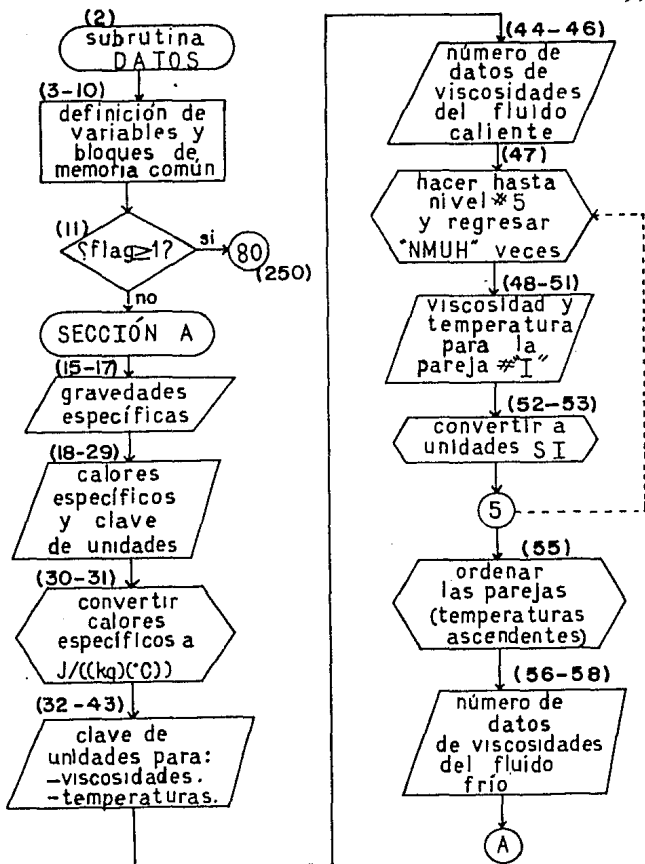
17) Si la opción corresponde al inciso f (se le puso esta letra, por que en realidad aparece en el mismo desplegado del paso número 12), entonces deberá cerrar los archivos de datos y parar (STOP).

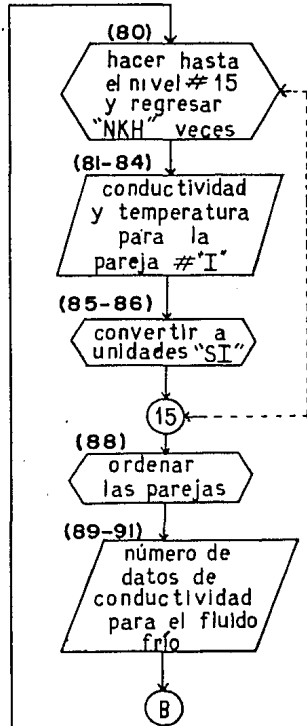
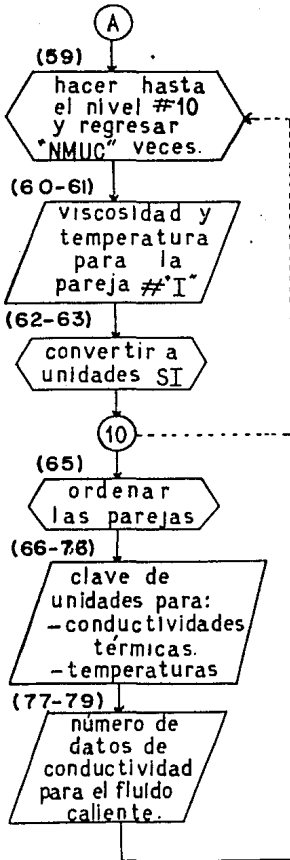
18) Si la opción corresponde al inciso g , entonces deberá comprobar el balance calorífico.

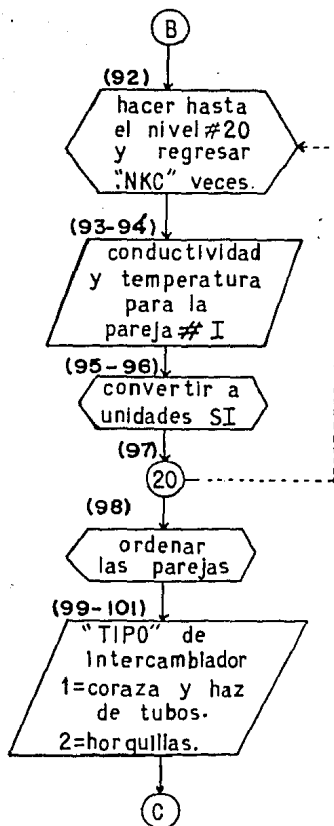
- Si se cumple, entonces: Regrese el control del computador al programa principal.

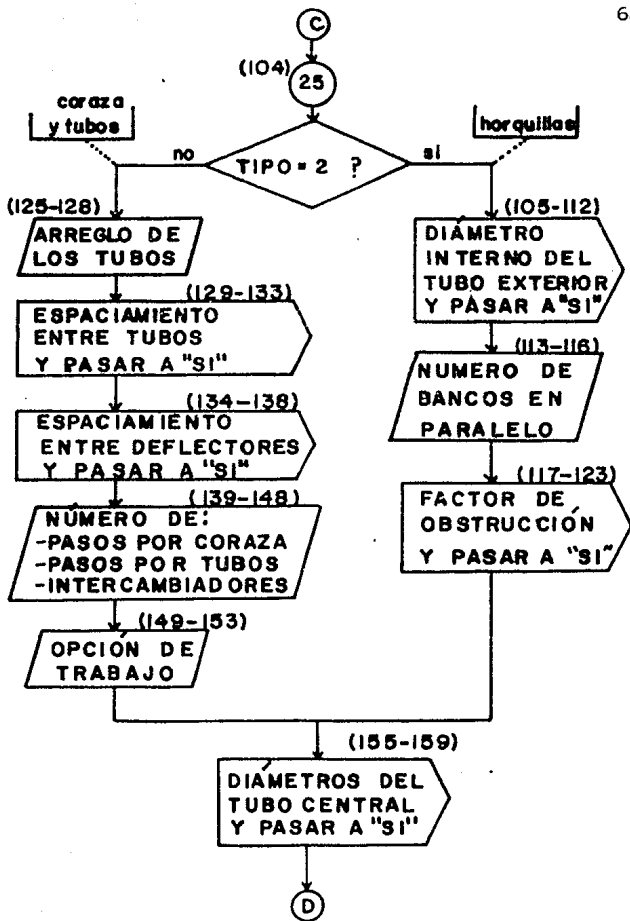
- Si por el contrario, el balance no se cumple, entonces: se deberá desplegar en pantalla un mensaje de error y se mandará el control del computador al inciso a del paso número 12.

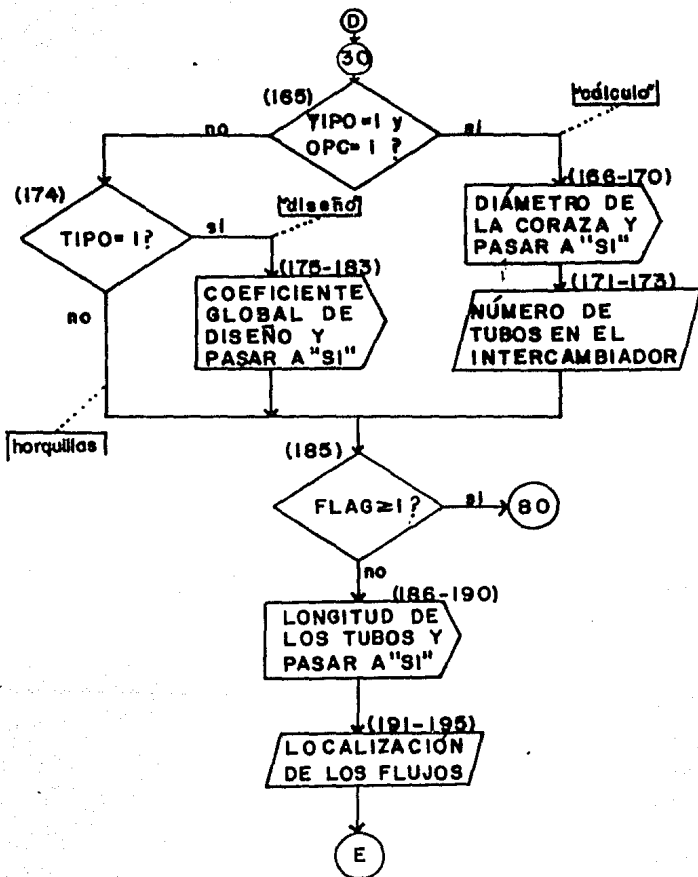
19 Fin del algoritmo de la sección "B" de la subrutina DATOS.

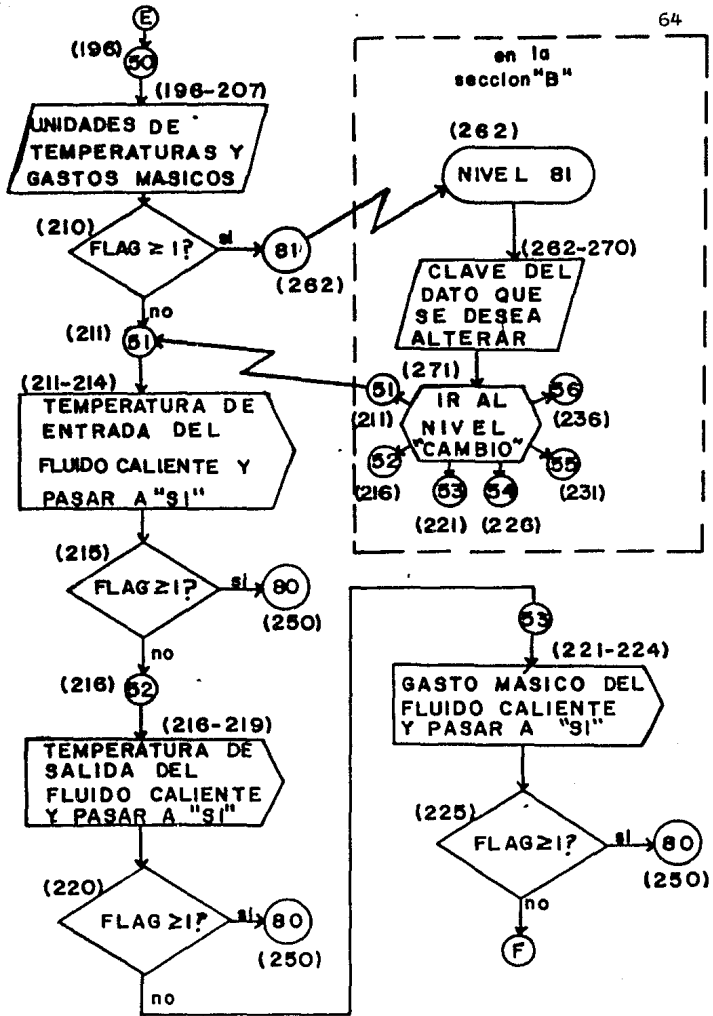


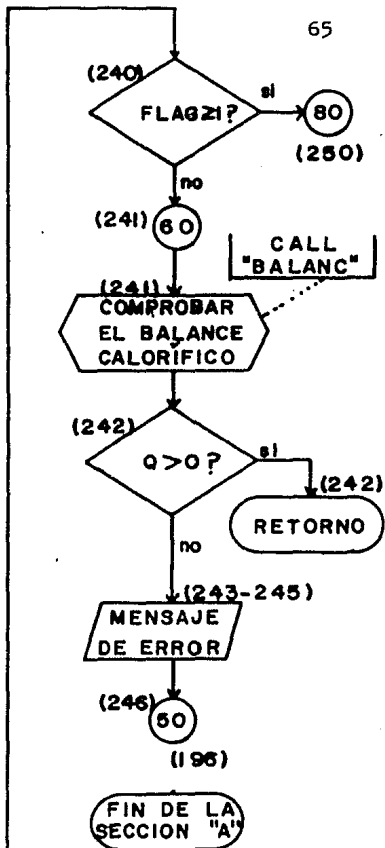
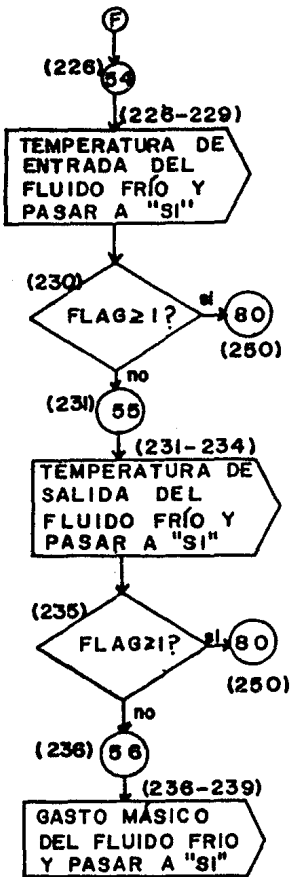




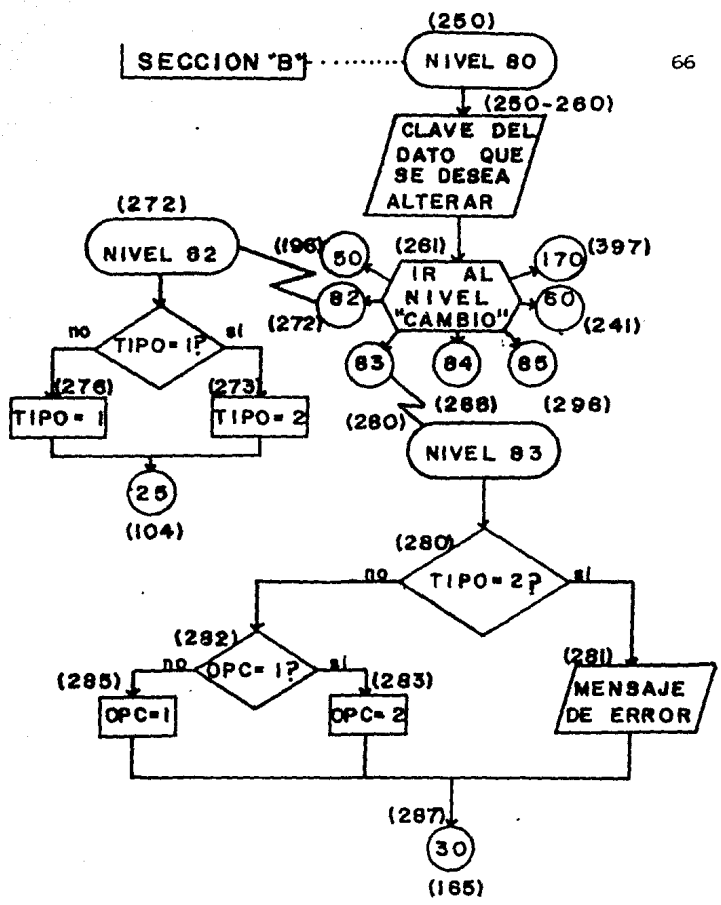


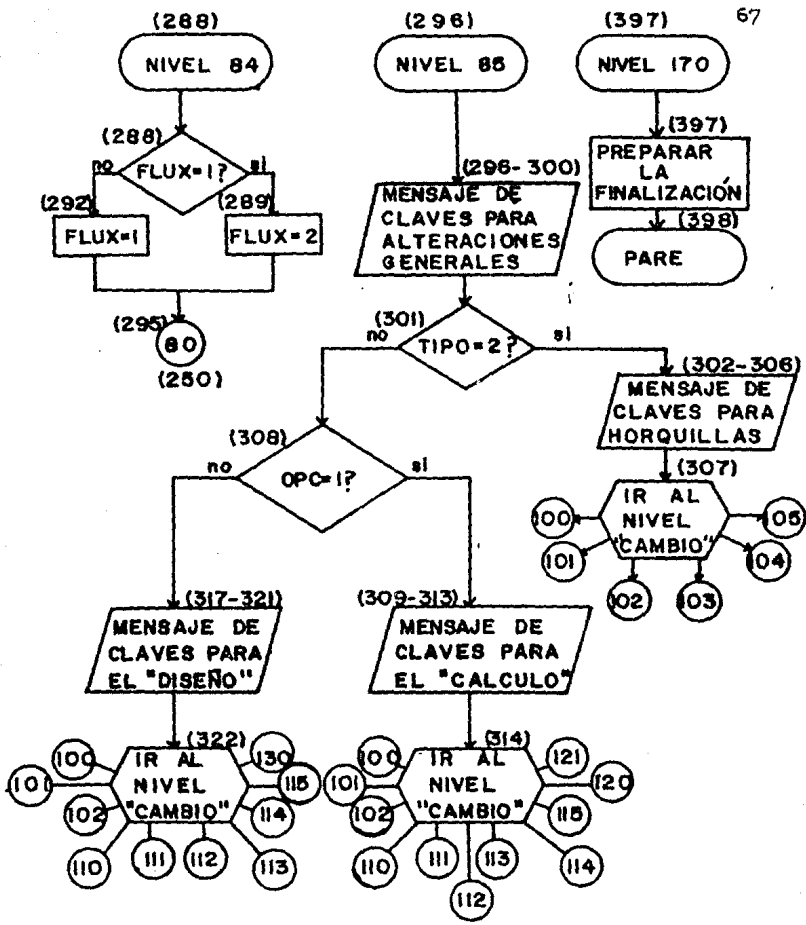




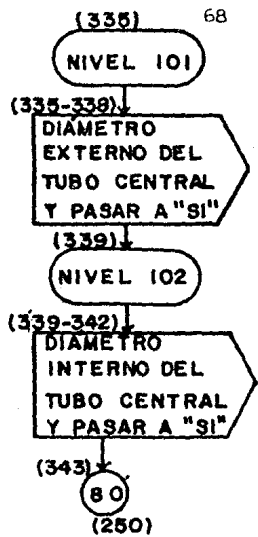
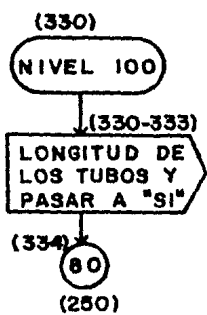


SECCION "B"

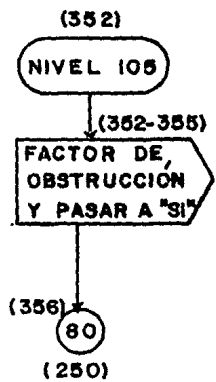
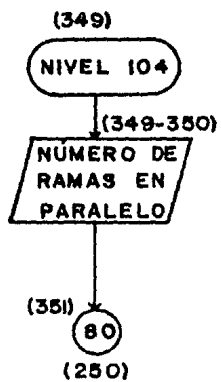
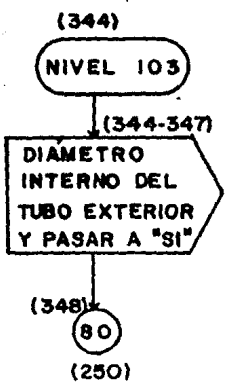


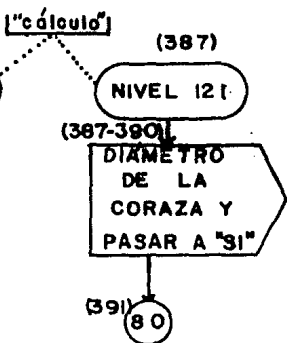
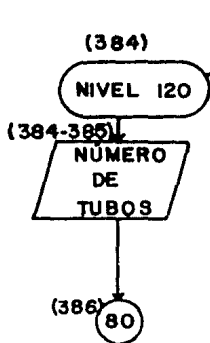
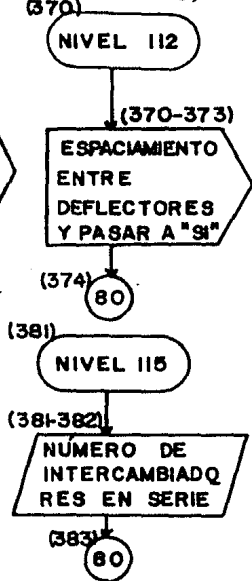
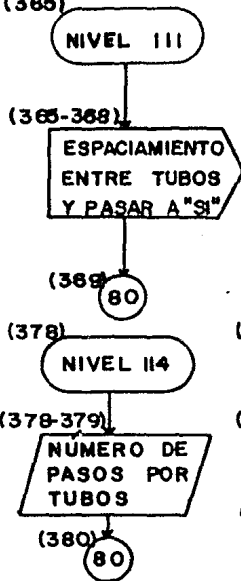
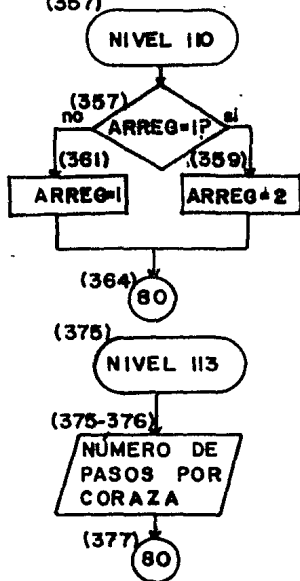


alteraciones
generales



alteraciones para horquillas





5.- Subrutina "DALAC"

Identificación:

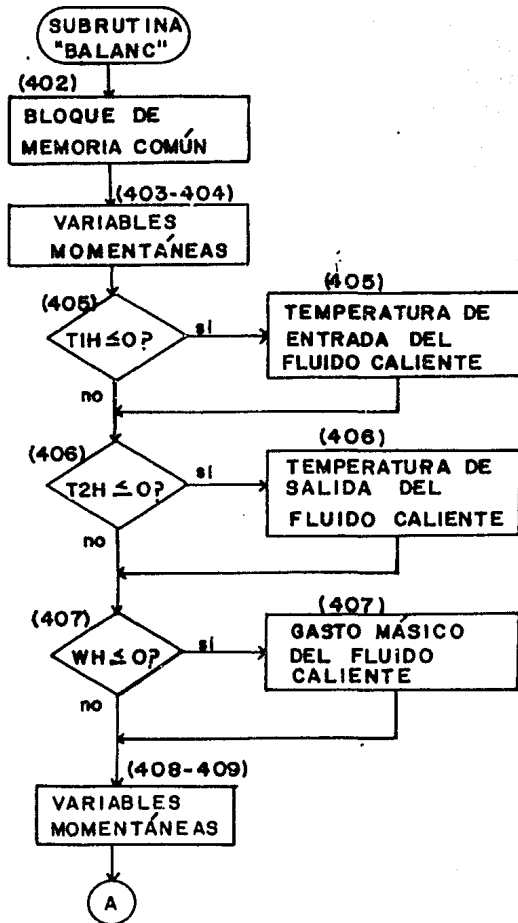
Anteriormente se habló del balance calorífico y la forma de evaluarlo.

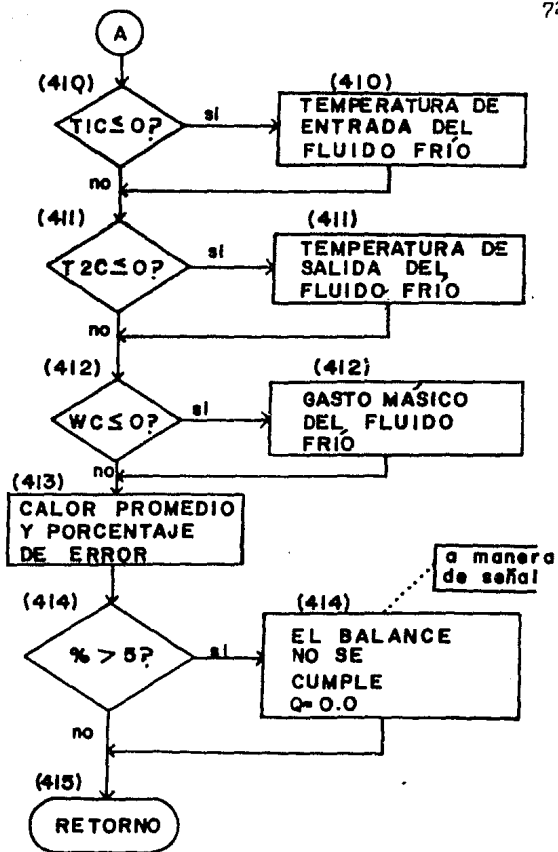
La siguiente subrutina podrá calcular alguna temperatura o gasto desconocido, pero requiere que la variable desconocida, tenga un valor negativo a manera de señal.

También deberá comprobar el balance calorífico, con la ecuación número 20.

Algoritmo:

- 1) Recibir datos de temperaturas, gastos y calores específicos de los fluidos.
- 2) Calcular alguna incógnita en caso de que exista, despejando de la ecuación número 20.
- 3) Comparar el balance calorífico con un máximo de 5 % de diferencia.
- 4) Si el balance se cumple, entonces calcular el promedio del calor transferido.
- 5) Si el balance no se cumple, asígnele cero al calor, a manera de señal para uso posterior.
- 6) Regresar al programa que llamó a esta subrutina (subrutina DATOS), llevando el valor del calor (Q), que es el resultado del balance calorífico.
- 7) Fin del algoritmo.





6.- Subprograma de función SI .

Identificación:

En la subrutina PATCS, continuamente se dijo (y en el programa principal también se verá): Convertir a unidades SI o unidades del Sistema Internacional, pero nunca se dijo cómo. Tal tarea está a cargo de este subprograma.

Para efectuar la conversión a unidades SI, debe recibirse una "clave" que indique las unidades en que el dato fué alimentado al computador, así tenemos que:

El calor específico podrá alimentarse en $J/(kg)(^{\circ}C)$ o en $Btu/((lb)(^{\circ}F)) = cal/((g)(^{\circ}C))$ (clave igual a 10 y 11 respectivamente).

Viscosidad en $kg/[(m)(s)]$ o en centipoises (clave igual a 8 y 9 respectivamente).

Conductividad térmica en $W/((m)(^{\circ}C))$, $(Btu)(pie)/[(^{\circ}F)(pie^2)(h)]$, $kcal/((^{\circ}C)(m)(h))$ o $W/((cm)(^{\circ}C))$ (clave igual a 12, 13, 14 y 15 respectivamente).

Temperatura en Felvin, grados Fahrenheit o grados centígrados (clave igual a 5, 6, o 7 respectivamente).

Longitud en metros, centímetros, pulgadas o pies (clave igual a 1, 2, 3 o 4 respectivamente).

Gasto másico en kg/s , lb/h o kg/h (clave igual a 16, 17 y 18 respectivamente).

Resistencia a la transferencia de calor en $(m^2)(^{\circ}F)^{-1}$, $(h)(pie^2)(^{\circ}F)/Btu$ o $(h)(m^2)(^{\circ}C)/kcal$ (clave igual a 22, 23 y 24 respectivamente).

Transferencia de calor en $W/((m^2)(^{\circ}F))$, $Btu/((h)(pie^2)(^{\circ}F))$ o $kcal/((h)(m^2)(^{\circ}C))$ (clave igual a 19, 20 y 21 respectivamente).

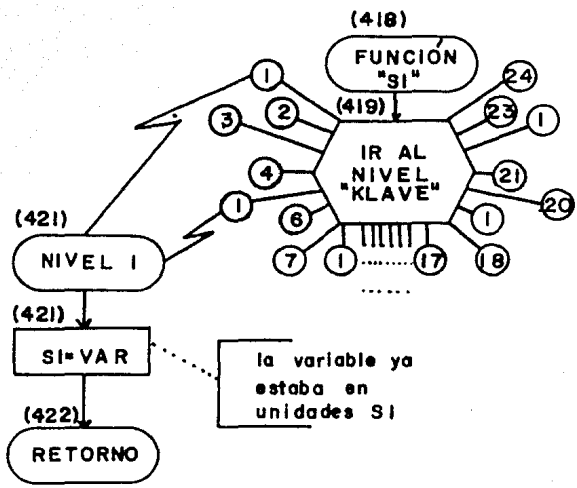
Todas las ecuaciones utilizadas en esta tesis, se encuentran en unidades del Sistema Internacional.

Las unidades SI utilizadas son:

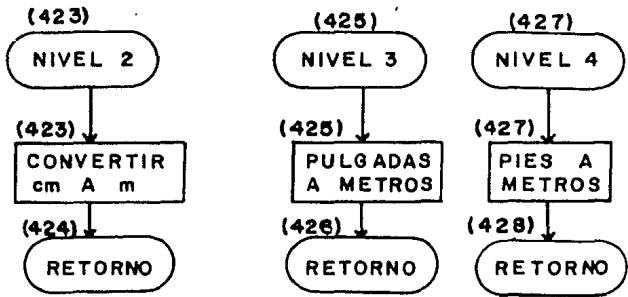
a) Longitud	metro	(m)
b) Masa	kilogramo	(kg)
c) Tiempo	segundos	(s)
d) Temperatura	Kelvin	(K)

Algoritmo:

- 1) El subprograma debe recibir el valor de la variable y una clave para saber en qué unidades fué alimentada (en este orden).
- 2) Según el valor de la clave de unidades efectuará la conversión a unidades del Sistema Internacional.
-Si la variable fué alimentada en unidades SI, no alterará nada.
- 3) Regrese al programa que llamó a este subprograma de función, llevando el valor de la variable en unidades SI.
- 4) Fin del algoritmo.

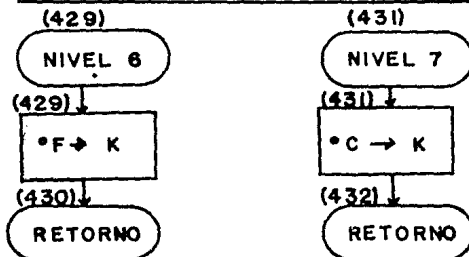


MEDIDAS DE LONGITUD:

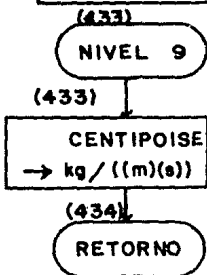


conversiones para temperaturas

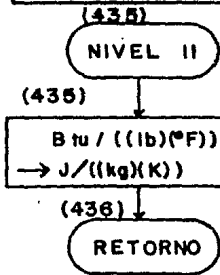
76



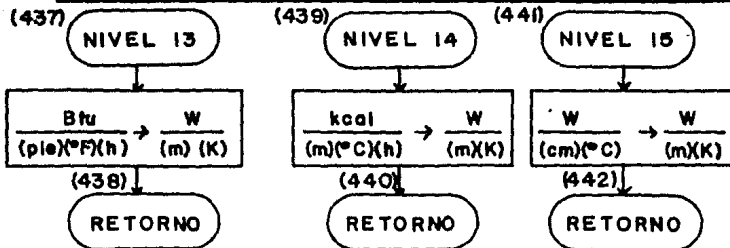
VISCOSIDAD



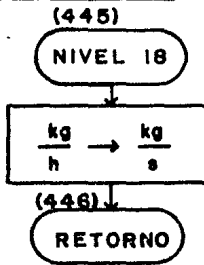
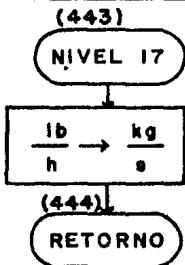
CALOR ESPECIFICO



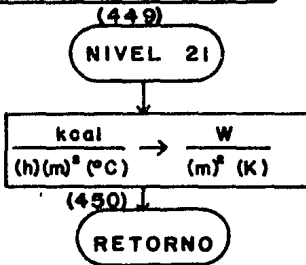
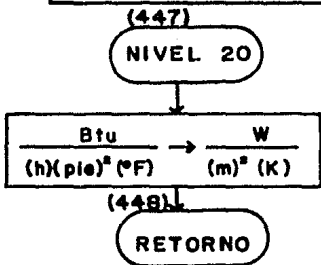
CONDUCTIVIDAD TÉRMICA



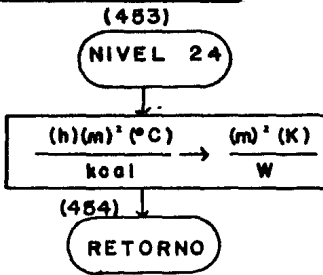
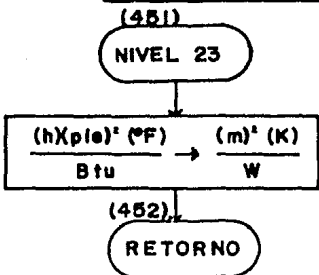
GASTO MÁSSICO



COEFICIENTE DE TRANSFERENCIA DE CALOR



FACTOR DE OBSTRUCCIÓN



7.-Subrutina BUBBLE.

Identificación.

Anteriormente se dijo que los datos de viscosidad y conductividad térmica de los líquidos, tienen una gran variación con respecto a la temperatura, por lo cual el programa pedirá varios datos de viscosidad o conductividad contra temperatura y serán asignados en variables unidimensionales.

Sin embargo, las subrutinas para interpolar (se analizan mas adelante y son la subrutina RECTA y la subrutina CUERVA) requieren que los datos de temperatura se encuentren en valores ascendentes.

Para evitar esta molestia al usuario, se utilizó una subrutina que realice este acomodo.

Algoritmo:

1) Esta subrutina recibirá hasta un máximo de 5 datos apareados X e Y (ejemplo: Temperatura vs. viscosidad).

-La forma de recibirlos, será en variables dimensionadas, es decir: X1, X2, X3...X5. y Y1, Y2, ...Y5. Por lo cual la primera pareja será (X1 , Y1).

2) Para lograr el acomodo de menor a mayor, es necesario comparar el primer valor (X1) contra los restantes (X2, X3..X5) y si se encuentra un valor menor, se invierten estos valores (se intercambian) y también el de sus parejas (Y).

-Continúe comparando este nuevo primer dato (X1) contra los demás datos que le faltó de comparar, recordando que si encuentra un dato menor que el primero, entonces debe intercambiar sus valores y también el de sus parejas.

3) Compare el segundo valor (X2) contra los demás (X3, X4 y X5) y reacomódelos según el criterio explicado en el inciso número dos.

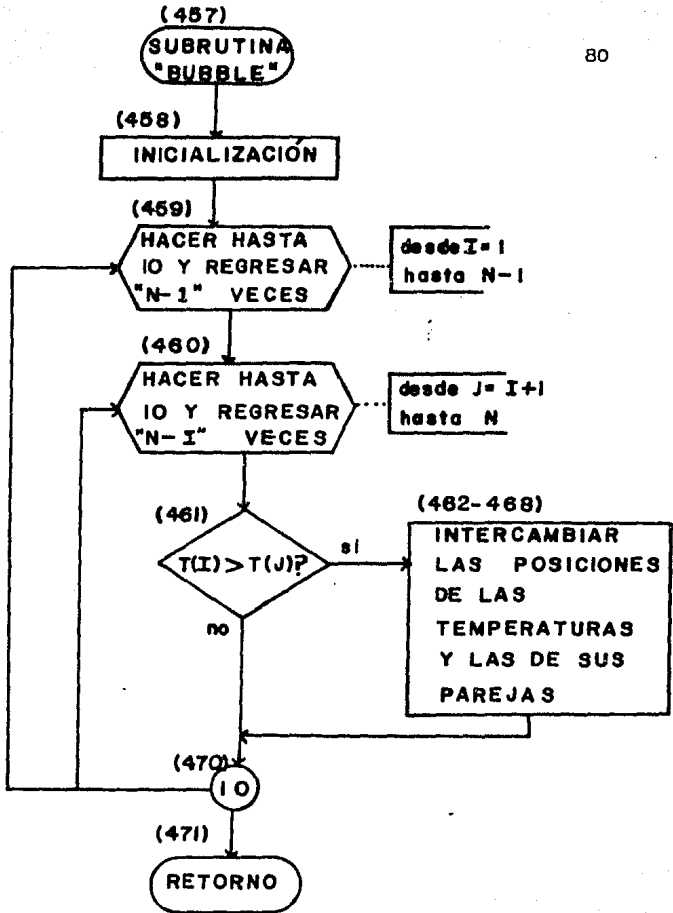
4) Hacer la misma rutina que en el inciso # 3 para el dato número tres y cuatro.

**ESTA TESIS NO DEBE
SALIR DE LA BIBLIOTECA**

79

5) Finalmente, los datos ya han sido reacomodados en orden de temperaturas ascendentes (para sus valores de X), ahora regrese el control del computador al programa que llamo a esta subrutina (subrutina DATOS).

6) Fin del algoritmo.



BLOQUE II

1.- Subrutina TTTM

Objetivo:

a) Calcular el factor de corrección de la diferencia de temperaturas, para intercambiadores del tipo de coraza y haz de tubos, para cualquier número de pasos por coraza.

b) Calcular la diferencia de temperaturas para intercambiadores del tipo de doble tubo (horquillas).

Algoritmo:

1) Si el intercambiador tratado es del tipo de doble tubo, entonces comience desde el paso número 8, en caso contrario (intercambiador de coraza y haz de tubos) continúe en el paso número 2.

2) Si el número de pasos por coraza es igual al número de pasos por tubos, entonces el factor de corrección es 1.0 y regrese al programa que llamó a esta subrutina (programa principal).

-En caso contrario, continúe en el paso siguiente.

3) Calcular el número de cruces de temperaturas (es el producto del número de intercambiadores en serie por el número de pasos por coraza).

4) Calcular, con las ecuaciones de Bowman (ecuación # 7), la efectividad térmica equivalente a un intercambiador 1-2.

5) Calcular el factor de corrección con las ecuaciones de Kern (ecuación # 6) para un intercambiador 1-2.

6) Si se está calculando un intercambiador ya existente o el factor de corrección es mayor o igual que 0.75 entonces la prueba es declarada válida y regrese el control del computador al programa principal. En caso contrario continúe en el paso # 7.

7) Incrementar el número de cruces totales, aumentando el número de intercambiadores en serie y regrese el control del computador al paso número 3.

8) (Para intercambiadores de doble tubo) Si el fluido caliente circula por los ánuos, calcular Y con la ecuación número 2.

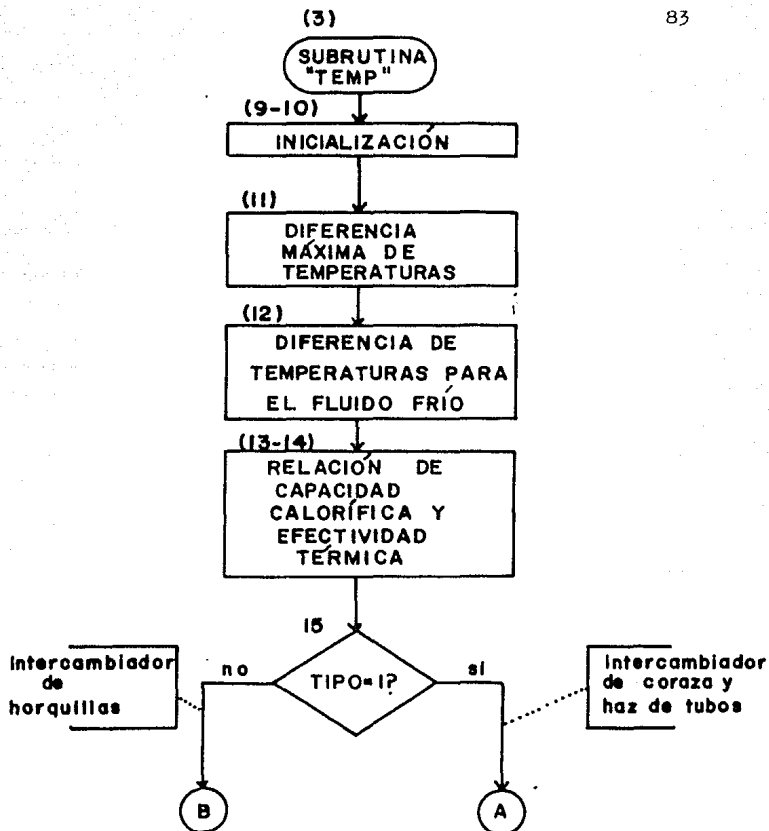
9) Si el fluido frío circula por los ánuos, calcular Y con la ecuación número 3.

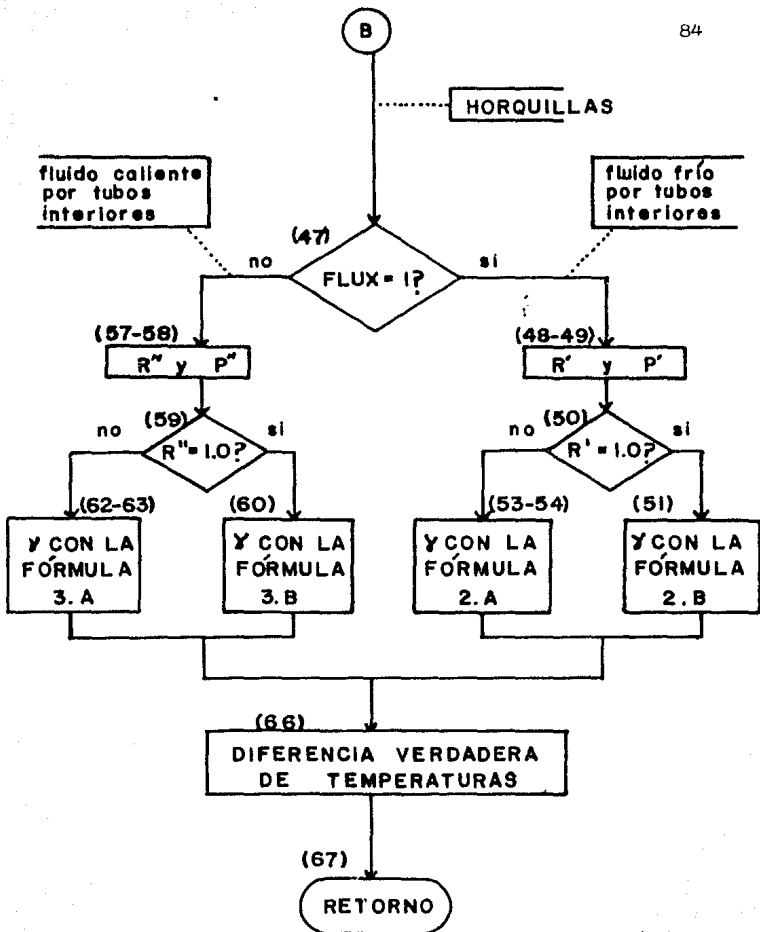
10) Calcular la diferencia de temperaturas, multiplicando Y por la diferencia de temperaturas extremas (ecuación número 1).

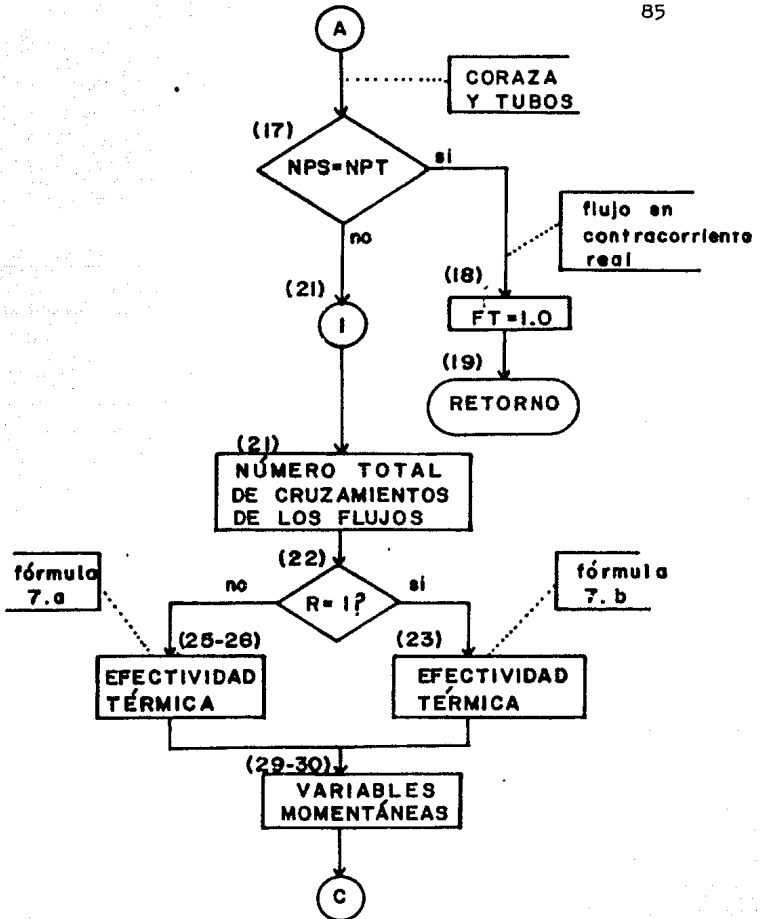
11) Regresar el control del computador al programa que llamó a esta subrutina.

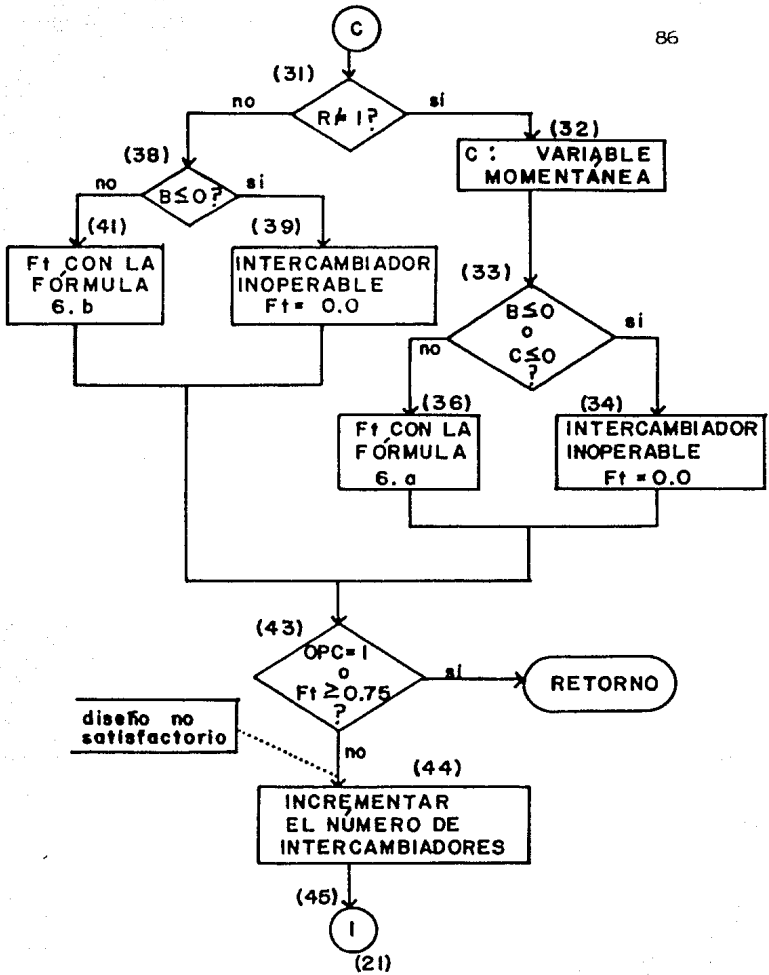
12) Fin del algoritmo.

¡ótese que en el paso 5, para algunos valores el intercambiador es inoperable, por lo cual se deberá asignar un valor de cero a manera de señal, el mensaje de error estará a cargo del programa principal y no de la subrutina.









diseño no satisfactorio

CAPÍTULO V COEFICIENTE GLOBAL Y TRANSFERENCIA DE CALOR
 PROCED. III

Objetivo:

En este bloque se muestra la subrutina que calcula el coeficiente global de transferencia de calor (U) en cualquier punto del intercambiador (subrutina global), siempre y cuando se conozcan las temperaturas de los fluidos en este punto. Por lo cual podrá calcular el coeficiente global en la terminal caliente (por donde entra el fluido caliente y sale el fluido frío) y en la terminal fría (por donde sale el fluido caliente y entra el fluido frío).

La subrutina incluirá la corrección de los coeficientes de película debido a la influencia de la viscosidad.

1.- Subrutina GOCGL.

Algoritmo:

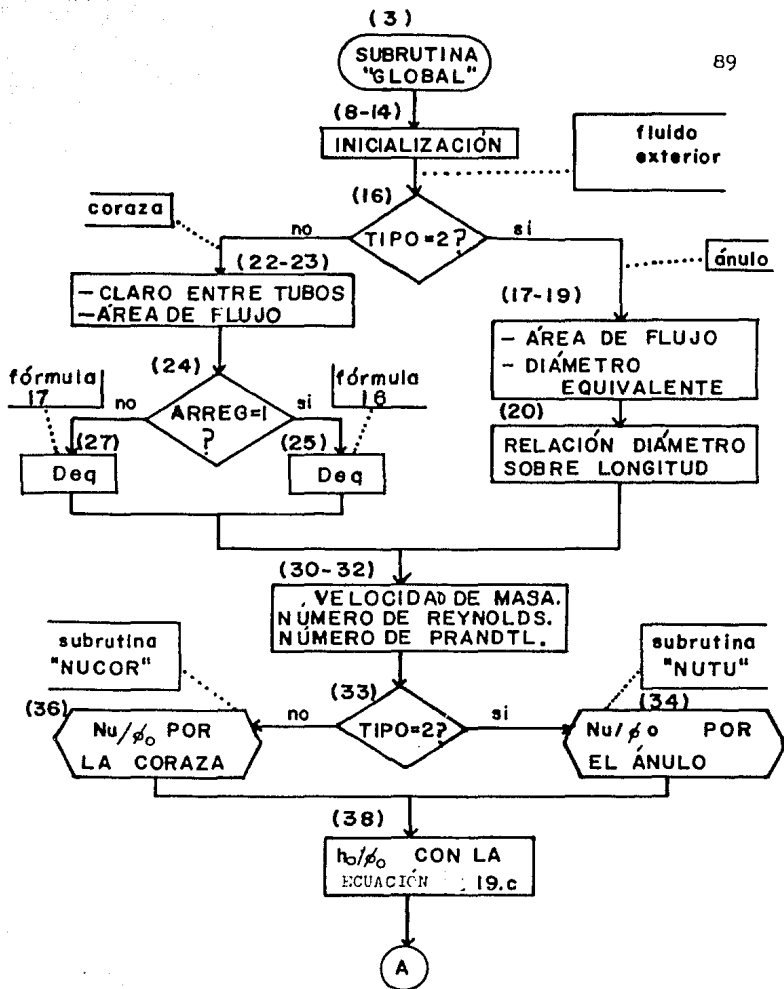
1) Si se trata de un intercambiador de horquillas, calcular el número de Reynolds, Prandtl y la relación diámetro sobre longitud para el ángulo. Con éstos datos se calculará el número de Nusselt para el fluido externo (con la subrutina "UTU").

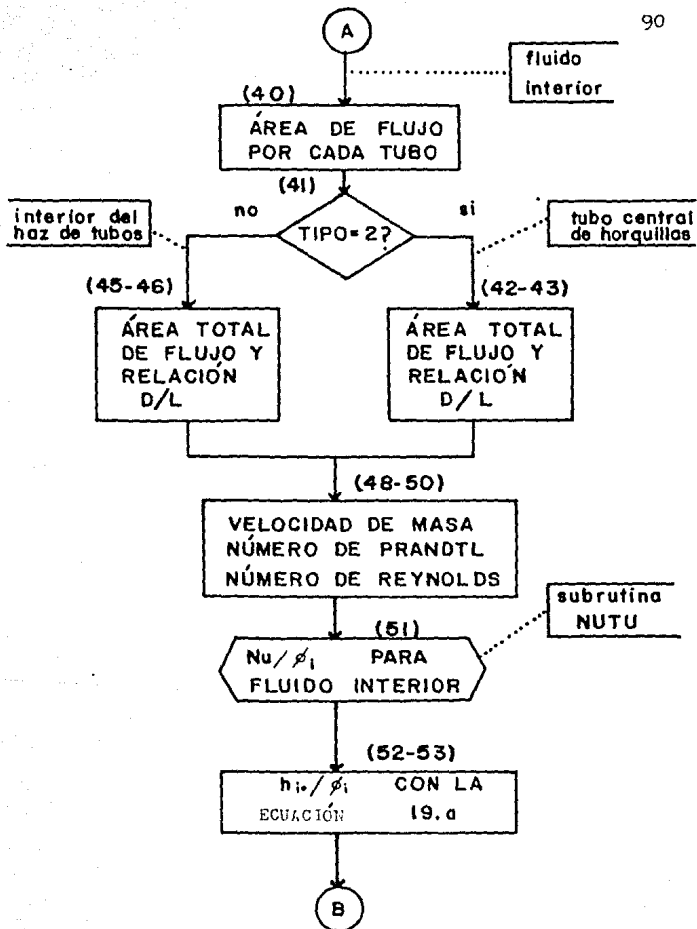
-En caso de tener un intercambiador del tipo de coraza y tubos, calcular el número de Reynolds y Prandtl para el fluido por la coraza y con éstos datos calcular el número de Nusselt para el fluido externo (con la subrutina "UOCP").

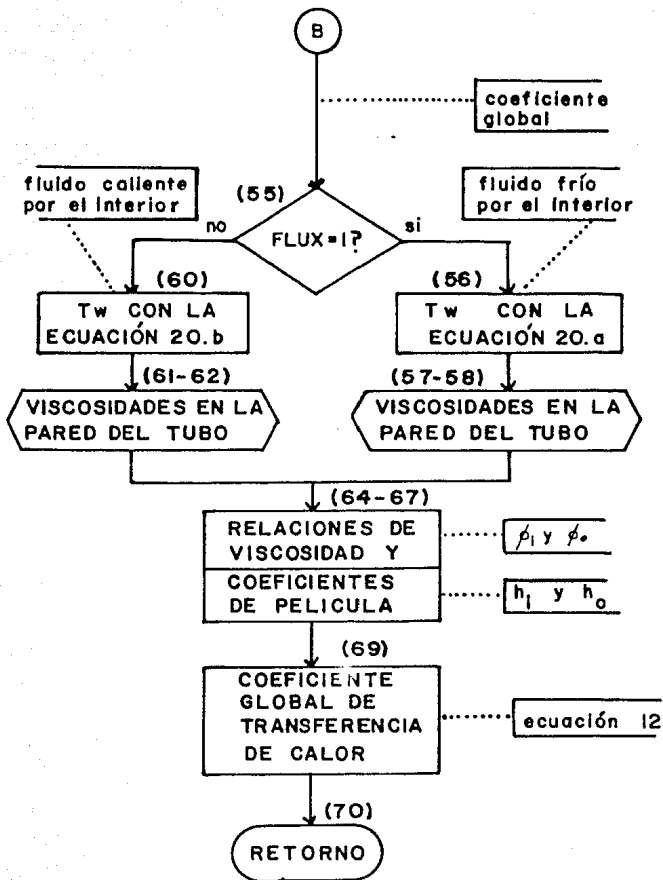
2) Si se trata de un intercambiador de horquillas, calcular el número de Reynolds, Prandtl y la relación diámetro sobre longitud para el fluido interno; Con éstos datos calcular el número de Nusselt (con la subrutina "UTU")

-En caso de tener un intercambiador de coraza y haz de tubos, calcular el número de Reynolds, Prandtl y la relación diámetro sobre longitud y con éstos datos calcular el número de Nusselt para el fluido por el interior del haz de tubos (con la subrutina "UTU").

- 3) Calcular los coeficientes de película (o coeficientes individuales de transferencia de calor) con la ecuación # 19.
- 4) Calcular la temperatura de la pared del tubo con la ecuación número 20.
- 5) Corregir los coeficientes de película debido a los cambios de viscosidad.
- 6) Calcular el coeficiente global de transferencia de calor con la ecuación número 12.
- 7) Regresar el control del computador al programa principal.
- 8) Fin del algoritmo.







2.- Subrutina NUTU.

Identificación:

La subrutina NUTU, calculará el número de Nusselt en conductos circulares (o anulares si se utiliza el diámetro equivalente). Esta subrutina deberá recibir el número de Reynolds, el número de Prandtl y la relación diámetro sobre longitud.

Algoritmo:

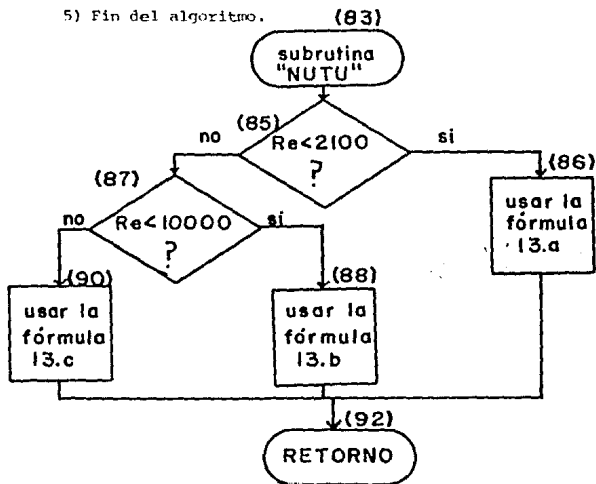
1) Si el flujo por la tubería circula en régimen laminar ($Re < 2,100$), entonces calcule el número de Nusselt con la ecuación número 13.A .

2) Si el flujo es incierto ($2\,100 < Re < 10\,000$), entonces calcular el número de Nusselt con la ecuación 13.B .

3) Si el flujo es totalmente turbulento ($Re > 10\,000$) entonces calcular el número de Nusselt con la ecuación 13.C .

4) Regresar el control del computador a la subrutina GLOBAL

5) Fin del algoritmo.



3.- Subrutina NUCOR.

Identificación:

La subrutina NUCOR, calculará el número de Nusselt para el fluido por el lado de la coraza. Esta subrutina deberá recibir el número de Reynolds y el número de Prandtl.

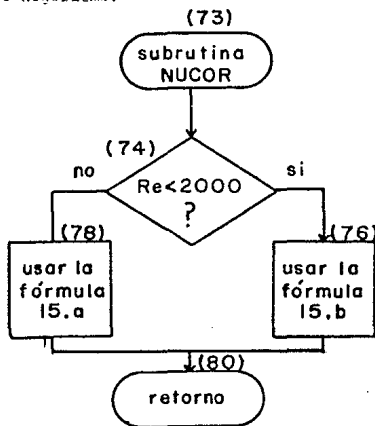
Algoritmo:

1) Si el flujo por la coraza tiene un régimen laminar ($Re < 200$) o si el flujo es incierto ($200 < Re < 2,000$), entonces calcule el número de Nusselt con la ecuación # 15.A .

2) Si el flujo es turbulento, entonces se calculará el número de Nusselt con la ecuación 15.A

3) Regresar el control del computador al programa que llamó a esta subrutina (subrutina GLOBAL) .

4) Fin del algoritmo.



4.- Subprograma de función CUBA

Identificación:

Anteriormente se hizo notar que los coeficientes de película, se corrigen debido a los cambios de viscosidad, por lo cual se debe conocer la viscosidad a distintas temperaturas.

La viscosidad para líquidos tiene una función exponencial al inverso de la temperatura, dada por la ecuación de Guzmán-Andrade:⁽¹⁾

$$\mu = a \exp \frac{b}{T}$$

En donde a y b son constantes específicas para cada líquido.

Si se tienen 2 datos de viscosidad contra temperatura, se puede calcular la viscosidad a una temperatura T_0 con la ecuación para interpolación logarítmica:⁽²⁾

$$\mu_0 = \exp \left[\ln(\mu_1) - \frac{1 - \frac{T_1}{T_0}}{1 - \frac{T_1}{T_2}} \ln \left(\frac{\mu_1}{\mu_2} \right) \right]$$

Y éste, es el objetivo de este subprograma.

Como el computador pedirá uno o más datos a distintas temperaturas, si solo se tiene un dato, no se efectúe la interpolación pues para ésta se requiere de dos datos distintos, pero si se tienen más de dos datos, se deberá de interpolar con la mejor pareja de datos.

* Ver la deducción en el apéndice B.

r * Ver paso 2 del algoritmo

(1) PERRY y CHILTON; Manual del Ingeniero Químico, México, Mc Graw Hill, 1982, p. 3-308.

Algoritmo:

1) Si se conoce únicamente un dato de viscosidad contra temperatura, entonces la viscosidad se supone constante, asígela a la función * Y regresar el control del computador al programa que llamó a este subprograma. En caso contrario continúe en el paso siguiente.

2) Interpolar utilizando la mejor pareja de datos (recordar que la subrutina PUFFI acomodó estos datos en orden de temperaturas ascendentes).

a) utilizando el dato inmediatamente inferior e inmediatamente superior a la temperatura deseada. Si no existe alguno de estos dos datos, pasar al inciso b.

b) En caso de que las temperaturas de los datos sean menores que la temperatura a la que se desea evaluar la viscosidad, utilizar los dos últimos datos.

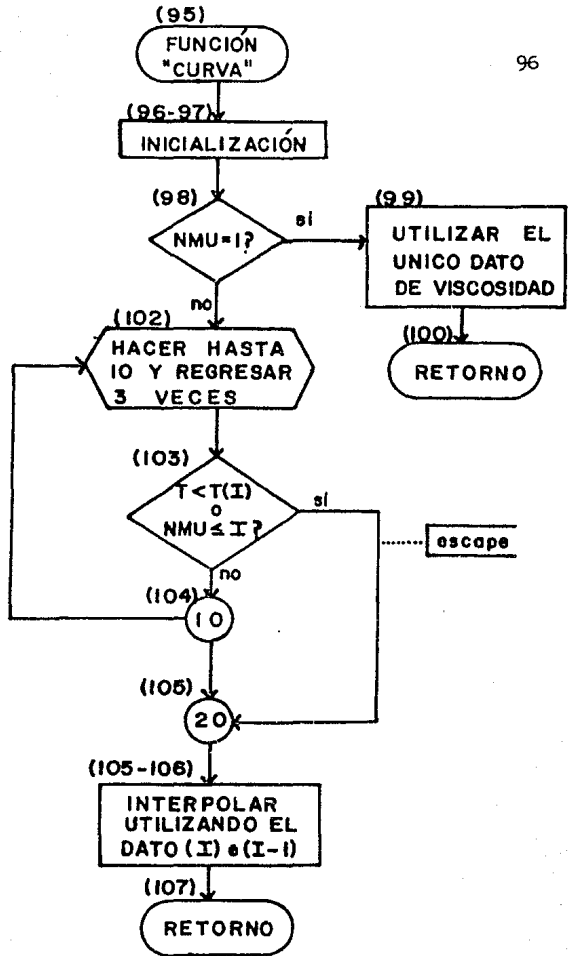
c) En caso de que las temperaturas de los datos sean mayores que la temperatura a la que se desea evaluar la viscosidad, utilizar los dos primeros datos.

3) Asignar el valor interpolado de la viscosidad a la función.*

4) Regresar el control del computador al programa que llamó a este subprograma.

5) Fin del algoritmo.

* Como se trata de subprograma de función, la viscosidad a la temperatura T_0 , no se encuentra en la lista de argumentos del subprograma, sino que se asigna a la función misma.



CAPITULO VI CAIDA DE PRESION

BLOQUE IV

1.- Subrutina CAIDA.

Objetivo:

Calcular las pérdidas de presión de las corrientes por el intercambiador.

Algoritmo:

1) Primero se calculará la caída de presión para el fluido por el exterior de los tubos:

a) Si el intercambiador es del tipo de horquillas, calcular el factor de fricción para el fluido por el ánulo (con el subprograma FRCH) y con éste se calcula la caída de presión debido al flujo y a las entradas y salidas por las horquillas (ecuación # 22).

b) Si el intercambiador es de coraza y tubos, calcular el factor de fricción, para el fluido por la coraza (con la función FRCC) y con éste calcular la caída de presión para el fluido por la coraza (ecuación # 24).

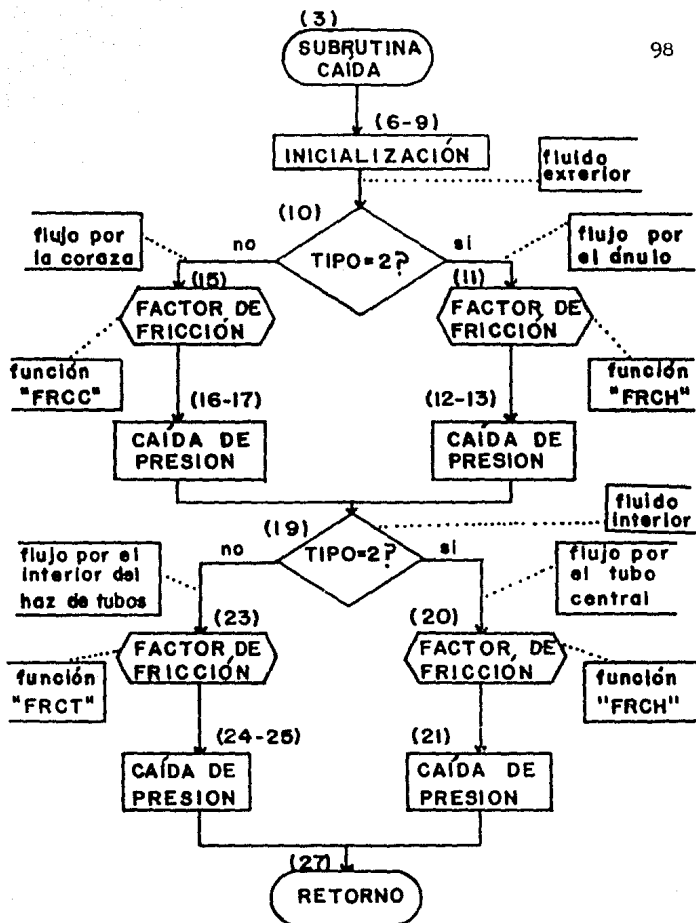
2) Calcular la caída de presión para el fluido que circula por los tubos centrales:

a) Si se trata de un intercambiador de horquillas, calcular el factor de fricción para el fluido por el tubo central (con el subprograma de función FRCH) y la caída de presión debido al flujo (con la ecuación # 21).

b) Si es un intercambiador de coraza y tubos, calcular el factor de fricción para el fluido por el interior del haz de tubos (con el subprograma FRCT) y con este dato calcular la caída de presión debida al flujo y a los retornos por cada paso (ecuación número 23).

3) Regrese el control del computador al programa principal.

4) Fin del algoritmo.



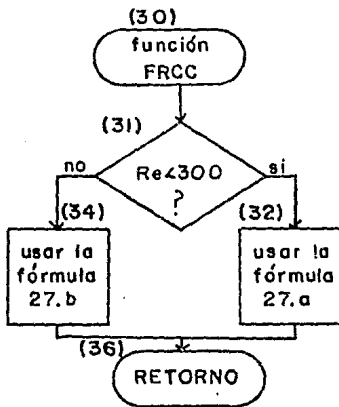
2.- Subprograma de función FRCC.

Identificación:

Este subprograma calcula el factor de fricción para el flujo por el lado de la coraza. Esta función recibe como único argumento el número de Reynolds y regresa al programa que lo llamó, asignando el valor del factor de fricción a la variable FRCC.

Algoritmo:

- 1) Si el número de Reynolds es menor de 300, entonces:
Calcular el factor de fricción con la ecuación 27.a .
En caso contrario:
Calcular el factor de fricción con la ecuación 27.b .
- 2) Regresar a la subrutina CAIDA con el valor calculado del factor de fricción.
- 3) Fin del algoritmo.



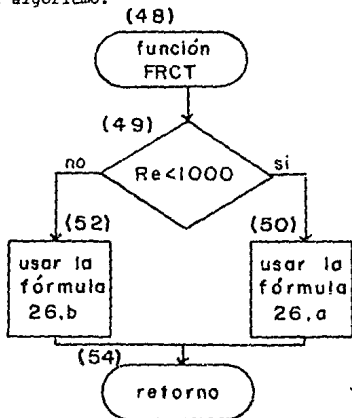
3.- Subprograma de función FRCT.

Identificación:

Este subprograma calcula el factor de fricción para el fluido por el haz de tubos. Este subprograma trabaja de forma muy parecida a la función FRCC (ver los listados codificados en Fortran).

Algoritmo:

- 1) Si el número de Reynolds es menor de 1,000 , entonces:
Calcular el factor de fricción con la ecuación 26.a .
En caso contrario:
Calcular el factor de fricción con la ecuación 26.b .
- 2) Regresar a la subrutina CAIDA con el valor calculado del factor de fricción.
- 3) Fin del algoritmo.



4.- Subprograma de función FRCH.

Identificación:

Este subprograma calcula el factor de fricción, para el fluido interno o externo en intercambiadores del tipo de doble tubo (horquillas de acero IPS), a partir del número de Reynolds.

Algoritmo:

1) Si el número de Reynolds es menor de 2 100, entonces:

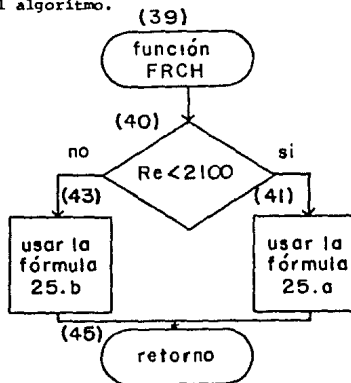
Calcular el factor de fricción con la ecuación 25.a .

En caso contrario:

Calcular el factor de fricción con la ecuación 25.b .

2) Regresar el control del computador a la subrutina CAIDA con el valor calculado del factor de fricción.

3) Fin del algoritmo.



CAPITULO VII SALIDA DE RESULTADOS

BLOQUE V

1.- Subrutina SALIDA.

Objetivo:

Este bloque está formado por una sola subrutina y será la encargada de escribir en la pantalla del computador y en un archivo de memoria (por si no se tiene la impresora en línea), los datos del intercambiador y los resultados obtenidos.

Se escribirán los parámetros del intercambiador en unidades del Sistema Internacional, pero las medidas estándar, se escribirán también en unidades inglesas (se aprovechará que al escribir las variables, el compilador Fortran acepta expresiones y operaciones).

El programa parará momentáneamente y se podrán observar los resultados, para planear los datos que tendrá la siguiente corrida.

Algoritmo:

1) Antes de comenzar la escritura, se deberán definir algunas variables (factores de conversión), para convertir unidades del Sistema Internacional a:

- a) pulgadas.
- b) $Btu / ((hr)(pie^2)(^{\circ}F))$ o $((hr)(pie^2)(^{\circ}F)) / Btu$.
- c) Grados Centígrados.
- d) lb/pulg² .
- e) Centímetros.

2) Si el intercambiador tratado es del tipo de coraza y haz de tubos, entonces:

Mandar el control del computador al paso número 11, en caso contrario continúe en el paso número 3.

3) Escribir el número de corrida, la longitud de las horquillas en metros y pies y los diámetros de los tubos en centímetros y pulgadas.

4) Escribir el acomodo de los fluidos.

5) Escribir las temperaturas y gastos máxicos de los fluidos en grados Centígrados y en kilogramos por segundo respectivamente.

6) Describir el dispositivo utilizado:

-Número de horquillas.

-Número de ramas en paralelo.

7) Escribir el potencial térmico en grados centígrados, los coeficientes de transferencia de calor (para el intercambiador limpio y el de diseño) en unidades SI y unidades inglesas, así como el factor de obstrucción real y el área de transferencia de calor en metros cuadrados y pies cuadrados.

8) Escribir el factor de obstrucción requerido.

9) Escribir las caídas de presión en Pascales y en lb/pulg² .

10) Continúe en el paso número 19 (transferir el control del computador al paso 19).

11) Escribir el número de corrida, el número de pasos por coraza y el número de pasos por tubos.

12) Si el dispositivo consiste en varios intercambiadores, entoces, escribir el número de intercambiadores en serie.

En caso contrario continúe.

13) Escribir el número de tubos, su longitud en metros y pies, los diámetros y los espaciamentos en centímetros y pulgadas.

14) Describir el arreglo de los tubos.

15) Describir el acomodo de los fluidos.

16) Escribir las temperaturas y los gastos de los fluidos en grados Centígrados y en kilogramos por segundo respectivamente.

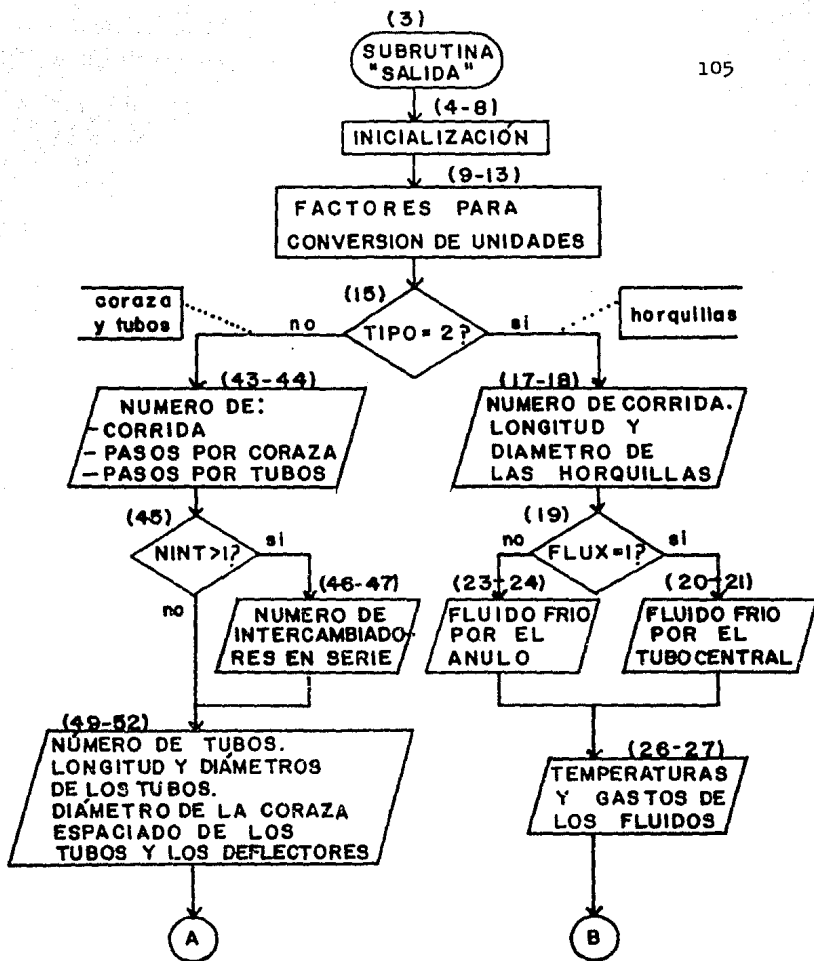
17) Escribir el potencial térmico en grados Centígrados, los coeficientes de transferencia de calor (para el intercambiador limpio y el de diseño) en unidades SI y en unidades inglesas, así como el factor de obstrucción real y el área de transferencia de calor en metros cuadrados y pies cuadrados.

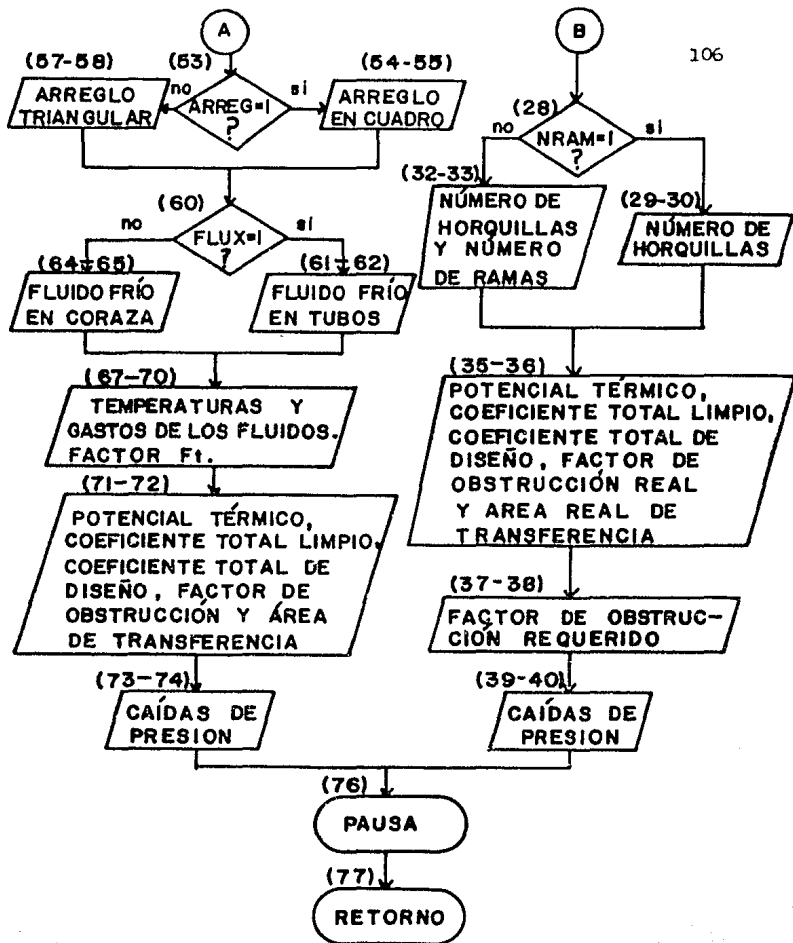
18) Escribir las caídas de presión en Pascales y en lb/pulg².

19) Parar momentáneamente el control del computador y mostrar los datos. Continúe hasta que se le indique (solo si el computador tiene la proposición PAUSE).

20) Regresar el control del computador al programa principal.

21) Fin del algoritmo.





En el capítulo II, se describió en grandes rasgos la mecánica a seguir para el diseño y cálculo de intercambiadores. Sin embargo, este desarrollo unicamente sirvió para simplificar la programación y relegar tareas complicadas por medio de bloques o módulos aislados.

Ahora se muestra el programa que realiza el cálculo y el diseño de los intercambiadores, auxiliándose en los 5 bloques anteriormente desarrollados.

1.- Algoritmo Principal.

1) Inicializar un contador de corridas en cero (el contador es la variable FLAG).

2) Leer las propiedades termofísicas de los fluidos (llamar a la subrutina DATOS , sección A).

3) Leer los datos del intercambiador (llamar a la subrutina DATOS, sección B).

4) Calcular el potencial térmico (utilizando a la subrutina TEMP del bloque o módulo II).

5) Calcular la superficie externa de transferencia de calor del tubo central por metro lineal.

6) Si se trata de un intercambiador del tipo de coraza y tubos, entonces:

6.1) Comprobar si el intercambiador es inoperable, si lo es, entonces invalidar la prueba y regresar al paso número 3.

En caso contrario continúe en el inciso 6.2).

-En realidad, fue la subrutina TEMP la que hizo esta comprobación ,utilizando la variable PT como bandera o señal.

6.2) Si el intercambiador debe de ser diseñado, entonces:

- Calcular el área de transferencia de calor requerida y el número de tubos que la pueden proporcionar.
- Desplegar en la pantalla un mensaje con: El número de tubos, su diámetro externo, el tipo de arreglo, su espaciamiento y el número de pasos por tubos.
- Utilizando la tabla de cuenta de tubos (incluida en el apéndice A), el usuario proporcionará el diámetro de la coraza y el número de tubos aproximados (el programa los deberá de -- leer).

En caso contrario, continúe.

6.3) Calcular el área de transferencia de calor real y el coeficiente global de transferencia de calor de diseño.

6.4) Transferir el control del computador al paso número 7.

De lo contrario (se trata de un intercambiador de horquillas):

- Asignar uno al número de horquillas, pues es necesario para calcular el coeficiente global, pero si el número de horquillas calculado no es igual que el supuesto, se invalidará el cálculo del coeficiente global. Se utilizará otra variable para hacer esta comparación.

7) Si el fluido frío fluye por el interior de los tubos centrales, entonces:

- a.1) Calcular el coeficiente global de transferencia de calor para la terminal caliente, usando la temperatura de entrada del fluido caliente y la temperatura de salida del --- fluido frío, para fluido exterior y fluido interior respectivamente.
- a.2) Calcular el coeficiente global de transferencia de calor para la terminal fría, usando la temperatura de salida - del fluido caliente y la temperatura de entrada del fluido frío, para fluido exterior y fluido interior respectivamente.

De lo contrario:

b.1) Calcular el coeficiente global de transferencia de calor para la terminal caliente, usando la temperatura de entrada del fluido caliente, y la temperatura de salida del fluido frío, para el fluido interior y fluido exterior respectivamente.

b.2) Calcular el coeficiente global de transferencia de calor para la terminal fría, usando la temperatura de salida del fluido caliente y la temperatura de entrada del fluido frío, para el fluido interior y fluido exterior respectivamente.

8) Calcular el coeficiente global de transferencia de calor para el intercambiador limpio.

9) Si se está diseñando un intercambiador del tipo de horquillas, entonces:

9.1) Calcular el número de horquillas necesarias.

9.2) Si el número de horquillas calculadas, es diferente que el valor supuesto, entonces:

9.2.1) La prueba es inválida; Suponer ahora un número de horquillas igual al número calculado en el inciso 9.1 .

9.2.2) Regresar al paso número 7 .

En caso contrario, continúe.

9.3) Calcular el área y el coeficiente global de transferencia de calor, proporcionado por las horquillas.

9.4) Calcular el diámetro equivalente para caída de presión por el anillo (será utilizado por la subrutina CAIDA).

En caso contrario: continúe.

10) Calcular el factor de obstrucción.

11) Si el fluido frío fluye por los tubos interiores:

Entonces:

Asignar al fluido interno y al fluido externo las propiedades del fluido frío y fluido caliente respectivamente a una temperatura promedio.

De lo contrario:

Asignar al fluido interno y al fluido externo las

propiedades del fluido caliente y fluido frío respectivamente a una temperatura promedio.

12) Calcular las relaciones de viscosidad y el número de Reynolds para los dos fluidos a temperaturas promedio.

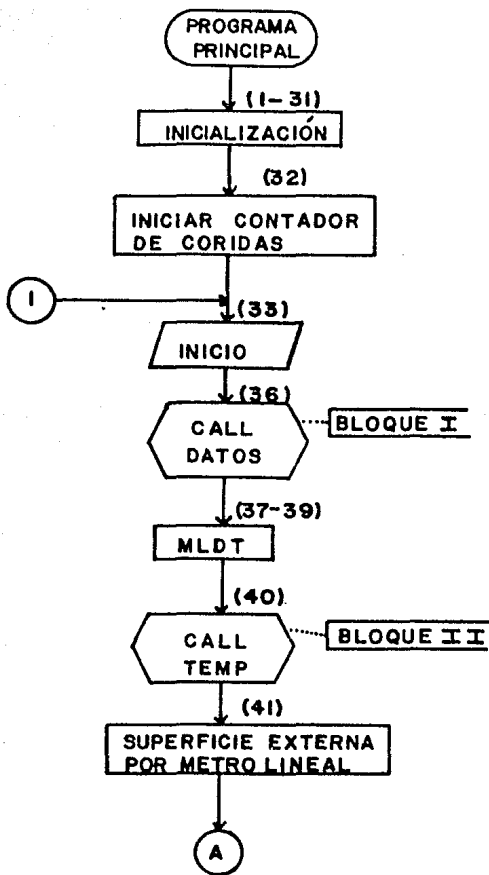
13) Calcular las caídas de presión (llamar a la subrutina CAIDA del bloque IV).

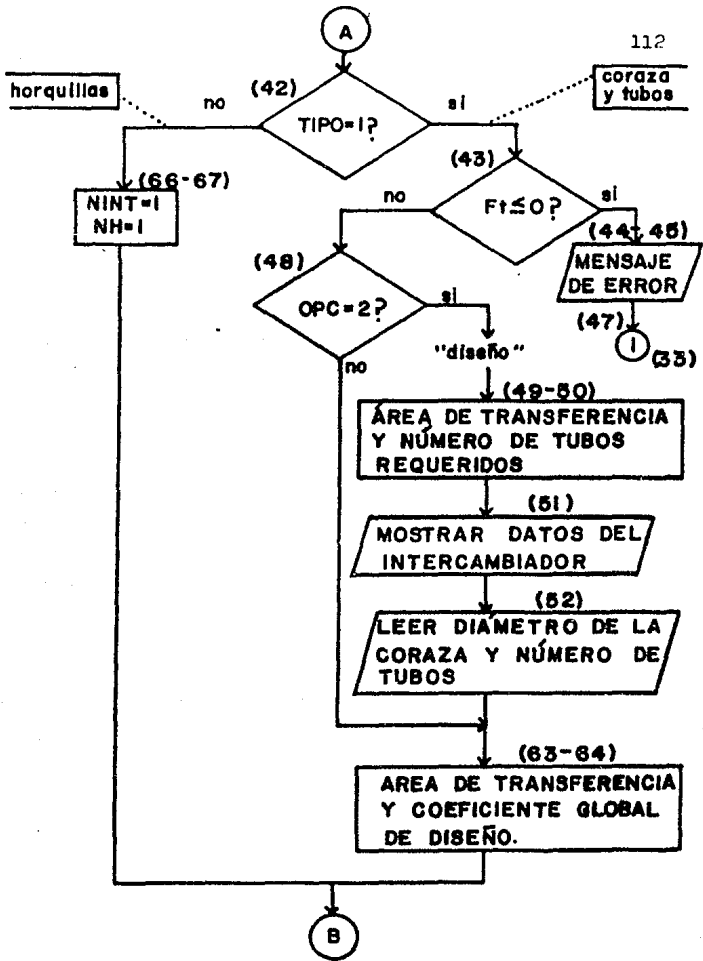
14) Incrementar en uno el contador de corridas (la variable FLAG es el contador).

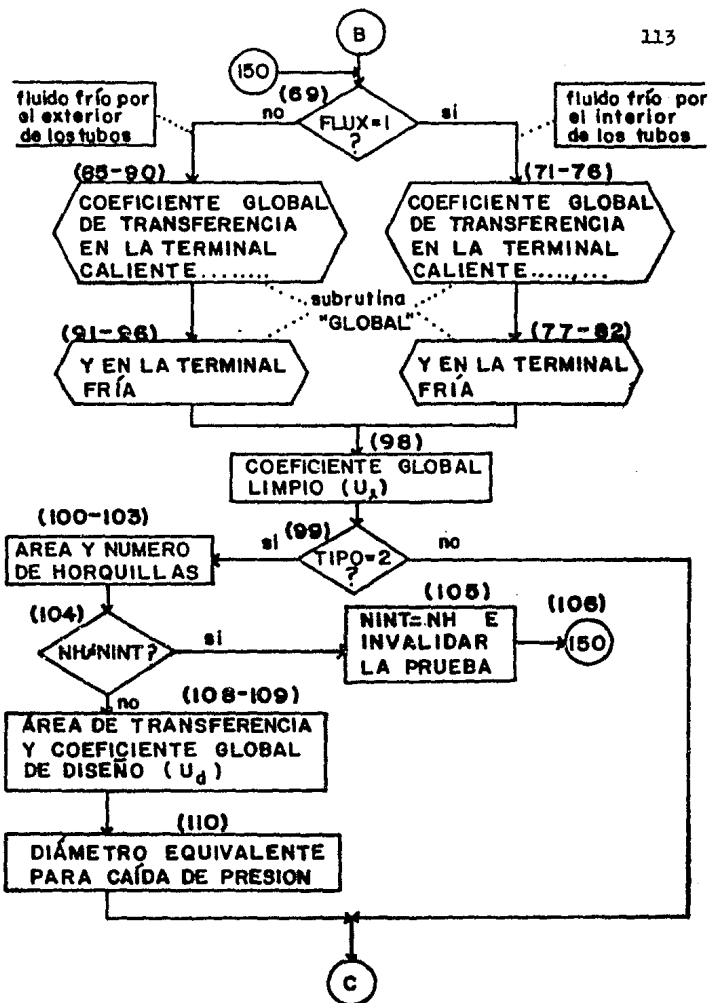
15) Imprimir los datos y resultados de esta corrida (llamar a la subrutina SALIDA del bloque V).

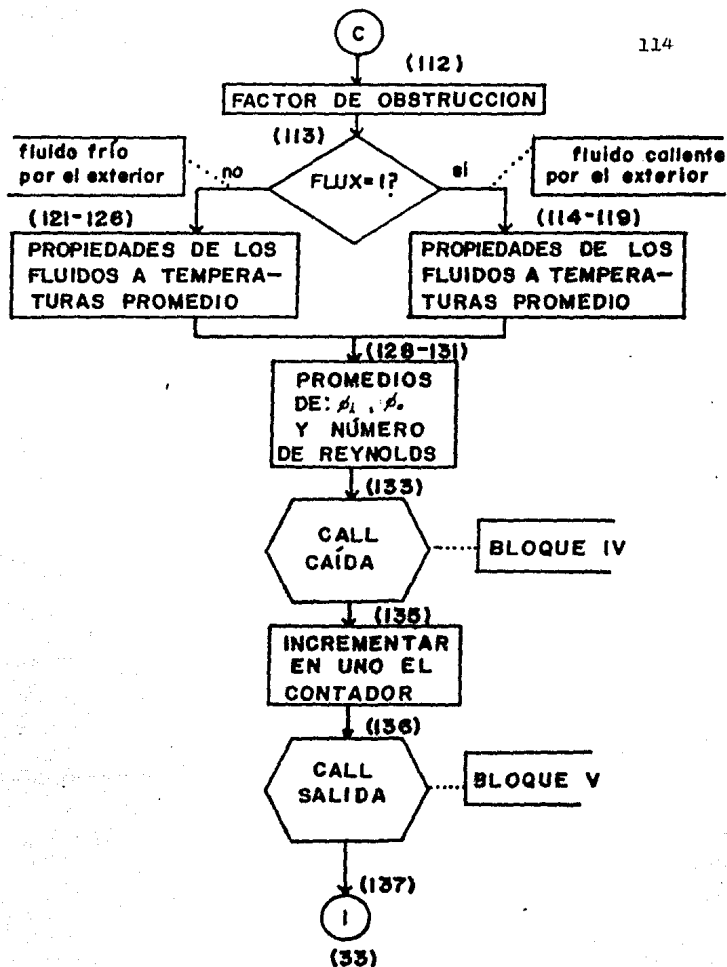
16) Ir al paso número 3 .

17) Fin del algoritmo.









3.- Subprograma de función RECTA .

Identificación.

Como la conductividad térmica requiere ser evaluada a varias temperaturas y sabiendo que tiene una función lineal con la temperatura, dada por la siguiente expresión (se puede comprobar , observando alguna gráfica de conductividad térmica para líquidos en función de la temperatura).

$$k = a + bT$$

Si se tienen dos datos de conductividad térmica contra temperatura, se puede calcular la conductividad a una temperatura T_0 mediante interpolación lineal, con la ecuación*.

$$k_0 = k_1 - \frac{(T_1 - T_0)(k_1 - k_2)}{(T_1 - T_2)}$$

Siendo ésto el objetivo de este subprograma.

* Ver la deducción en el apéndice B .

Algoritmo:

1) Si se conoce únicamente un dato de conductividad térmica contra temperatura, entonces la conductividad térmica se supone constante, asígnela a la función * y regresar el control del computador al programa que llamó a este subprograma. En caso contrario continúa en el paso siguiente.

2) Interpolando utilizando la mejor pareja de datos (recordar que la subrutina BUBBLE acomodó estos datos en orden de temperaturas ascendentes).

a) utilizando el dato inmediatamente inferior e inmediatamente superior a la temperatura deseada. Si no existe alguno de estos dos datos, pasar al inciso b.

b) En caso de que las temperaturas de los datos sean menores que la temperatura a la que se desea evaluar la conductividad térmica, utilizar los dos últimos datos.

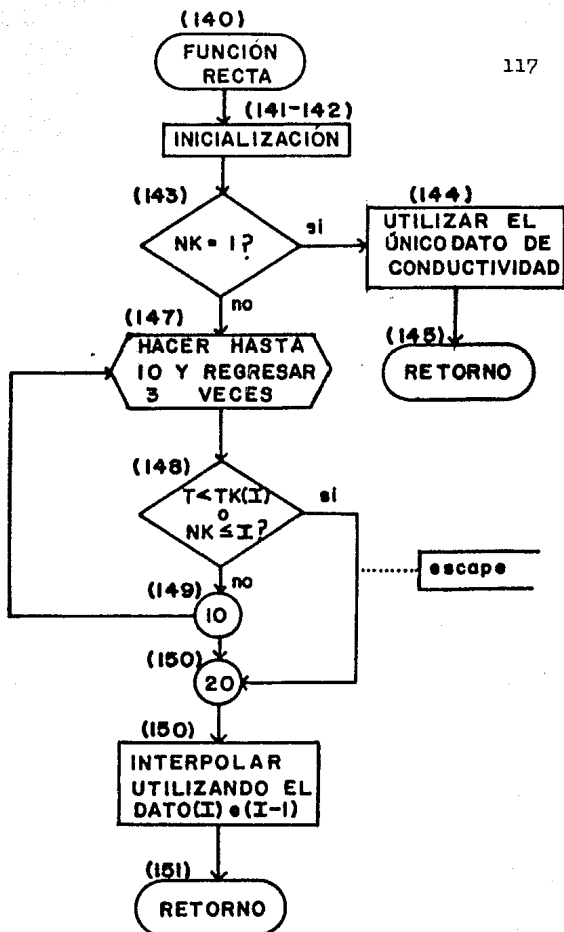
c) En caso de que las temperaturas de los datos sean mayores que la temperatura a la que se desea evaluar la conductividad térmica, utilizar los dos primeros datos.

3) Asignar el valor interpolado de la conductividad térmica a la función.*

4) Regresar el control del computador al programa que llamó a este subprograma.

5) Fin del algoritmo.

* Como se trata de subprograma de función, la conductividad térmica a la temperatura T_0 , no se encuentra en la lista de argumentos del subprograma, sino que se asigna a la función misma.



APLICACION PRACTICA DEL PROGRAMA

1) Instrucciones de operación para el usuario.

El computador pedirá todos los datos necesarios, el usuario únicamente deberá teclear correctamente.

Si en un desplegado, la pantalla le pide varios datos; deberá teclear primero el que pidió la pantalla al principio, continuar con el segundo, el tercero, etc..

Todas las entradas son con formato libre, ésto significa que el usuario puede alimentar dato por dato, separándolos con una coma, un espacio en blanco o con la proposición RETURN. Si se dejan espacios o se teclera varias veces RETURN, sin alimentar ningún dato, el computador los seguirá esperando (por lo menos la microcomputadora HP-150 trabaja así).

Los datos que se deben alimentar son los siguientes.

a) Datos termofísicos:

-Gravedad específica para cada fluido.

-Calor específico para cada fluido.

-Viscosidades (de 1 a 5 datos vs. temperatura) para cada fluido.

-Conductividades térmicas (de 1 a 5 datos vs. temperatura) para cada fluido.

b) Datos del intercambiador:

-Temperaturas de entrada y salida para los dos fluidos, así como sus gastos máxicos (pero si alguno de estos datos es desconocido el usuario debe asignarle un valor de -500).

-Diámetro interno y externo de los tubos centrales y su longitud.

-Acomodo de los fluidos.

-El tipo de intercambiador deseado.

- b.1) Para intercambiador de horquillas:
 - Diámetro interno del tubo exterior
 - Número de bancos en paralelo (ramas paralelas).
 - Factor de obstrucción requerido.
- b.2) Para intercambiador de coraza y haz de tubos:
 - Tipo de arreglo de los tubos.
 - Espaciamiento entre tubos.
 - Espaciamiento entre deflectores.
 - Número de pasos por coraza.
 - Número de pasos por tubos.
 - Número de intercambiadores en serie.
 - Selección de la opción de trabajo.
- b.2.1) Para el CALCULO de un intercambiador:
 - Diámetro de la coraza.
 - Número de tubos.
- b.2.2) Para el DISEÑO de un intercambiador:
 - Coeficiente global para el diseño (o de diseño).
 - Diámetro de la coraza.
 - Número de tubos.

Cabe aclarar del inciso b.2.2, que el valor del coeficiente global de diseño, será utilizado para calcular el número de tubos requeridos, pero como los intercambiadores no se construyen con cualquier número de tubos: De la tabla 1 ó 2 del apéndice A se leerá el número de tubos y el diámetro de la coraza(para leer los datos de esta tabla, la computadora dará los datos que sean necesarios).

Una vez que todos los datos fueron alimentados, el computador probará el balance calorífico y si éste no se cumple, el programa pedirá nuevamente las temperaturas y los gastos de los fluidos.

Finalmente el computador mostrará en pantalla los resultados y parará momentáneamente (si el computador tiene la proposición PAUSE).

Observar bien los resultados (también se incluyen los datos) en la pantalla, pues el usuario planeará la siguiente corrida, no la computadora.

Oprimir la tecla RETORNO , para que el programa continúe .

Ahora el computador preguntará los datos que el usuario desea cambiar.

Los desplegados en la pantalla son muy claros, así que no se tendrán problemas, además, el programa está protegido contra malas decisiones.

Si se altera algún dato que requiera información adicional, el computador la pedirá automáticamente.

Se podrán alterar cuantos datos se quieran, excepto propiedades termofísicas de los fluidos.

Si al correr nuevamente, el balance calorífico no se cumple, el control del computador será transferido internamente a la zona de alteración de temperaturas (cuando se está en esta zona, el usuario deberá alterar algún o algunos datos).

Como en cada corrida se alteran una gran cantidad de datos, las impresiones de resultados tendrán el número de corrida, los datos y los resultados.

2) RECOMENDACIONES

La selección del fluido por el lado de coraza, influirá en la selección del tipo de intercambiador y requiere la evaluación de los siguientes factores para lograr un diseño satisfactorio.

- 1.- Limpieza: La coraza es difícil de limpiar y requiere del fluido más limpio.
- 2.- Corrosión: Los fluidos corrosivos requieren de aleaciones costosas para el material de la coraza, siendo también los procesos de limpieza de costo elevado; Por esto, tales fluidos serán colocados por dentro de los tubos, lo que evitará el alto costo de la aleación de la coraza.
- 3.- Presión: Una alta presión en la coraza, requiere que el espesor de ésta sea grande, lo cual es muy costoso. Por esto el fluido de alta presión, fluirá por el interior de los tubos.
- 4.- Temperatura: El fluido de alta temperatura debe colocarse por los tubos centrales. Las altas temperaturas reducen la resistencia del material y el efecto es similar al de alta presión para determinar el espesor de la coraza. Por lo tanto, colocar el fluido caliente por la coraza requiere un costo adicional.
- 5.- Fluidos peligrosos o valiosos: La mayoría de los fluidos peligrosos o costosos son colocados por el lado más herméticamente sellado y por lo regular es el lado de tubos.
- 6.- Caudales: El mejor coeficiente global de diseño puede ser obtenido cuando el caudal más pequeño es colocado por el lado de coraza (zona más turbulenta).
- 7.- Caída de presión: Si la caída de presión es crítica y se requiere una predicción correcta, entonces este fluido se coloca por el interior de los tubos (recordar que las ecuaciones de caída de presión por la coraza no son muy confiables).

8.-El número de pasos por tubos puede variar de 2 a 8 y en una coraza muy grande hasta 16.

9.- Si los cruces de temperatura son muy altos, es necesario utilizar un intercambiador 1-1 que trabaje en contracorriente real.

10.- El espaciamiento máximo entre deflectores deberá ser el diámetro de la coraza y el mínimo deberá ser un quinto del diámetro de la coraza o 2 pulgadas, lo que sea mayor.

3) Algunos trucos para obtener un buen diseño

Procurar en la primera corrida utilizar un solo intercambiador con un paso por coraza y dos por tubos, con un espaciamiento máximo entre deflectores. Según los resultados obtenidos podrán cambiarse algunas de estas suposiciones.

Si al diseñar el intercambiador, no se obtiene el factor de obstrucción deseado, la siguiente corrida deberá tener un coeficiente global de diseño menor, o sea, un intercambiador más grande.

Si la caída de presión por el lado de coraza se excede, deberá: aumentar el espaciamiento de los deflectores, aumentar el espaciamiento de los tubos, disminuir el diámetro de los tubos, disminuir el número de pasos, etc..

Si la caída de presión por el lado de tubos se excede, deberá: aumentar el diámetro de los tubos, disminuir el número de pasos, disminuir la longitud de los tubos, etc.

Además, algunas veces reporta beneficios cambiar el arreglo de los tubos o invertir el orden de los flujos.

4.-Problemas típicos propuestos. (*)

Problema número 1: 84 348 lb/h de un aceite de absorción delgado, de 35 grados API, salen de una columna de agotamiento para transferir su calor a 86 357 lb/h de aceite grueso que sale de un absorbedor a 100 °F, con una gravedad cercana a los 36 grados API a 60 °F. El rango para el aceite delgado será de 350 a 160 °F, y el aceite grueso deberá salir a 295 °F. El intercambiador soportará una caída de presión de 10 lb/plg² y el factor de obstrucción permitido es de 0.004 (h)(pie²)(°F)/Btu.

Para hacer más accesible la limpieza del intercambiador se recomienda emplear tubos de 3/4 de plg de diámetro externo, 16 BWG, 16 pies de longitud en un arreglo en cuadro.

¿Que dispositivo recomendaría utilizar? (problema 11.2 de la obra de Kern⁽¹⁾).

Propiedades del fluido caliente:

Gravedad específica 0.77

Calor específico 0.56 Btu/(lb)(°F)

Viscosidades; a 350 °F 0.42 cp

a 250 °F 0.90 cp

a 160 °F 2.12 cp

Conductividades térmicas; a 150°F 0.0767 Btu/(h)(pie)(°F)

a 250°F 0.0743 "

a 350°F 0.072 "

Propiedades del fluido frío:

Gravedades específica 0.79

Calor específico 0.53 Btu/(lb)(°F)

Viscosidades; a 160 °F 2.12 cp

a 200 °F 1.33 cp

a 300 °F 0.60 cp

Conductividades térmicas; a 250°F 0.0743 Btu/(h)(pie)(°F)

a 150°F 0.0767 "

(*) Tomados del Texto Procesos de Transferencia de Calor de Donald Q. Kern C.E.C.S.A. , México , 1984 .

Problema número 2: 6 900 lb/h de un aceite lubricante de 26 grados API deben enfriarse de 450 a 350 °F con 72 500 lb/h de un aceite crudo de 34 grados API que se calentará de 300 a 310 °F.

El factor de obstrucción será de $0.003 (h)(\text{pie}^2)(^{\circ}\text{F})/\text{Btu}$ para cada corriente y la caída de presión, para cada una de ellas, será de 10 lb/plg². Se dispone de horquillas de 20 pies de 3 por 2 pulgadas IPS.

Determine el número de horquillas que deberán usarse y en qué arreglo.

Datos de los fluidos:

	Caliente	Frío
Gravedad específica	0.775	0.760
Calor específico en Btu/(lb)(°F)	0.620	0.585
Viscosidades	a 500°F 1.4 cp	a 304°F 0.83 cp
	a 400°F 3.0 cp	a 314°F 0.77 cp
	a 300°F 7.7 cp	
Conductividades térmicas en Btu/(h)(pie)(°F)	a 100°F 0.074	a 100°F 0.0775
	a 200°F 0.072	a 300°F 0.0740
	a 300°F 0.070	a 200°F 0.0760

A continuación se muestran las impresiones de la computadora para la resolución de estos problemas, nótese que solo se muestra el resultado final, aunque para lograr éste, se requirió de varias tentativas.

CORRIDA Nº 1

CALCULO Y DISEÑO DE UN
INTERCAMBIADOR DE CALOR DEL TIPO DE
CORAZA Y TUBOS.

DATOS DEL INTERCAMBIADOR

2 PASO(S) POR CORAZA
6 PASO(S) POR TUBOS
2 INTERCAMBIADORES CONECTADOS EN SERIE
TIENE 580 TUBOS DE 16.00 PIES DE LARGO (4.877 m)
CON UN DIAMETRO INTERNO DE .62 PULGADAS (1.57 cm)
DIAMETRO EXTERNO DE .75 PULGADAS (1.90 cm)
DIAMETRO DE LA CORAZA DE 31.00 PULGADAS (78.740 cm)
ESPACIAMIENTO ENTRE LOS TUBOS= 1.000 PULGADAS (2.54 cm)
ESPACIAMIENTO ENTRE DEFLECTORES=12.000 PULGADAS (30.480 cm)
EL ARREGLO DE LOS TUBOS ES EN CUADRO
EL FLUIDO CALIENTE FLUYE POR LOS TUBOS
EL FLUIDO FRIO FLUYE POR LA CORAZA

FLUIDO CALIENTE

176.667 TEMPERATURA DE ENTRADA (°C)
71.111 TEMPERATURA DE SALIDA (°C)
10.6390 GASTOS VISCOSOS (kg/s)

FLUIDO FRIO

37.778
146.111
10.8808

FACTOR DE CORRECCION DE LA DIFERENCIA DE TEMPERATURA .8696
DIFERENCIA DE TEMPERATURA (FUERZA MOTRIZ)= 27.760 K (o °C)

COEFICIENTES GLOBALES:

LIMPIO= 320.5186 W/(m2)(°C)= 56.4466Btu/(hr)(pie2)(°F)
DE DISEÑO= 279.0392 W/(m2)(°C)= 49.1417 Btu/(hr)(pie2)(°F)
FACTOR DE OBSTRUCCION REAL= .000464 (m2)(°C)/W= .002633 (hr)(pie2)(°F)/Btu
SUPERFICIE DE TRANSFERENCIA DE CALOR= 338.562 m2 (3644.248 pie2)

LA CAIDA DE PRESION PARA LA CORRIENTE
POR EL INTERIOR DE LOS TUBOS ES DE 41401.73 Pa (6.00 lbf/pulg2)

LA CAIDA DE PRESION PARA LA CORRIENTE
POR EL EXTERIOR DE LOS TUBOS ES DE 57354.77 Pa (8.32 lbf/pulg2)

CORRIDA Nº 1

INTERCAMBIADOR DEL TIPO DE HORQUILLAS

LONGITUD DE LA HORQUILLAS= 20.000 PIES (6.096 m)
 TUBO CENTRAL
 DIAMETRO INTERNO= 2.0670 PULGADAS (5.250 cm)
 DIAMETRO EXTERNO= 2.3600 PULGADAS (6.045 cm)
 TUBO EXTERIOR
 DIAMETRO INTERNO= 3.0680 PULGADAS (7.793 cm)

FLUIDO FRIO POR TUBOS CENTRALES
 FLUIDO CALIENTE POR LOS ANULOS

FLUIDO CALIENTE		FLUIDO FRIO
232.222	TEMPERATURA DE ENTRADA (°C)	148.889
176.667	TEMPERATURA DE SALIDA (°C)	154.444
.8694	GASTOS MASICOS (kg/s)	9.1348

EL FLUIDO DE LOS ANULOS FLUIRA A TRAVES DE 8 HORQUILLAS
 CONECTADAS EN SERIE.
 EL FLUIDO DE LOS TUBOS CENTRALES FLUIRA A TRAVES DE
 2 BANCOS PARALELOS DE 4 HORQUILLAS CADA BANCO
 DIFERENCIA DE TEMPERATURA (FUERZA MOTRIZ)= 48.206 K (o °C)

COEFICIENTES GLOBALES:

LIMPIO= 210.9069 W/(m²)(°C)= 37.1429Btu/(hr)(pie²)(°F)
 DE DISEÑO= 139.7109 W/(m²)(°C)= 24.6045 Btu/(hr)(pie²)(°F)
 FACTOR DE OBSTRUCCION REAL= .002416 (m²)(°C)/W = .013720 (hr)(pie²)(°F)/Btu
 SUPERFICIE DE TRANSFERENCIA DE CALOR= 18.524 m² (199.386 pie²)
 FACTOR DE OBSTRUCCION REQUERIDO= .001057 (m²)(°C)/W = .006004 (hr)(pie²)(°F)/Btu

LA CAIDA DE PRESION PARA LA CORRIENTE
 POR EL INTERIOR DE LOS TUBOS ES DE 58228.91 Pa (8.45 lbf/pulg²)

LA CAIDA DE PRESION PARA LA CORRIENTE
 POR EL EXTERIOR DE LOS TUBOS ES DE 40647.77 Pa (5.90 lbf/pulg²)

5.- Recomendaciones para el reacondicionamiento del programa.

Debido a la selección de las ecuaciones y suposiciones tomadas, el programa tiene sus limitaciones; es posible que alguna de estas limitantes, afecte las necesidades específicas del usuario, por lo cual se dan algunas guías para reacondicionar el programa, pero antes debe recordarse que éste programa sólo puede tratar intercambiadores de doble tubo e intercambiadores de coraza y haz de tubos, que transfieren calor sensible, (no debe existir cambio de fase, ni reacción química).

Para intercambiadores de coraza y haz de tubos:

a) El número de pasos por tubos deberá ser un múltiplo del número de pasos por coraza. Si se desea un intercambiador con un número de pasos por coraza impar, deberá hacerse uso de las ecuaciones de Fitcher⁽²⁾.

b) Las corrientes no podrán ser en flujos divididos; Si se desea un intercambiador de éste tipo, deberán utilizarse las gráficas de Gardner⁽³⁾, para el factor de corrección del potencial térmico.

c) Los deflectores serán del tipo segmentado al 25 %. Para utilizar otro tipo de deflectores puede consultarse la obra de Donohue⁽⁴⁾, y para deflectores de disco y corona, Short⁽⁵⁾ publicó la ecuación para el coeficiente de transferencia de calor.

Para intercambiadores de doble tubo (horquillas).

a) Los tubos no cuentan con superficie extendida, sin embargo en la obra de Kern⁽⁶⁾, puede encontrarse un desarrollo completo para el cálculo de horquillas con aletas.

REFERENCIAS

1. Kern Donald Q.: Procesos de transferencia de calor, México, CECSA, 1984, p.281.
2. Rohsenow y Hartnett: Handbook of heat transfer, Mc. Graw Hill capítulo 18, pag. 8-9.
3. Ibidem, capítulo 18, p.16-17.
4. Donohue D. A., Ind. Eng. Chem., 1949, pag. 2499-2510.
5. Rohsenow y Hartnett: op. cit., capítulo 18, p.55-58.
6. Kern: op. cit., capítulo 16.

El cálculo y el diseño de intercambiadores de calor requiere de una gran habilidad por parte del ingeniero, mas algunas veces no logra resultados del todo satisfactorios, debido a que distrae su atención del centro del problema por ocuparse de las complicadas operaciones (o por lo menos tediosas) y además por no contar con el tiempo suficiente para efectuar varias iteraciones. Al liberar al ingeniero de esta carga, el podrá aplicar su ingenio en la parte medular del problema, obteniendo un diseño no solo satisfactorio, sino que se obtendrá un diseño realmente óptimo.

Mediante un método de solución computarizado, el número de iteraciones pasa a segundo plano y se procura lograr un diseño que no tan sólo cumpla con los requerimientos del proceso, sino que aprovechando bien los límites de caídas de presión permisible, se diseñe un intercambiador estándar que, con el mínimo tamaño, satisfaga las condiciones del proceso.

Si no se cuenta con los conocimientos suficientes, acerca del comportamiento de un intercambiador, no es de esperarse que se obtenga un buen diseño en pocas iteraciones. Sin embargo, al cabo de varias tentativas el usuario logrará obtenerlo y no sólo eso: Si analiza bien en los efectos que producen los cambios efectuados en cada corrida, aprenderá a conocer qué afecta a los parámetros del intercambiador, pudiendo en poco tiempo, convertirse en un experto. De aquí se puede concluir, que esta tesis podría ser utilizada no sólo para auxiliar en el cálculo y diseño de intercambiadores, sino para fines didácticos, ya que el programa puede ser usado como un simulador. Por ejemplo: El efecto que produce la variación del claro entre los tubos es muy obvio, pero, ¿qué efecto produce el cambiar el tipo de arreglo de los tubos? Una persona con poca experiencia titubearía al contestar, pero si prueba mediante varias corridas, concluirá que en un arreglo triangular, caben más tubos, proporciona una mayor área

de transferencia y aumenta la caída de presión. (Sin embargo un arreglo triangular da más problemas en la limpieza).

Se incluyen en la tesis los diagramas de flujo y listados del programa, para que el usuario pueda arreglar o rediseñar el programa a sus necesidades particulares.

El lenguaje Fortran utilizado, fué el más sencillo, para que el programa pudiera ser transferido íntegramente a otros computadores.

El programa puede simplificarse un poco con algunas funciones y proposiciones muy especiales del lenguaje Fortran (XOR , RETURN) pero éstas existen en pocos compiladores.

BIBLIOGRAFIA

- 1.- PROCESOS DE TRANSFERENCIA DE CALOR, D.Q. Kern, edit. CECSA, XVII Edición, 1984.
- 2.- HANDBOOK OF HEAT TRANSFER, Rohsenow/Hartnett, 1973. Mc Graw Hill.
- 3.- MANUAL DEL INGENIERO QUIMICO, Perry/Chilton, edit. Mc Graw Hill, II edición, 1982.
- 4.- PLANT DESIGN AND ECONOMICS FOR CHEMICAL ENGINEERS, Peters/timmerhaus edit. Mc Graw Hill, IV Edición, 1983.
- 5.- MANUAL DE CAMBIADORES DE CALOR, Petróleos Mexicanos, marzo de 1983.
- 6.- INTRODUCTION TO DATA PROCESSING, Vazsony, 1980.
- 7.- PRINCIPIOS DE OPERACIONES UNITARIAS, A.S. Fourst, edit. CECSA, XIV edición, 1982.
- 8.- TRANSFERENCIA DE CALOR, Pitts/Sissom, edit. Mc Graw Hill, I Edición 1979.

- 9.- UNIT OPERATION OF CHEMICAL ENGINEERING, Mc Cabe/Smith, edit. Mc Graw Hill, III edición, 1976.

- 10.- APPLIED MATHEMATICS IN CHEMICAL ENGINEERING, Sherwood/Reed, edit. Mc Graw Hill.

- 11.- PROBABILIDAD Y ESTADISTICA PARA INGENIEROS, Miller/Freund, edit. Reverté, I edición, 1973.

- 12.- INTRODUCCION A LA ESTADISTICA MATEMATICA, E. Kreyszig, edit. LINUSA I edición, 1981.

- 13.- PROGRAMACION EN FORTRAN IV, Schallert/Clark, edit. Fondo Educativo Interamericano, I edición, 1982.

- 14.- FORTRAN 77: Un estilo estructurado y disciplinado, Davis/Hoffman, Mc Graw Hill de México, II edición, 1984.

APENDICE A

TABLAS PARA EL CALCULO Y DISEÑO
DE INTERCAMBIADORES

TABLA I DISPOSICION DE LOS ESPEJOS DE TUBOS (CUENTA DE TUBOS. (Continúa). ABREGLO TRIANGULAR

Tubos de 3/4" DE, arreglo triangular de 1/16 plg						Tubos de 3/4" DE, arreglo triangular de 1 plg					
Coraza DI, plg	1-P	2-P	1-P	6-P	S-P	Coraza DI, plg	1-P	2-P	1-P	6-P	S-P
8	36	32	26	24	18	8	37	30	24	24	
10	62	56	47	42	36	10	61	52	40	36	
12	100	98	86	82	78	12	92	82	76	74	70
13 1/4	127	114	96	90	86	13 1/4	109	106	88	82	74
15 1/4	170	160	140	136	128	15 1/4	151	138	122	118	110
17 1/4	239	224	194	188	178	17 1/4	203	186	178	172	166
19 1/4	301	282	252	244	234	19 1/4	262	250	236	216	210
21 1/4	361	342	314	306	290	21 1/4	316	302	278	272	260
23 1/4	412	420	386	378	364	23 1/4	384	370	352	342	328
25	532	506	468	446	434	25	470	452	422	394	382
27	637	602	550	536	524	27	550	534	488	474	464
29	721	682	640	620	594	29	630	604	556	538	508
31	847	822	766	722	720	31	745	728	678	666	640
33	974	938	878	852	826	33	856	830	774	760	732
35	1102	1068	1004	988	958	35	970	938	882	864	848
37	1210	1200	1144	1101	1072	37	1074	1044	1012	986	870
39	1477	1430	1358	1248	1212	39	1206	1176	1128	1100	1078
Tubos de 1" DE, arreglo triangular de 1/4 plg						Tubos de 1 1/4" DE, arreglo triangular de 1/16" plg					
8	21	16	16	14		10	20	16	14		
10	32	32	26	24		12	32	30	26	22	20
12	55	42	48	46	44	13 1/4	38	36	32	28	26
13 1/4	68	66	58	54	50	15 1/4	54	51	45	42	38
15 1/4	91	86	80	74	72	17 1/4	69	66	62	58	54
17 1/4	131	118	106	104	94	19 1/4	95	91	86	78	69
19 1/4	163	152	140	136	128	21 1/4	117	112	105	101	95
21 1/4	199	188	170	164	160	23 1/4	140	136	130	123	117
23 1/4	241	232	212	202	202	25	170	164	155	150	140
25	294	282	256	252	242	27	202	196	185	179	170
27	319	314	302	296	286	29	235	228	217	212	202
29	397	376	338	334	316	31	275	270	255	245	235
31	472	454	430	424	400	33	315	305	297	288	275
33	538	522	486	470	454	35	357	348	335	327	315
35	608	592	562	546	532	37	407	390	380	374	357
37	671	664	632	614	598	39	449	436	425	419	407
39	766	736	700	688	672						
Tubos de 1 1/2" DE, arreglo triangular de 1/8 plg											
12	18	14	14	12	12						
13 1/4	27	22	18	16	14						
15 1/4	36	34	32	30	27						
17 1/4	48	44	42	38	36						
19 1/4	61	58	55	51	48						
21 1/4	76	72	70	66	61						
23 1/4	95	91	86	80	76						
25	115	110	105	98	95						
27	136	131	125	118	115						
29	160	154	147	141	136						
31	181	177	172	165	160						
33	215	206	200	190	184						
35	246	238	230	220	215						
37	275	268	260	252	246						
39	307	299	290	281	275						

Tomado de referencia NO 1 .

TABLA II DISPOSICION DE LOS ESPEJOS DE TUBOS (CUENTA DE TUBOS). ARREGLO EN CUADRO

Tubos de $\frac{3}{4}$ " DE, arreglo en cuadro de 1 plg						Tubos de 1" DE, arreglo en cuadro de $\frac{1}{4}$ plg					
Coraza DI, plg	1-P	2-P	4-P	6-P	8-P	Coraza DI, plg	1-P	2-P	4-P	6-P	8-P
8	32	26	20	20		8	21	16	14		
10	52	52	40	36		10	32	32	28	24	
12	81	76	68	68	60	12	48	45	40	38	36
13 $\frac{1}{4}$	97	90	82	76	70	13 $\frac{1}{4}$	61	56	52	48	44
15 $\frac{1}{4}$	137	124	116	108	108	15 $\frac{1}{4}$	81	76	68	68	64
17 $\frac{1}{4}$	177	166	158	150	142	17 $\frac{1}{4}$	112	112	96	90	82
19 $\frac{1}{4}$	224	220	204	192	188	19 $\frac{1}{4}$	138	132	128	122	116
21 $\frac{1}{4}$	277	270	246	240	234	21 $\frac{1}{4}$	177	166	158	152	148
23 $\frac{1}{4}$	341	324	308	302	292	23 $\frac{1}{4}$	213	208	192	184	184
25	413	394	370	356	346	25	260	252	238	226	222
27	481	460	432	420	408	27	300	288	278	268	260
29	553	526	480	468	456	29	341	326	300	294	286
31	657	640	600	580	560	31	406	398	380	368	358
33	749	718	688	676	648	33	465	460	432	420	414
35	845	824	780	766	748	35	522	518	488	484	472
37	934	914	886	866	838	37	506	574	562	544	532
39	1049	1024	982	968	948	39	665	644	624	612	600

Tubos de $\frac{1}{4}$ " DE, arreglo en cuadro de $\frac{1}{16}$ plg					Tubos de $\frac{1}{2}$ " DE, arreglo en cuadro de $\frac{1}{8}$ plg						
10	16	12	10		12	16	16	12			
12	30	24	22	16	16	22	22	16	16		
13 $\frac{1}{4}$	32	30	30	22	22	13 $\frac{1}{4}$	29	29	25	24	22
15 $\frac{1}{4}$	44	40	37	35	31	15 $\frac{1}{4}$	39	39	34	32	29
17 $\frac{1}{4}$	56	53	51	48	44	17 $\frac{1}{4}$	50	48	45	43	39
19 $\frac{1}{4}$	78	73	71	64	56	19 $\frac{1}{4}$	62	60	57	54	50
21 $\frac{1}{4}$	96	90	86	82	78	21 $\frac{1}{4}$	78	74	70	66	62
23 $\frac{1}{4}$	127	112	106	102	96	23 $\frac{1}{4}$	94	90	86	84	78
25	140	135	127	123	115	25	112	108	102	98	94
27	166	160	151	146	140	27	131	127	120	116	112
29	193	188	178	174	166	29	151	146	141	138	131
31	226	220	200	202	193	31	176	170	164	160	151
33	258	252	244	238	226	33	202	196	188	182	176
35	293	287	275	268	255	35	224	220	217	210	202
37	334	322	311	304	293	37	252	246	237	230	224
39	370	362	348	342	336	39					

Tomado de referencia ND1.

TABLA III FACTORES DE OBSTRUCCION * (Continúa)

Gasos de escape de máquinas Diesel.....	0.01	Unidades de destilación atmosférica:	
Vapores orgánicos.....	0.0005	Vapores superiores sin tratar.....	0.0013
Vapor (sin aceite).....	0.0	Vapores superiores tratados	0.003
Vapores de alcohol.....	0.0	Cortes Intermedios.....	0.0013
Vapor, de escape (con aceite).....	9.001	Unidades de destilación al vacío:	
Vapores refrigerantes (condensando de compresores recíprocos).....	0.002	Vapores superiores a aceite:	
Aire.....	0.002	De la torre de burbujeo (condensador parcial).....	0.001
Vapores superiores en condensadores enfriados por agua:		Del tanque flash (sin reflujo apreciable) ..	0.003
De la torre de burbujeo (condensador final) ..	0.001	Acetate delgado.....	0.002
Del tanque flash.....	0.04	Vapores superiores.....	0.001
Cortes Intermedios:		Gasolina.....	0.0005
Acetate.....	0.001	Debutanizador, Depropanizador, Depentanizador y unidades de Alkilación:	
Para agua.....	0.002	Alimento.....	0.001
Fondos residuales, menos de 20° API.....	0.005	Vapores superiores.....	0.001
Fondos residuales, más de 20° API.....	0.002	Enfriadores de producto ..	0.001
Estabilizador de gasolina natural:		Calderetas de producto ..	0.002
Alimento.....	0.0005	Alimento del reactor.....	0.002
Vapores superiores.....	0.0005	Unidades de tratamiento de lubricantes:	
Enfriadores de producto e intercambiadores.....	0.0005	Alimento de acetate solvente.....	0.002
Calderetas de producto ..	0.001	Vapores superiores.....	0.001
Unidades de eliminación de H ₂ S:		Acetate refinado.....	0.001
Para vapores superiores ..	0.001	Intercambiadores calentadores de acetate refinado enfriados por agua } ..	0.003
Intercambiadores enfriadores de solución.....	0.0016	Gomas y breas:	
Caldereta.....	0.0016	Generadores de vapor enfriados por acetate.....	0.005
Unidades de Cracking:		Enfriados por agua.....	0.003
Alimento gas-oil:		Solvente.....	0.001
Menos de 500°F.....	0.002	Unidades desasfaltizadoras:	
500°F y más.....	0.003	Acetate de alimento.....	0.002
Alimento de nafta:		Solvente.....	0.001
Menos de 500°F.....	0.002	Asfalto y resina:	
Más de 500°F.....	0.004	Generadores de vapor enfriados por acetate.....	0.005
Separador de vapores vapores del separador, tanque flash, y vaporizador).....	0.006	Enfriados por agua.....	0.003
		Vapores de solvente.....	0.001

Tomado de referencia NQ1.

TABLA III FACTORES DE OBSTRUCCIÓN *

Temperatura del medio calefactor	Hasta 240° F		240-400° F †	
Temperatura del agua	125° F o menos		Más de 125° F	
Agua	Velocidad del agua, pps		Velocidad del agua, pps	
	3 pies o menos	Más de 3 pies	3 pies o menos	Más de 3 pies
Agua de mar	0.0015	0.0015	0.001	0.001
Salmuera natural	0.002	0.001	0.003	0.002
Torre de enfriamiento y tanque con roca artificial:				
Agua de compensación tratada	0.001	0.001	0.002	0.002
Sin tratar	0.003	0.003	0.005	0.001
Agua de la ciudad o de pozo (como Grandes Lagos)	0.001	0.001	0.002	0.002
Grandes Lagos	0.001	0.001	0.002	0.002
Agua de río:				
Mínimo	0.002	0.001	0.003	0.002
Mississippi	0.003	0.002	0.001	0.003
Delaware, Schykill	0.003	0.002	0.001	0.003
East River y New York Bay	0.003	0.002	0.001	0.003
Canal sanitario de Chicago	0.008	0.003	0.010	0.008
Lodosa o turbia	0.003	0.002	0.001	0.003
Dura (más de 15 granos/gal)	0.003	0.003	0.005	0.005
Enfriamiento de máquinas	0.001	0.001	0.001	0.001
Destilada	0.0005	0.0005	0.0005	0.0005
Alimentación tratada para calderas	0.001	0.0005	0.001	0.001
Purga de calderas	0.002	0.002	0.002	0.002

† Las cifras de las últimas dos columnas se basan en una temperatura del medio calefactor de 240 a 400° F. Si la temperatura de este medio es mayor de 400°, y si se sabe que el medio enfriador forma depósitos, estas cifras deben modificarse convenientemente.

FRACCIONES DE PETRÓLEO

Aceites (Industriales):		Líquidos (industriales):	
Combustible	0.005	Orgánicos	0.001
Aceite de recirculación limpio	0.001	Líquidos refrigerantes, calefacción, enfriadores, o evaporantes	0.001
Aceites para maquinarias y transformadores	0.001	Salmueras (enfriamiento)	0.001
Aceite para quenching	0.004	Unidades de destilación atmosférica:	
Aceites vegetales	0.003	Fondos residuales, menos de 25° API	0.005
Gases, vapores (Industriales):		Fondos residuales, de 25° API o más	0.002
Gas de hornos de coque, gas manufacturado	0.01		

Tomado de referencia NQ1.

TABLA IV VALORES APROXIMADOS DE LOS COEFICIENTES TOTALES PARA DISEÑO. LOS VALORES INCLUYEN UN FACTOR DE OBSTRUCCION TOTAL DE 0.003 Y CAIDA DE PRESION PERMISIBLE DE 5 A 10 LB/PLG² EN LA CORRIENTE QUE CONTROLA

Enfriadores		
Fluido caliente	Fluido frío	U_D total
Agua	Agua	250-500*
Metanol	Agua	250-500*
Amoníaco	Agua	250-500*
Soluciones acuosas	Agua	250-500*
Sustancias orgánicas ligeras ¹	Agua	75-150
Sustancias orgánicas medias ²	Agua	50-125
Sustancias orgánicas pesadas ³	Agua	5-75
Gases	Agua	2-50
Agua	Salmuera	100-200
Sustancias orgánicas ligeras	Salmuera	40-100

(h_c) (h_f) (F)

Calentadores		
Fluido caliente	Fluido frío	U_D total
Vapor de agua	Agua	200-700*
Vapor de agua	Metanol	200-700*
Vapor de agua	Amoníaco	200-700*
Vapor de agua	Soluciones acuosas:	
Vapor de agua	menos de 2.0 cp	200-700
Vapor de agua	Más de 2.0 cp	100-500*
Vapor de agua	Sustancias orgánicas ligeras	50-100
Vapor de agua	Sustancias orgánicas medias	100-200
Vapor de agua	Sustancias orgánicas pesadas ³	6-60
Vapor de agua	Gases	5-50*

Intercambiadores		
Fluido caliente	Fluido frío	U_D total
Agua	Agua	250-500*
Soluciones acuosas	Soluciones acuosas	250-500*
Sustancias orgánicas ligeras	Sustancias orgánicas ligeras	40-75
Sustancias orgánicas medias	Sustancias orgánicas medias	20-60
Sustancias orgánicas pesadas	Sustancias orgánicas pesadas	10-40
Sustancias orgánicas pesadas	Sustancias orgánicas ligeras	30-60
Sustancias orgánicas ligeras	Sustancias orgánicas pesadas	10-40

¹ Las sustancias orgánicas ligeras son fluidos con viscosidades menores de 0.5 centipoises e incluyen benceno, tolueno, acetona, etanol, metilcelulosa, gasolina, kerosén y nafta.

² Las sustancias orgánicas medias tienen viscosidades de 0.5 a 1.0 centipoises e incluyen kerosén, strawoil, gasoil caliente, aceite de absorbedor caliente y algunos crudos.

³ Sustancias orgánicas pesadas tienen viscosidades mayores de 1.0 centipoises e incluyen gasoil frío, aceites lubricantes, petróleo combustible, petróleo crudo reducido, breas y asfaltos.

* Factor de obstrucción 0.001.

* Caida de presión de 20 a 30 lb/plg².

* Estas tasas están influenciadas grandemente por la presión de operación.

Tomado de referencia NQ1.

MÉTODOS NUMÉRICOS

1) Cálculo de formas indeterminadas.

Las ecuaciones 2.a , 3.a , 6.a y 7.a del capítulo I son indeterminadas para el límite en que R sea igual a uno. Para deducir las ecuaciones que tengan un significado aritmético para el valor limitante de $R = 1$, resulta útil el teorema de L'Hospital (1,2).

Dadas las funciones $f(x)$ y $g(x)$, que tienden a cero o ∞ para $x = a$, siendo a un número, el límite de su cociente es igual al límite del cociente de sus derivadas separadas, si las derivadas existen, o sea:

$$\lim_{x \rightarrow a} \frac{f(x)}{g(x)} = \lim_{x \rightarrow a} \frac{f'(x)}{g'(x)}$$

Por ejemplos:

la ecuación
$$y = \frac{(1-p)(R-1)}{NR \ln \left[\left(\frac{R-1}{R} \right) \left(\frac{1}{p} \right)^{1/N} + \frac{1}{R} \right]}$$

Es una forma indeterminada ($y = 0/0$) para el caso en que $R = 1$, entonces:

$$y = \lim_{R \rightarrow 1} \frac{(1-p)(R-1)}{NR \ln \left[\left(\frac{R-1}{R} \right) \left(\frac{1}{p} \right)^{1/N} + \frac{1}{R} \right]}$$

Aplicando el teorema de L'Hospital.

$$y = \lim_{R \rightarrow 1} \frac{\frac{d}{dR} [(1-p)(R-1)]}{\frac{d}{dR} NR \ln \left[\left(\frac{R-1}{R} \right) \left(\frac{1}{p} \right)^{1/N} + \frac{1}{R} \right]}$$

Separando las constantes se obtiene:

141

$$\gamma = \lim_{R \rightarrow 1} \frac{(1-P) \frac{d}{dR}(R-1)}{N \frac{d}{dR} R \ln \left[\left(\frac{R-1}{R} \right) \left(\frac{1}{P} \right)^{1/N} + \frac{1}{R} \right]}$$

Efectuando ambas derivadas, aplicando el límite ($R = 1$) y simplificando, se obtiene:

$$\gamma = \frac{1-P}{N \left[\left(\frac{1}{P} \right)^{1/N} - 1 \right]}$$

Esta ecuación es válida únicamente para el caso en que $R = 1$.

Las demás ecuaciones pueden ser determinadas de la misma manera.

2) Interpolaciones y predicciones.

La interpolación requiere el cálculo de los valores de una función $f(x)$ para argumentos entre x_0, \dots, x_n en los cuales se conocen los valores y_0, \dots, y_n .

La predicción implica el cálculo de valores $f(x)$ situados fuera del intervalo en el cual caen los argumentos x_0, \dots, x_n .

— Interpolación Lineal —

Un desarrollo matemático para la deducción de la ecuación para la interpolación lineal es expuesto por Perry.⁽³⁾

Aquí se explicará de una forma más sencilla:

Se dice que una función $f(x)$ tiene una relación lineal con respecto a X si se cumple que:

$$f(x) = a + bx$$

Graficamente será una línea recta de pendiente b e intersección en a .

Si se conocen 2 puntos;

$(f(x_1), x_1)$ y $(f(x_2), x_2)$, se tendrán 2 ecuaciones con dos incógnitas.

$$f(x_1) = a + bx_1$$

$$f(x_2) = a + bx_2$$

Despejando b y a

$$b = \frac{f(x_2) - f(x_1)}{x_2 - x_1} \quad , \quad a = f(x_1) - \frac{f(x_2) - f(x_1)}{x_2 - x_1} x_1$$

y sustituyendo

en la ecuación original se obtiene la ecuación para interpolación lineal

$$f(x) = f(x_1) - \frac{(x_1 - x) [f(x_2) - f(x_1)]}{x_2 - x_1}$$

— Interpolación logarítmica —

Dada la función $f(x)$ directamente proporcional al exponencial del inverso de x , o sea:

$$f(x) = a \exp \left(\frac{b}{x} \right)$$

Para poder interpolar o predecir el valor de $f(x)$, es recomendable primeramente normalizar la ecuación, así:

$$\ln f(x) = \ln a + b \left(\frac{1}{x} \right)$$

Si se hace un cambio de variables:

$$y = \ln f(x) ; \ln a = A ; x = \frac{1}{x} ;$$

Se obtiene una ecuación lineal de la siguiente forma:

$$y = A + bx$$

Por lo cual se utiliza la ecuación para interpolación lineal.

$$y = y_1 - \frac{(x_2 - x)(y_2 - y_1)}{x_2 - x_1}$$

Haciendo el cambio de variables nuevamente, se obtiene la ecuación para interpolación logarítmica.

$$\ln f(x) = \ln f(x_1) - \frac{\left(\frac{1}{x_1} - \frac{1}{x} \right) (\ln f(x_2) - \ln f(x_1))}{\left(\frac{1}{x_2} - \frac{1}{x_1} \right)}$$

Simplificando y despejando $f(x)$:

$$f(x) = \exp \left[\ln f(x_1) - \frac{1 - \frac{x_1}{x}}{1 - \frac{x_1}{x_2}} \ln \frac{f(x_1)}{f(x_2)} \right]$$

3) Regresión de una ecuación del tipo $y = ax^b + c$.

El ajuste de una serie de puntos (x, y) a una ecuación del tipo $y = ax^b + c$ no es una tarea sencilla, pues el método requiere varias iteraciones:

Dada la ecuación.

$$y = ax^b + c$$

Puede reacomodarse como:

$$y - c = ax^b$$

y normalizarse aplicando logaritmos a ambos lados, de la ecuación:

$$\ln(y - c) = \ln a + b \ln x$$

si se efectúa un cambio de variables, definiendo $y = \ln(y - c)$;

$A = \ln(a)$ y $x = \ln x$. Se obtiene:

$$y = A + bx$$

Entonces para encontrar el valor de las constantes se usa el siguiente algoritmo:

- 1) Leer una serie de puntos x contra $y(N)$.
- 2) Suponer un valor de c .
- 3) Calcular el $\ln(y - c)$ y el $\ln x$ para todos los puntos.
- 4) Evaluar A y B por el método de mínimos cuadrados.

$$A = \frac{(\sum X^2)(\sum Y) - (\sum X)(\sum XY)}{N(\sum X^2) - (\sum X)^2}$$

$$B = \frac{N(\sum XY) - (\sum X)(\sum Y)}{N(\sum X^2) - (\sum X)^2}$$

5) Calcular el coeficiente de correlación.

$$r = \frac{N \Sigma XY - (\Sigma X)(\Sigma Y)}{\sqrt{[N \Sigma X^2 - (\Sigma X)^2][N \Sigma Y^2 - (\Sigma Y)^2]}}$$

6) Si el coeficiente de correlación no es satisfactorio; Altere el valor de c y repita la prueba desde el paso número 3. Si el coeficiente de correlación es aceptable, entonces, continúe en el paso número 7.

7) Calcule $a = \exp(A)$.

8) Ahora ya se conocen las tres constantes de la ecuación.

$$y = ax^b + c.$$

9) Fin del algoritmo.

REFERENCIAS

- 1) F. AYRES: Cálculo diferencial e integral, México, Mc Graw Hill de México, 1971, p. 114.
- 2) PERRY Y CHILTON: Manual del Ingeniero Químico, México, Mc Graw Hill, 1982, sección 2, p. 25.
- 3) Ibidem., Sección 2, p. 63.

APENDICE C

LISTADOS DE LOS PROGRAMAS
CODIFICADOS EN LENGUAJE FORTRAN

```

D Line N:      7                               Microsoft FORTRAN 77 V3.13 R/C/83
1 ..... BLOQUE DATOS .....
2 SUBROUTINE DATOS (FLAG,OPC,C,UD)
3 IMPLICIT REAL (K-M)
4 COMMON /BAL/T1H,T2H,W1,CH,11C,T1C,WC,CC
5 0 COMMON/DAT/ DE,DI,DIE,DS,L,MI,P,PT,HOT,NPT,
6 1 NPS,TIPO,ARREG,FLUX,NINT,IRAM,ROBST
7 0 COMMON /TERMO/SH,SC,IRH,KH(5),TKH(5),
8 1 IKC,KC(5),TKC(5)
9 COMMON/VIS/ NMUH,MUH(5),TMUH(5),NMUC,MUC(5),TMUC(5)
10 INTEGER ARREG,CAMBIO,FLAG,FLUX,OPC,TIPO,UNI,UNIT
11 IF(FLAG.GE.1) GO TO 80
12 .....
13 ..... BLOQUE I SECCION A .....
14 ..... ENTRADA INICIAL DE DATOS .....
15 WRITE(*,*) 'DAR GRAVEDAD ESPECIFICA PARA FLUIDO'
16 WRITE(*,*) 'CALIENTE Y FRIO'
17 READ(*,*) CH,CC
18 WRITE(*,200)
19 WRITE(*,210)
20 200 FORMAT(B//),B,'PARA LA LECTURA DE DATOS DE')
21 210 0 FORMAT(/13X,'CALOR ESPECIFICO'
22 1 /10X,'PAR LA CLAVE DE UNIDADES: '/13X,
23 2 '1=J/(kg)(°C)'/13X,'2=Btu/(lb)(°F)=cal/(g)(°C)')
24 READ(*,*) UNI
25 UNI=UNI+9
26 WRITE(*,220)
27 220 0 FORMAT(/,6X,'AHORA DE EL VALOR PARA EL'/4X,
28 1 'FLUIDO CALIENTE Y EL FLUIDO FRIO')
29 READ(*,*) CH,CC
30 CH=SI(CH,UNI)
31 CC=SI(CC,UNI)
32 WRITE(*,200)
33 WRITE(*,230)
34 230 0 FORMAT(4X,'VISCOSIDAD, DAR LA CLAVE DE UNIDADES'
35 1 /13X,'1=kg/(m)(s)'/13X,'2= CENTIPOISE')
36 READ(*,*) UNI
37 UNI=UNI+7
38 WRITE(*,240)
39 240 0 FORMAT(/,4X,'DAR ADEMAS LA CLAVE DE UNIDADES'
40 1 /4X,'DE SU TEMPERATURA CORRESPONDIENTE'/
41 2 13X,'1=K'/13X,'2=°F'/13X,'3=°C')
42 READ(*,*) UNIT
43 UNIT=UNIT+4
44 WRITE(*,*) 'CUANTOS DATOS DE VISCOSIDAD PARA'
45 WRITE(*,*) 'FLUIDO CALIENTE ALIMENTARA ?'
46 READ(*,*) NMUH
47 DO 5 I=1, NMUH
1 48 WRITE(*,250)I
1 49 250 0 FORMAT(15X,'DATO !o. ',15/4X,'DAR LA VISCOSIDAD ',
1 50 1 'Y SU TEMPERATURA CORRESPONDIENTE')
1 51 READ(*,*) MUH(I),TMUH(I)
1 52 MUH(I)=SI(MUH(I),UNI)
1 53 TMUH(I)=SI(TMUH(I),UNIT)
1 54 5 CONTINUE
55 CALL BUBBLE(NMUH,TMUH,MUH)
56 WRITE(*,*) 'CUANTOS DATOS DE VISCOSIDAD PARA'
57 WRITE(*,*) 'FLUIDO FRIO ALIMENTARA ?'
58 READ(*,*) NMUC
59 DO 10 I=1, NMUC

```

```

D Line N#      7      Microsoft FORTRAN77 V3.13 8/05/83
1 60          WRITE(*,250)I
1 61          READ(*,*)MUC(I),TMUC(I)
1 62          MUC(I)=SI(MUC(I),UNI)
1 63          TMUC(I)=SI(TMUC(I),UNIT)
1 64 10       CONTINUE
65          CALL BUBBLE(TMUC,TMUC,MUC)
66          WRITE(*,200)
67          WRITE(*,200)
68 260       0 FORMAT(1X,'CONDUCTIVIDAD TERMICA, DAR //10X,
69          1 ' LA CLAVE DE UNIDADES'/13X,'1=W/(m)(K)('//
70          2 13X,'2=(Rtu)(pie)/("F)(pie2)(hr)'/13X,'3=kcal/("C)(m)(hr)'
71          3 //13X,'4=W/(cm)("C)')
72          READ(*,*) UNI
73          UNI=UNI+11
74          WRITE(*,240)
75          READ(*,*)UNIT
76          UNIT=UNIT+4
77          WRITE(*,*)'CUANTOS DATOS DE CONDUCTIVIDAD PARA'
78          'RITE(*,*)' FLUIDO CALIENTE ALIMENTARA ?'
79          READ(*,*)NKH
80          DO 15 I=1, NKH
1 81          WRITE(*,270) I
1 82 270       0 FORMAT(15X,'DATO N= ',15/4X,'DE LA CONDUCTIVIDAD',
1 83          1 ' Y SU TEMPERATURA CORRESPONDIENTE')
1 84          READ(*,*) KH(I),TKH(I)
1 85          KH(I)=SI(KH(I),UNI)
1 86          TKH(I)=SI(TKH(I),UNIT)
1 87 15       CONTINUE
88          CALL BUBBLE(NKH,TKH,KH)
89          WRITE(*,*)'CUANTOS DATOS DE CONDUCTIVIDAD PARA'
90          WRITE(*,*)' FLUIDO FRIO ALIMENTARA ?'
91          READ(*,*)NKC
92          DO 20 I=1,NKC
1 93          WRITE(*,270)I
1 94          READ(*,*) KC(I),TKC(I)
1 95          KC(I)=SI(KC(I),UNI)
1 96          TKC(I)=SI(TKC(I),UNIT)
1 97 20       CONTINUE
98          CALL BUBBLE(NKC,TKC,KC)
99          WRITE(*,280)
100 280       0 FORMAT(8//,12X,'QUE TIPO DE INTERCAMBIADOR QUIERE?'/12X,
101          1 'DAR LA CLAVE: //12X,'1=CORAZA Y TUBO'//12X,
102          2 '2=INTERCAMBIADOR DE DOBLE TUBO')
103          READ(*,*) TIPO
104 25         IF(TIPO.EQ.2) THEN
105             WRITE(*,290)
106 290         0 FORMAT(10//,3X,'DIAMETRO INTERNO DEL TUBO'/8X,
107          1 'EXTERIOR DE LA HORQUILLA?')
108             WRITE(*,300)
109 300         0 FORMAT(12X,'CLAVE DE UNIDADES?'/8X,'1=MEIROS',
110          1 /8X,'2=CENTIMETROS'/8X,'3=PULGADAS'/8X,'4=PIES')
111             READ(*,*) DIE,UNI
112             DIE=SI(DIE,UNI)
113             WRITE(*,310)
114 310         0 FORMAT(8//,4X,'NUMERO DE BANCOS EN PARALELO?'/
115          1 /10X,'(ARREGLO SERIE-PARALELO)')
116             READ(*,*)NRAM
117             WRITE(*,320)
118 320         0 FORMAT(4//,4X,'FACTOR DE OBSTRUCCION TOTAL'

```

```

D Line N°
119 7
120 1 /GX,'Y LA CLAVE DE UNIDADES'/9X,'1-(m2)(K)W'
121 2 /9X,'2=(hr)(plu?)(°F)/Plu'/9X,'5=(hr)(m2)(°C)/kcal'
122 READ(*,*) RORST,UNI
123 UNI=UNI*21
124 RORST=SI(RORST,UNI)
125 ELSE
126 WRITE(*,330)
127 0 FORMAT(B//),8X,'PON LA CLAVE DEL ARREGLO DE TUBOS'/12X,
128 '1=ARREGLO EN CUADRO'/12X,'2=ARREGLO TRIANGULAR')
129 1 READ(*,*) ARREG
130 WRITE(*,340)
131 0 FORMAT(B//),8X,'ESPACIAMIENTO ENTRE TUBOS?')
132 340 READ(*,*)PT,UNI
133 PT=SI(PT,UNI)
134 WRITE(*,350)
135 350 FORMAT(B//),8X,'ESPACIAMIENTO ENTRE DEFLECTORES?')
136 WRITE(*,360)
137 READ(*,*)B,UNI
138 B=SI(B,UNI)
139 WRITE(*,360)
140 360 FORMAT(B//),8X,'NUMERO DE PASOS POR CORAZA?')
141 READ(*,*)NPS
142 WRITE(*,370)
143 370 FORMAT(B//),8X,'NUMERO DE PASOS POR TUBOS?')
144 READ(*,*)NPT
145 WRITE(*,380)
146 380 0 FORMAT(B//),3X,'CUANTOS INTERCAMBIADORES'/3X,
147 '1=CONECTADOS EN SERIE TIENE?')
148 1 READ(*,*)NIINT
149 WRITE(*,390)
150 390 0 FORMAT(B//),3X,'QUE OPCION ELEGIRA PARA SU PROBLEMA?'/6X,
151 '1=CALCULO DE UN EQUIPO EXISTENTE.'/6X,
152 '2=DISEÑO OPTIMO.')
153 2 READ(*,*)OPC
154 END IF
155 WRITE(*,400)
156 WRITE(*,300)
157 400 FORMAT(B//),12X,'DIAMETRO EXTERNO?')
158 READ(*,*)DE,UNI
159 DE=SI(DE,UNI)
160 WRITE(*,410)
161 WRITE(*,300)
162 410 FORMAT(B//),12X,'DIAMETRO INTERNO?')
163 READ(*,*)DI,UNI
164 DI=SI(DI,UNI)
165 30 IF(TIPO.EQ.1.AND.OPC.EQ.1) THEN
166 WRITE(*,420)
167 420 FORMAT(B//),8X,'DIAMETRO DE LA CORAZA?')
168 WRITE(*,300)
169 READ(*,*)DS,UNI
170 DS=SI(DS,UNI)
171 WRITE(*,430)
172 430 FORMAT(B//),8X,'CUANTOS TUBOS TIENE CADA INTERCAMBIADOR?')
173 READ(*,*)NOT
174 ELSEIF(TIPO.EQ.1) THEN
175 WRITE(*,440)
176 440 0 FORMAT(B//),4X,'DAR UN VALOR APROXIMADO PARA EL'/4X,
177 1 'COEFICIENTE GLOBAL DE TRANSFERENCIA DE CALOR'/5X,

```



```

D Line N#          7          Microsoft FORTRAN77 V3.13 8/05/83
178              2      'DE DISEÑO. Y SU CLAVE DE UNIDADES:
179              3      /6X,'1=W/(m^2)(K)'/6X,'2=ftu/(hr)(pie2)('F)'
180              4      /6X,'3=kca1/(hr)(m^2)('C)')
181              READ(*,*)UD,UNI
182              UNI=UNI+18
183              UD=SI(UD,UNI)
184              ENDIF
185              IF(FLAG.GE.1) GO TO 80
186              WRITE(*,450)
187              WRITE(*,300)
188 450            FORMAT(B(/),12X,'LONGITUD DEL TUBO?')
189              READ(*,*)L,UNI
190              L=SI(L,UNI)
191              WRITE(*,*)'COMO DESEA ORDENAR LOS FLUIDOS'
192              WRITE(*,*)'POR EL INTERCAMBIADOR?'
193              WRITE(*,*)'1= FLUIDO FRIO POR TUBOS INTERIORES'
194              WRITE(*,*)'2= FLUIDO CALIENTE POR TUBOS INTERIORES'
195              READ(*,*) FLUX
196 50            WRITE(*,500)
197 500            0  FORMAT(B(/),4X,'ELIGE CLAVE DE UNIDADES:!/4X,
198              1  'PARA LAS TEMPERATURAS DE LOS FLUIDOS'/
199              2  13X,'1=K'/13X,'2="F"/13X,'3="C')
200              READ(*,*) UNIT
201              UNIT=UNIT+4
202              WRITE(*,510)
203 510            0  FORMAT(B(/),10X,' ELIGE CLAVE DE UNIDADES PARA LOS '
204              1  'GASTOS MASICOS'/12X,'1= kg/s'/12X,'2= lb/hr'/
205              2  12X,'3= kg/hr')
206              READ(*,*) UNI
207              UNI=UNI+15
208              WRITE(*,*)'SI ALGUN DATO SE DESCONOCE'
209              WRITE(*,*)'ASIGNELE -500'
210              IF(FLAG.GE.1) GO TO 81
211 51            WRITE(*,*)' TEMPERATURA DEL FLUIDO'
212              WRITE(*,*)' CALIENTE EN LA ENTRADA?'
213              READ(*,*) T1H
214              T1H=SI(T1H,UNIT)
215              IF(FLAG.GE.1) GO TO 80
216 52            WRITE(*,*)' TEMPERATURA DEL FLUIDO'
217              WRITE(*,*)' CALIENTE EN LA SALIDA?'
218              READ(*,*) T2H
219              T2H=SI(T2H,UNIT)
220              IF(FLAG.GE.1) GO TO 80
221 53            WRITE(*,*)' GASTO MASICO DEL FLUIDO CALIENTE?'
222              READ(*,*) WH
223              WH=SI(WH,UNI)
224              IF(FLAG.GE.1) GO TO 80
225              WRITE(*,*)' TEMPERATURA DEL FLUIDO'
226 54            WRITE(*,*)' FRIO EN LA ENTRADA?'
227              READ(*,*) T1C
228              T1C=SI(T1C,UNIT)
229              IF(FLAG.GE.1) GO TO 80
230              WRITE(*,*)' TEMPERATURA DEL FLUIDO'
231 55            WRITE(*,*)' FRIO EN LA SALIDA?'
232              READ(*,*) T2C
233              T2C=SI(T2C,UNIT)
234              IF(FLAG.GE.1) GO TO 80
235              WRITE(*,*)' GASTO MASICO'
236 56

```

```

D Line N# 7 Microsoft FORTRAN77 V3.13 8/05/83
237 WRITE (*,*) 'DEL FLUIDO FRIO?'
238 READ (*,*) WC
239 WC=SI (WC,UNI)
240 IF (FLAG. GE.1) GO TO 60
241 60 CALL BALANC (Q)
242 IF (Q.GT.0) RETURN
243 WRITE (*,*) 'EL BALANCE CALORIFICO NO SE CUMPLE'
244 WRITE (*,*) ' ALIMENTARA NUEVAMENTE'
245 WRITE (*,*) ' TEMPERATURAS Y GASTOS'
246 GO TO 50
.....
247 ***** BLOQUE I SECCION B *****
248 ***** NIVEL DE ALTERACION DE DATOS *****
249 *****
250 80 WRITE (*,550)
251 550 0 FORMAT (6(/), 6X, 'QUE DATO DESEA ALTERAR?'
252 1 /12X, 'POR LA CLAVE'
253 2 /6X, '1=TEMPERATURAS O GASTOS'
254 3 /6X, '2=TIPO DE INTERCAMBIADOR'
255 4 /6X, '3=OPCION DE TRABAJO (SOLO PARA CORAZA Y TUBOS)'
256 5 /6X, '4=ARREGLO DE LOS FLUJOS'
257 6 /6X, '5=DIMENSIONES Y DATOS DEL INTERCAMBIADOR'
258 7 /6X, '6=PROCESAR DATOS (CORRER).'
259 8 /6X, '7=PARAR LA EJECUCION (FIN).')
260 READ (*,*) CAMBIO
261 GO TO (50, 82, 83, 84, 85, 60, 170)CAMBIO
262 81 WRITE (*,560)
263 560 0 FORMAT (6(/), ' PONER LA CLAVE DEL DATO QUE DESEA CAMBIAR'
264 1 /4X, '1=TEMPERATURA DE FLUIDO CALIENTE ENTRANDO'
265 2 /4X, '2=TEMPERATURA DE FLUIDO CALIENTE SALIENDO'
266 3 /4X, '3=GASTO DE FLUIDO CALIENTE'
267 4 /4X, '4=TEMPERATURA DE FLUIDO FRIO ENTRANDO'
268 5 /4X, '5=TEMPERATURA DE FLUIDO FRIO SALIENDO'
269 6 /4X, '6=GASTO DE FLUIDO FRIO')
270 READ (*,*)CAMBIO
271 GO TO(51,52,53,54,55,56) CAMBIO
272 82 IF(TIPO.EQ.1) THEN
273 WRITE(*,*)'INTERCAMBIADOR DE HORQUILLAS'
274 TIPO=2
275 ELSE
276 WRITE(*,*)'INTERCAMBIADOR DE CORAZA Y TUBOS'
277 TIPO=1
278 ENDIF
279 GO TO 25
280 83 IF(TIPO.EQ.2) THEN
281 WRITE(*,*)'PARA HORQUILLAS NO EXISTE OPCION'
282 ELSEIF (OPC.EQ.1) THEN
283 OPC=2
284 ELSE
285 OPC=1
286 ENDIF
287 GO TO 30
288 84 IF (FLUX.EQ.1) THEN
289 FLUX=2
290 WRITE(*,*)'FLUIDO CALIENTE POR TUBOS INTERIORES'
291 ELSE
292 FLUX=1
293 WRITE(*,*)'FLUIDO FRIO POR TUBOS INTERIORES'
294 ENDIF
295 GO TO 80

```

```

D Line N°
296 8' WRITE(*,600)
297 600 0 FORMAT(10(/),8X, 'QUE DATO ALTERARA?'/8X,
298 1 'PONER LA CLAVE'/6X, '1=LONGITUD DE TUBO.'
299 2 '/6X, '2=DIAMETROS DE TUBOS INTERIORES.'
300 3 '/6X, '3=DIAMETRO INTERNO DEL TUBO')
301 IF(TIPO.EQ.2) THEN
302 WRITE(*,700)
303 700 0 FORMAT(6X, '4=DIAMETRO MAYOR DEL ANULO'
304 1 '/6X, '5=NUMERO DE BANCOS EN PARALELO'
305 2 '/6X, '6=FACTOR DE OBSTRUCCION TOTAL')
306 READ(*,*)CAMBIO
307 GO TO (100,101,102,103,104,105) CAMBIO
308 ELSEIF(OPC.EQ.1) THEN
309 WRITE(*,900)
310 WRITE(*,800)
311 800 0 FORMAT(6X, '10=NUMERO DE TUBOS POR INTERCAMBIADOR'
312 1 '/6X, '11=DIAMETRO DE LA CORAZA')
313 READ(*,*) CAMBIO
314 GO TO (100,101,102,110,111,112,113,114,115,
315 1 120,121)CAMBIO
316 ELSE
317 WRITE(*,900)
318 WRITE(*,850)
319 850 0 FORMAT(6X, '10= COEFICIENTE GLOBAL DE',
320 1 'TRANSFERENCIA DE CALOR')
321 READ(*,*) CAMBIO
322 GO TO (100,101,102,110,111,112,113,114,115,130) CAMBIO
323 ENDDIF
324 900 0 FORMAT (6X, '4=ARREGLO DE LOS TUBOS'
325 1 '/6X, '5=ESPACIAMIENTO DE LOS TUBOS'
326 2 '/6X, '6=ESPACIAMIENTO DE LOS DEFLECTORES'
327 3 '/6X, '7=NUMERO DE PASOS POR CORAZA.'
328 4 '/6X, '8=NUMERO DE PASOS POR TUBOS'
329 5 '/6X, '9=NUMERO DE INTERCAMBIADORES EN SERIE')
330 100 WRITE(*,450)
331 WRITE(*,300)
332 READ(*,*)L,UNI
333 L=SI(L,UNI)
334 GO TO 80
335 101 WRITE(*,400)
336 WRITE(*,300)
337 READ(*,*)DE,UNI
338 DE=SI(DE,UNI)
339 102 WRITE(*,410)
340 WRITE(*,300)
341 READ(*,*)DI,UNI
342 DI=SI(DI,UNI)
343 GO TO 80
344 103 WRITE(*,290)
345 WRITE(*,300)
346 READ(*,*)DIE,UNI
347 DIE=SI(DIE,UNI)
348 GO TO 80
349 104 WRITE(*,310)
350 READ(*,*)HIRM
351 GO TO 80
352 105 WRITE(*,320)
353 READ(*,*)ROBST,UNI
354 UNI=UNI+21

```

```

D Line N#      7      Microsoft FORTRAN77 VE.13 8/05/83
355          ROBST-SI(ROBST,UNI)
356          GO TO 80
357 110       IF (ARREG.EQ.1) THEN
358             WRITE(*,*)'ARREGLO TRIANGULAR'
359             ARREG=2
360         ELSE
361             WRITE(*,*)'ARREGLO EN CUADRO'
362             ARREG=1
363         ENDDIF
364          GO TO 80
365 111       WRITE(*,340)
366          WRITE(*,300)
367          READ(*,*) PT,UNI
368          PT=SI(PT,UNI)
369          GO TO 80
370 112       WRITE(*,350)
371          WRITE(*,300)
372          READ(*,*) B,UNI
373          B=SI(B,UNI)
374          GO TO 80
375 113       WRITE(*,360)
376          READ(*,*)NPS
377          GO TO 80
378 114       WRITE(*,370)
379          READ(*,*)NPT
380          GO TO 80
381 115       WRITE(*,380)
382          READ(*,*)NINT
383          GO TO 80
384 120       WRITE(*,430)
385          READ(*,*)NOT
386          GO TO 80
387 121       WRITE(*,420)
388          WRITE(*,300)
389          READ(*,*) DS,UNI
390          DS=SI(DS,UNI)
391          GO TO 80
392 130       WRITE(*,440)
393          READ(*,*) UD,UNI
394          UNI=UNI+18
395          UD=SI(UD,UNI)
396          GO TO 80
397 170       CLOSE(B,STATUS='KEEP')
398          STOP 'TYPE GASI'
399          END

```

Name	Type	Offset	P	Class
ARREG	INTEGER*4	48		/DAT /
B	REAL	24		/DAT /
CAMBIO	INTEGER*4	3662		
CC	REAL	28		/BAL /
CH	REAL	12		/BAL /
DE	REAL	0		/DAT /
DI	REAL	4		/DAT /
DIE	REAL	8		/DAT /
DS	REAL	12		/DAT /
FLAG	INTEGER*4	0	*	
FLUX	INTEGER*4	52		/DAT /

D Line No			
I	INTEGER*4	590	
KC	REAL	56	/TERMO /
KH	REAL	12	/TERMO /
L	REAL	16	/DAT /
MUC	REAL	48	/VIS /
MUH	REAL	4	/VIS /
NH	INTEGER*4	20	/DAT /
NINT	INTEGER*4	56	/DAT /
NKC	INTEGER*4	52	/TERMO /
NKH	INTEGER*4	8	/TERMO /
NMUC	INTEGER*4	44	/VIS /
NMUH	INTEGER*4	0	/VIS /
NOT	INTEGER*4	32	/DAT /
NPS	INTEGER*4	40	/DAT /
NPT	INTEGER*4	36	/DAT /
NRAM	INTEGER*4	60	/DAT /
OPC	INTEGER*4	4	*
PT	REAL	28	/DAT /
Q	REAL	8	*
ROBST	REAL	64	/DAT /
SC	REAL	4	/TERMO /
SH	REAL	0	/TERMO /
T1C	REAL	16	/BAL /
T1H	REAL	0	/BAL /
T2C	REAL	20	/BAL /
T2H	REAL	4	/BAL /
TIPO	INTEGER*4	44	/DAT /
TKC	REAL	76	/TERMO /
TKH	REAL	32	/TERMO /
TMUC	REAL	68	/VIS /
TMUH	REAL	24	/VIS /
UD	REAL	12	*
UNI	INTEGER*4	218	
UNIT	INTEGER*4	506	
WC	REAL	24	/BAL /
WH	REAL	8	/BAL /

```

400 .....7.....
401 SUBROUTINE BALANC (Q)
402 COX=ON/BAL/T1H,T2H,W1,CH,T1C,T2C,WC,CC
403 QC=WC*CC*(T2C-T1C)
404 Z=QC/CH
405 IF(T1H.LE.O) T1H=T2H+Z/WH
406 IF(T2H.LE.O) T2H=T1H+Z/WH
407 IF(WH.LE.O) WH=Z/(T1H-T2H)
408 QH=W1*CH*(T1H-T2H)
409 Z=QH/CC
410 IF(T1C.LE.O) T1C=T2C-Z/WC
411 IF(T2C.LE.O) T2C=T1C+Z/WC
412 IF(WC.LE.O) WC=Z/(T2C-T1C)
413 Q=(QC+QH)/2
414 IF(ABS((QC-QH)*100/Q).GT.5) Q=0.0
415 RETURN
416 END

```

Name	Type	Offset	P Class
------	------	--------	---------

ABS			INTRINSIC
-----	--	--	-----------

D Line	N	Q			
CC	REAL		28	/BAL	/
CH	REAL		12	/BAL	/
Q	REAL		0	*	
QC	REAL		5094		
QH	REAL		5102		
T1C	REAL		16	/BAL	/
T1H	REAL		0	/BAL	/
T2C	REAL		20	/BAL	/
T2H	REAL		4	/BAL	/
WC	REAL		24	/BAL	/
WH	REAL		8	/BAL	/
Z	REAL		5098		

```

417****7*****
418 FUNCTION SI (VAR,KLAVE)
419 0 GO TO(1,2,3,4,1,6,7,1,9,1,11,1,13,14,15,1,17,18,
420 1 1,20,21,1,23,24)KLAVE
421 1 SI=VAR
422 RETURN
423 2 SI=VAR/100
424 RETURN
425 3 SI=VAR*0.0254
426 RETURN
427 4 SI=VAR*0.7048
428 RETURN
429 6 SI=(VAR+459.67)*5/9
430 RETURN
431 7 SI=VAR+273.15
432 RETURN
433 9 SI=VAR/1000
434 RETURN
435 11 SI=VAR*4184
436 RETURN
437 13 SI=VAR*1.729577
438 RETURN
439 14 SI=VAR*4184./3600.
440 RETURN
441 15 SI=VAR*100
442 RETURN
443 17 SI=VAR/7936.64
444 RETURN
445 18 SI=VAR/3600
446 RETURN
447 20 SI=VAR*5.674466
448 RETURN
449 21 SI=VAR*4184./3600.
450 RETURN
451 23 SI=VAR/5.674466
452 RETURN
453 24 SI=VAR*3600./4184.
454 RETURN
455 END

```

Name	Type	Offset	P	Class
------	------	--------	---	-------

KLAVE	INTEGER*4	4	*	
VAR	REAL	0	*	

456*****

```

D Line N#      7
                SUBROUTINE BUBBLE (N,T,R)
                DIMENSION T(5),R(5)
                DO 10 I=1,N-1
1               DO 10 J=I+1,N
2               IF(T(I).GT.T(J)) THEN
2               APOYO=T(I)
2               T(I)=T(J)
2               T(J)=APOYO
2               APOYO=R(I)
2               R(I)=R(J)
2               R(J)=APOYO
2               ENDIF
2 470 10      CONTINUE
                RETURN
                END
471
472

```

Name	Type	Offset	P	Class
APOYO	REAL	5122		
I	INTEGER*4	5106		
J	INTEGER*4	5114		
N	INTEGER*4	0	*	
R	REAL	8	*	
T	REAL	4	*	

473

Name	Type	Size	Class
BAL		32	COMMON
BALANC			SUBROUTINE
BUBBLE			SUBROUTINE
DAT		68	COMMON
DATOS			SUBROUTINE
SI	REAL		FUNCTION
TERMO		96	COMMON
VIS		88	COMMON

Pass One No Errors Detected
473 Source Lines

```

D Line N#      7      Microsoft FORTRAN77 V3.13 8/05/83
1 ***** BLOQUE II  POTENCIAL TERMICO *****
2 .....
3      0  SUBROUTINE TEMP(DTH,N,C,FT,DT,DT,NINT,NPS,NPT,NRAM,TIPO,
4      1      FLUX,OPC)
5      *  CALCULA EL FACTO DE CORRECCION PARA INTERCAMBIADORES DE *
6      *  CORAZA Y TUBOS ASI COMO LA DIFERENCIA DE TEMPERATURA *
7      *  PARA UN INTERCAMBIADOR DE HORQUILLAS. *
8      .....
9      INTEGER OPC,FLUX,TIPO
10     COMMON/BAL/ T1H, T2H, WH, CH, T1C, T2C, WC, CC
11     DIMAX=T1H-T1C
12     DTFC=T2C-T1C
13     R=(T1H-T2H)/(4*FC
14     S=DTFC/DIMAX
15     IF(TIPO.EQ.1) THEN
16     *   INTERCAMBIADOR DEL TIPO DE CORAZA Y TUBOS.
17     *   IF(NPS.EQ.NPT) THEN
18     *     FT=1.0
19     *     RETURN
20     *   ENDIF
21     *   N=NINT*NPS
22     *   IF(R.EQ.1) THEN
23     *     P=S/(N-S*(N-1))
24     *   ELSE
25     *     W=((1-S*R)/((1-S))**(1./N)
26     *     P=(W-1)/(W-R)
27     *   END IF
28     *   ECUACION DE FT PARA EL EQUIVALENTE A UN PASO POR CORAZA
29     *   A=SQRT(R**2+1)
30     *   B=(2-P*(R+1-A))/(2-P*(R+1+A))
31     *   IF(R.NE.1.) THEN
32     *     C=(1-P)/(1-R*P)
33     *     IF(B.LE.0.OR.C.LE.0) THEN
34     *       FT=0.0
35     *     ELSE
36     *       FT=A*ALOG(C)/((R-1)*ALOG(B))
37     *     END IF
38     *   ELSEIF(B.LE.0) THEN
39     *     FT=0.0
40     *   ELSE
41     *     FT=A*P/(((1-P)*ALOG(R))
42     *   ENDIF
43     *   IF(OPC.EQ.1.OR.FT.GE.0.75) RETURN
44     *   NINT=NINT+1
45     *   GOTO 1
46     *   INTERCAMBIADOR DEL TIPO DE HORQUILLAS
47     *   ELSEIF(FLUX.EQ.1) THEN
48     *     R=NRAM
49     *     P=DTFC/DIMAX
50     *     IF (R.EQ.1.) THEN
51     *       GAM=(1-P)/(((1/P)**(1./NRAM)-1)*NRAM)
52     *     ELSE
53     *       W=ALOG((1./P)**(1./NRAM)*(R-1)/R+1/R)
54     *       GAM=(1-P)*(R-1)/(NRAM*R*W)
55     *     ENDIF
56     *   ELSE
57     *     R=R*NRAM
58     *     P=DTH/DIMAX
59     *     IF (R.EQ.1.) THEN

```


D Line No. 1 7

Microsoft FORTRAN/7 V3.13 8/05/83

```

60      GAM=(1-P)/(((1/P)**(1./NRAM)-1)*URAM)
61      ELSE
62      W=ALOG((1./P)**(1./NRAM)*(R-1)/R+1/R)
63      GAM=(1-P)*(R-1)/(NRAM*R*W)
64      ENDIF
65      ENDIF
66      DT=GAM*DTMAX
67      RETURN
68      END

```

Name	Type	Offset	P	Class
A	REAL	30		
ALOG				INTRINSIC
B	REAL	34		
C	REAL	38		
CC	REAL	28	/BAL	/
CH	REAL	12	/BAL	/
DT	REAL	12 *		
DTC	REAL	4 *		
DTFC	REAL	6		
DTH	REAL	0 *		
DTMAX	REAL	2		
FLUX	INTEGER*4	36 *		
FT	REAL	8 *		
GAM	REAL	42		
N	INTEGER*4	18		
NINT	INTEGER*4	16 *		
NPS	INTEGER*4	20 *		
NPT	INTEGER*4	24 *		
NRAM	INTEGER*4	28 *		
DPC	INTEGER*4	40 *		
P	REAL	22		
R	REAL	10		
S	REAL	14		
SQRT				INTRINSIC
T1C	REAL	16	/BAL	/
T1H	REAL	0	/BAL	/
T2C	REAL	20	/BAL	/
T2H	REAL	4	/BAL	/
T1PO	INTEGER*4	32 *		
W	REAL	26		
WC	REAL	24	/BAL	/
WH	REAL	8	/BAL	/

Name	Type	Size	Class
BAL		32	COMMON
TEMP			SUBROUTINE

Pass One No Errors Detected
64 Source Lines

```

D Line N#          7          Microsoft FORTRAN77 V3.13 8/0583
1 *****BLOQUE III      COEFICIENTE GLOBAL
2 *****
3 0 SUBROUTINE GLOBAL(WO,GO,CO,TO,MUO,KO,FIO,
4 1          WI,GI,CI,TI,MUI,KI,FII,U,DEQO)
5 *          CALCULA EL COEFICIENTE GLOBAL DE TRANSFERENCIA
6 *          DE CALOR EN CUALQUIER PUNTO DEL INTERCAMBIADOR.
7 *****
8 IMPLICIT REAL(K-M)
9 REAL NUI, NUO
10 INTEGER FLUX, TIPC, ARREG
11 COMMON/VIS/NUMH,MUH(5),TMUH(5),NMUC,MUC(5),TMUC(5)
12 0 COMMON/DAT/DE,DI,DIE,DS,L,NH,B,PT,NOT,NPT,
13 1          NPS,TIPO,ARREG,FLUX,NINT,NRAM,ROBST
14 DATA PI /3.141593/
15 * CALCULA COEFICIENTE DE PELICULA EXTERNO
16 IF(TIPO.EQ.2) THEN
17     DD=DE**2-DE**2
18     AO=PI*DD/4
19     DEQO=DD/DE
20     DSL=DEQO/(L*2*NH*NRAM)
21 ELSE
22     C=PT-DE
23     AD=DS*C*B/(PT*NPS)
24     IF(ARREG.EQ.1) THEN
25         DEQO=(PT**2-PI*DE**2/4)*4/(PI*DE)
26     ELSE
27         DEQO=(SQRT(12.)*(PT/DE)**2/PI-1.)*DE
28     ENDIF
29 ENDIF
30 GO=WO/AO
31 PRO=CO*MUO/KO
32 REO=DEQO*GO/MUO
33 IF(TIPO.EQ.2) THEN
34     CALL NUTU (REO,PRO,DSL,NUO)
35 ELSE
36     CALL NUCCR(REO,PRO,NUO)
37 ENDIF
38 HOFI=MUO*KO/DEQO
39 * CALCULA COEFICIENTE DE PELICULA INTERNO
40 AI=PI*DI**2/4
41 IF(TIPO.EQ.2) THEN
42     ATOT=AI*NRAM
43     DSL=DI/(L*NH*2)
44 ELSE
45     ATOT=AI*NOT/NPT
46     DSL=DI/L
47 ENDIF
48 GI=WI/ATOT
49 PRI=CI*MUI/KI
50 REI=DI*GI/MUI
51 CALL NUTU (REI,PRI,DSL,NUI)
52 HIFI=NUI*KI/DI
53 HIOFI=HIFI*DI/DE
54 * CORRECCION DEBIDO A LA VARIACION DE LA VISCOSIDAD
55 IF(FLUX.EQ.1) THEN
56     TW=TI+HOFI/(HIOFI+HOFI)*(TO-TI)
57     MUWO=CURVA(TMUH,MUH,MUH,TW)
58     MUWI=CURVA(TMUC,MUC,MUC,TW)
59 ELSE

```

```

D Line N°      7
60
61
62
63
64
65
66
67
68
69
70
71
TW=TO*HIOFI/(HIOFI+HOFI)*(TI-TO)
MUWO=CURVA(NMUC,MUC,TMUC,TW)
MUWI=CURVA(NMUH,MUH,TMUH,TW)

ENDIF
FIO=(MUO/MUWO)**0.14
FII=(MUI/MUWI)**0.14
HO=HOFI*FIO
HIO=HIOFI*FII
COEFICIENTE GLOBAL LIMPIO
U=HO*HIO/(HO+HIO)
RETURN
END

```

Name	Type	Offset	P	Class
AI	REAL	30		
AO	REAL	10		
ARRBG	INTEGER*4	48	/DAT	/
ATOT	REAL	42		
B	REAL	24	/DAT	/
C	REAL	18		
CI	REAL	36	*	
CO	REAL	8	*	
DD	REAL	6		
DE	REAL	0	/DAT	/
DECO	REAL	60		
DI	REAL	4	/DAT	/
DIE	REAL	8	/DAT	/
DS	REAL	12	/DAT	/
DSL	REAL	14		
FIO	REAL	52	*	
FII	REAL	24	*	
FLUX	INTEGER*4	52	/DAT	/
GI	REAL	32	*	
GO	REAL	4	*	
HIFI	REAL	58		
HIO	REAL	98		
HIOFI	REAL	62		
HO	REAL	94		
HOFI	REAL	34		
KI	REAL	48	*	
KO	REAL	20	*	
L	REAL	16	/DAT	/
MUC	REAL	48	/VIS	/
MUH	REAL	4	/VIS	/
MUI	REAL	44	*	
MUO	REAL	16	*	
MUWI	REAL	78		
MUWO	REAL	70		
NI	INTEGER*4	20	/DAT	/
NINT	INTEGER*4	56	/DAT	/
NMUC	INTEGER*4	44	/VIS	/
NMUH	INTEGER*4	0	/VIS	/
NOT	INTEGER*4	32	/DAT	/
NPS	INTEGER*4	40	/DAT	/
NPT	INTEGER*4	36	/DAT	/
NRAM	INTEGER*4	60	/DAT	/
MUI	REAL	54		
MUO	REAL	30		

D Line	Nº			
PI	REAL	2		
PR	REAL	46		
PRO	REAL	22		
PT	REAL	28	/DAT	/
REI	REAL	50		
REO	REAL	26		
ROBST	REAL	64	/DAT	/
SQRT				INTRINSIC
TI	REAL	40	*	
TIPO	INTEGER*4	44	/DAT	/
TMUC	REAL	68	/VIS	/
TMUH	REAL	24	/VIS	/
TO	REAL	12	*	
TW	REAL	66	*	
U	REAL	56	*	
WI	REAL	28	*	
WO	REAL	0	*	

```

72 *****7*****
73 SUBROUTINE MUCOR (RE,PR,NU)
74 REAL NU
75 IF(RE.LE.2000) THEN
76 NU=0.613*RE**0.48*PR ** (1./3.)
77 ELSE
78 NU=0.36*RE**0.55*PR**(1./3.)
79 ENDIF
80 RETURN
81 END

```

Name	TYPE	Offset	P	Class
NU	REAL	8	*	
PR	REAL	4	*	
RE	REAL	0	*	

```

82 *****
83 SUBROUTINE MUTU (RE,PR,DSL,NU)
84 REAL NU
85 IF(RE.LT.2100) THEN
86 NU=1.86*(RE*PR*DSL)**(1./3.)
87 ELSEIF(RE.LE.10000) THEN
88 NU=0.116*(RE**(2./3)-125.)*PR**(1./3)*(1+DSL**(2./3))
89 ELSE
90 NU=0.027*RE**0.8*PR**(1./3)
91 ENDIF
92 RETURN
93 END

```

Name	Type	Offset	P	Class
DSL	REAL	8	*	
NU	REAL	12	*	
PR	REAL	4	*	
RE	REAL	0	*	

```
94 *****
```

```

D Line N#          7          Microsoft FORTRAN77 V3.1308/09/83
95      REAL FUNCTION CURVA (NMU,MU,TMU,T)
96      DIMENSION MU(5),TMU(5)
97      REAL MU
98      IF (NMU.EQ.1) THEN
99          CURVA=MU*(1)
100         RETURN
101     ENDIF
102     DO 10 I=2,5
1 103         IF (T.LT.TMU(I).OR.NMU.LE.I) GO TO 20
1 104     10     CONTINUE
105     20     0 CURVA=EXP(ALOG(MU(I-1))-(1-TMU(I-1)/T)*ALOG(MU(I-1)/
106             1     MU(I)))/(1-TMU(I-1)/TMU(I)))
107     RETURN
108     END

```

Name	Type	Offset	P	Class
ALOG				INTRINSIC
EXP				INTRINSIC
I	INTEGER*4	102		
MU	REAL	4	*	
NMU	INTEGER*4	0	*	
T	REAL	12	*	
TMU	REAL	8	*	

109
110

Name	Type	Size	Class
CURVA			FUNCTION
DAT	REAL	68	COMMON
GLOBAL			SUBROUTINE
NUCCR			SUBROUTINE
NUFU			SUBROUTINE
VIS		68	COMMON

Pass One No Errors Detected
110 Source Lines

D Line Nº

Microsoft FORTRAN 77 V3.13 8/05/83

```

1 ***** BLOQUE IV CAIDA DE PRESION
2 .....
3 SUBROUTINE CAIDA(GO,GI,SO,SI,REO,REI,FIO,FII,DPO,DPI,DEQO)
4 * CALCULA LA CAIDA DE PRESION DEBIDO AL
5 * FLUJO Y A LOS RETORNOS.
6 REAL L
7 INTEGER TIPO, ARREG, FLUX
8 O COMMON /DAT/DE,DI,DIE,DS,L,NH,B,PT,NOT, NPT,NPS, TIPO,
9 1 ARREG,FLUX,NINT,NRAM,ROBST
10 IF(TIPO.EQ.2) THEN
11 F=FRCH(REO)
12 W=(4*F*L*GO**2/(2000*SO*DEQO))*2*NRAM*NH
13 DPO=W*GO**2*NH*NRAM/(2000*SO)
14 ELSE
15 F=FRCC(REO)
16 NCR=(L/B*.9)*NPS*NINT.
17 DPO=F*GO**2*DS*NCR/(2000*SO*DEQO*FIO)
18 ENDIF
19 IF(TIPO.EQ.2) THEN
20 F=FRCH(REI)
21 DPI=4*F*L*GI**2/(2000*SI*DI)*2*NH
22 ELSE
23 F=FRCT(REI)
24 W=F*L*GI**2*NPT/(2000*SI*DI*FII)
25 DPI=(W*GI**2*4*NPT/(2000*SI))*NINT
26 ENDIF
27 RETURN
28 END

```

Name	Type	Offset	P	Class
ARREG	INTEGER*4	48		/DAT /
B	REAL	24		/DAT /
DE	REAL	0		/DAT /
DEQO	REAL	40	*	
DI	REAL	4		/DAT /
DIE	REAL	8		/DAT /
DPI	REAL	36	*	
DPO	REAL	32	*	
DS	REAL	12		/DAT /
F	REAL	2		
FII	REAL	28	*	
FIO	REAL	24	*	
FLUX	INTEGER*4	52		/DAT /
GI	REAL	4	*	
GO	REAL	0	*	
L	REAL	16		/DAT /
NCR	INTEGER*4	18		
NH	INTEGER*4	20		/DAT /
NINT	INTEGER*4	56		/DAT /
NOT	INTEGER*4	32		/DAT /
NPS	INTEGER*4	40		/DAT /
NPT	INTEGER*4	36		/DAT /
NRAM	INTEGER*4	60		/DAT /
PT	REAL	28		/DAT /
REI	REAL	20	*	
REO	REAL	16	*	
ROBST	REAL	64		/DAT /
SI	REAL	12	*	

D Line N^o 7
 SO REAL 8 *
 TIPO INTEGER*4 44 /DAT /
 W REAL 10

```

29 *****
30 FUNCTION FRCC(RE)
31 IF(RE.LT.300) THEN
32 FRCC=0.455+67.97/RE**1.066
33 ELSE
34 FRCC=1.74/RE**0.19
35 ENDF
36 RETURN
37 END
  
```

Name	Type	Offset	P	Class
RE	REAL		0	*

```

38 *****
39 FUNCTION FRCH(RE)
40 IF(RE.LT.2100) THEN
41 FRCH=16/RE
42 ELSE
43 FRCH=0.0035+0.264/RE**0.42
44 ENDF
45 RETURN
46 END
  
```

Name	Type	Offset	P	Class
RE	REAL		0	*

```

47 *****
48 FUNCTION FRCT(RE)
49 IF(RE.LT.1000) THEN
50 FRCT=72./RE
51 ELSE
52 FRCT=0.424/RE**0.258
53 ENDF
54 RETURN
55 END
  
```

Name	Type	Offset	P	Class
RE	REAL		0	*

56

Name	Type	Size	Class
CAIDA			SUBROUTINE
DAT		68	COMMON
FRCC	REAL		FUNCTION
FRCH	REAL		FUNCTION
FRCT	REAL		FUNCTION

```

D Line NP      7      Microsoft FORTRAN77 V3.13 8/05/83
1 .....      MODULE V      SALIDA DE DATOS .....
2 .....
3      SUBROUTINE CALIDA(FLAG, PT, DT, MLDT, AQ, UL, UD, ORST, DPI, DPO)
4      IMPLICIT REAL (*-R)
5      INTEGER ARREG, FLAG, FLUX, TIPO
6      COMMON /BAL/T1H, T2H, W1, CH, T1C, T2C, WC, CC
7      COMMON /DAT/DE, DI, DIE, DS, L, NH, B, PT, NOT, NPT, NPS, TIPO,
8      1      ARREG, FLUX, NINT, NRAM, ROBST
9      P=6894.757
10     C=100.
11     D=0.0254
12     U=5.674466
13     T=273.15
14 .....      TABLA DE RESULTADOS
15     IF(TIPO.EQ.2) THEN
16 .....      IMPRESIONES PARA HORQUILLAS
17     WRITE(8,300)FLAG,L/.3048,L,DI/D,DI*C,DE/D,DE*C,DIE/D,DIE*C
18     WRITE(*,300)FLAG,L/.3048,L,DI/D,DI*C,DE/D,DE*C,DIE/D,DIE*C
19     IF(FLUX.EQ.1) THEN
20         WRITE(8,310)
21         WRITE(*,310)
22     ELSE
23         WRITE(8,320)
24         WRITE(*,320)
25     ENDIF
26     WRITE(8,200)T1H-T,T1C-T,T2H-T,T2C-T,WH,WC
27     WRITE(*,200)T1H-T,T1C-T,T2H-T,T2C-T,WH,WC
28     IF(NRAM.EQ.1) THEN
29         WRITE(8,325)NH
30         WRITE(*,325)NH
31     ELSE
32         WRITE(8,330)NH*NRAM,NRAM,NH
33         WRITE(*,330)NH*NRAM,NRAM,NH
34     ENDIF
35     WRITE(8,210)DT,UL,UL/U,UD,UD/U,ORST,ORST*U,AQ,AQ/.3048**2
36     WRITE(*,210)DT,UL,UL/U,UD,UD/U,ORST,ORST*U,AQ,AQ/.3048**2
37     WRITE(8,340)ROBST,ROBST*U
38     WRITE(*,340)ROBST,ROBST*U
39     WRITE(8,220)DPI,DPI/P,DPO,DPO/P
40     WRITE(*,220)DPI,DPI/P,DPO,DPO/P
41 .....      ELSE
42 .....      IMPRESIONES PARA CORAZA Y TUROS
43     WRITE(8,400)FLAG,NPS,NPT
44     WRITE(*,400)FLAG,NPS,NPT
45     IF(NINT.GT.1) THEN
46         WRITE(8,405)NINT
47         WRITE(*,405)NINT
48     ENDIF
49     0      WRITE(8,410)NOT,I/.3048,L,DI/D,DI*C,DE/D,DE*C,DS/D,DS*C,
50     1      PT/D,PT*C,H/D,B*C
51     0      WRITE(*,410)NOT,I/.3048,L,DI/D,DI*C,DE/D,DE*C,DS/D,DS*C,
52     1      PT/D,PT*C,H/D,B*C
53     IF(ARREG.EQ.1) THEN
54         WRITE(8,420)
55         WRITE(*,420)
56     ELSE
57         WRITE(8,425)
58         WRITE(*,425)
59     ENDIF

```



```

D Line Nº      7      Microsoft FORTRAN77 V3.13 8/05/83
60      IF(FLUJ.EQ.1) THEN
61          WRITE(8,430)
62          WRITE(*,430)
63      ELSE
64          WRITE(8,435)
65          WRITE(*,435)
66      ENDDIF
67      WRITE(8,200)T1H-T,T1C-T,T2H-T,T2C-T,WH,WC
68      WRITE(*,200)T1H-T,T1C-T,T2H-T,T2C-T,WH,WC
69      WRITE(8,205)FT
70      WRITE(*,205)FT
71      WRITE(8,210)F1*MLDT,UL,UL/U,UD,UD/U,ORST,ORST*U,AQ,AQ/.3048**2
72      WRITE(*,210)F1*MLDT,UL,UL/U,UD,UD/U,ORST,ORST*U,AQ,AQ/.3048**2
73      WRITE(8,220)DPI,DPI/P,DPO,DPO/P
74      WRITE(*,220) DPI,DPI/P,DPO,DPO/P
75      ENDDIF
76      PAUSE
77      RETURN
78
79 200      0  FORMAT(//13X,'FLUIDO CALIENTE',32X,'FLUIDO FRIO'
80          1  /16X,FB.3,6X,'TEMPERATURA DE ENTRADA ("C)',4X,FB.3
81          2  /16X,FB.3,6X,'TEMPERATURA DE SALIDA ("C)',4X,FB.3
82          3  /17X,FB.4,7X,'GASTOS MASICOS (kg/s) ',F15.4//)
83 205      0  FORMAT(12X,'FACTOR DE CORRECCION DE LA DIFERENCIA',
84          1  'DE TEMPERATURA',F6.4)
85 210      0  FORMAT(12X,'DIFERENCIA DE TEMPERATURA (FUERZA MOTRIZ)=',
86          1  FB.3,'K (o "C)'/9X,'COEFICIENTES GLOBALES='
87          2  /12X,'LIMPIO='F10.4,2X,'W/(m^2)("C)'=,F10.4,
88          3  ' Btu/(h)(pie2)("F)' /10X,'DE DISEÑO=' ,F10.4,
89          4  ' W/(m2)("C)'=,F10.4,' Btu/(h)(pie2)("F)'
90          5  /6X,'FACTOR DE OBSTRUCCION REAL=' ,FB.6,
91          6  ' (m2)("C)/W=' ,FB.6,' (h)(pie2)("F)/Btu'
92          7  /9X,'SUPERFICIE DE TRANSFERENCIA DE CALOR=' ,
93          8  F10.3,' m^2 (' ,F10.3,' pie2) ')
94 220      0  FORMAT(//23X,'LA CAIDA DE PRESION PARA LA CORRIENTE'
95          1  /10X,'POR EL INTERIOR DE LOS TUBOS ES DE',F10.2,
96          2  ' Pa (' ,F6.2,' lbf/pulg^2)'
97          3  //23X,'LA CAIDA DE PRESION PARA LA CORRIENTE'/10X,
98          4  'POR EL EXTERIOR DE LOS TUBOS ES DE ',F10.2,
99          5  ' Pa (' ,F6.2,' lbf/pulg^2)')
100 300      0  FORMAT(///20X,' CORRIDA No. ',I4//23X,'INTERCAMBIADOR DEL TIPO',
101          1  ' DE HORQUILLAS'//16X,'LONGITUD DE LAS HORQUILLAS=' ,
102          2  FB.3,' PIES (' ,F6.3,' m)'/14X,'TUBO CENTRAL'/20X,
103          3  'DIAMETRO INTERNO=' ,FB.4,' PULGADAS (' ,F6.3,' cm)'
104          4  /20X,'DIAMETRO EXTERNO=' ,FB.4,' PULGADAS (' ,F6.3,' cm)'
105          5  /14X,'TUBO EXTERIOR'/20X,'DIAMETRO INTERNO=' ,
106          6  FB.4,'PULGADAS (' ,F6.3,' cm)')
107 310      0  FORMAT(///26X,'FLUIDO FRIO POR TUBOS CENTRALES'
108          1  /26X,'FLUIDO CALIENTE POR LOS ANULOS')
109 320      0  FORMAT(///26X,'FLUIDO FRIO POR LOS ANULOS'
110          1  /26X,'FLUIDO CALIENTE POR TUBOS CENTRALES')
111 325      0  FORMAT(//10X,'EL INTERCAMBIADOR CONSISTE EN',I3,
112          1  ' HORQUILLAS CONECTADAS EN SERIE')
113 330      0  FORMAT(10X,'EL FLUIDO DE LOS ANULOS FLUIRA A TRAVES DE',
114          1  ' , ' HORQUILLAS'/10X,'CONECTADAS EN SERIE. '/10X,
115          2  ' FLUIDO DE LOS TUBOS CENTRALES FLUIRA A TRAVES DE'/10X,
116          3  ' , 'BANCOS PARALELOS DE',I4,' HORQUILLAS CADA BANCO')
117 340      0  FORMAT(6X,'FACTOR DE OBSTRUCCION REQUERIDO=' ,FB.6,
118          1  ' (m^2)("C)/W =',FB.6,' (h)(pie^2)("F)/Btu')

```

```

D Line N#          7          Microsoft FORTRAN77 V3.13 8/05/83
119 400          0 FORMAT(///20X,'CORRIDA No. 1,14///31X,'CALCULO Y DISEÑO DE UN'
120              1 /24X,'INTERCAMBIADOR DE CALOR DEL TIPO DE'/35X,
121              2 'CORAZA Y TUBOS.'//30X,'DATOS DEL INTERCAMBIADOR'
122              3 /29X,14,'PASO(S) POR CORAZA'/29X,14,'PASO(S)POR TUBOS')
123 405          0 FORMAT(20X,14,'INTERCAMBIADORES CONECTADOS EN SERIE')
124 410          0 FORMAT(17X,'TIENE',IG,'TUBOS DE',F5.2,'PieS DE LARGO(',
125              1 F5.3,' m)'/17X,'CON UN DIAMETRO',
126              2 'INTERNO DE',F5.2,'pulgadas(',F5.2,' cm)/20X,
127              3 'DIAMETRO EXTERNO DE',F5.2,'PULGADAS(',F5.2,' cm)'/17X,
128              4 'DIAMETRO DE LA CORAZA DE',F5.2,' PULGADAS(',F7.3,
129              5 ' cm)'/14X,'ESPACIAMIENTO ENTRE LOS TUBOS=',F6.3,
130              6 'PULGADAS(',F5.2,' cm)'/14X,' ESPACIAMIENTO',
131              7 'ENTRE DEFLECTORES=',F6.3,'PULGADAS(',F6.3,' cm)')
132 420          0 FORMAT(24X,'EL ARREGLO DE LOS TUROS ES EN CUADRO')
133 425          0 FORMAT(23X,'EL ARREGLO DE LOS TUBOS ES TRIANGULAR')
134 430          0 FORMAT(25X,'EL FLUIDO FRIO FLUYE POR LOS TUROS'
135              1 /26X,'EL FLUIDO CALIENTE POR LA CORAZA')
136 435          0 FORMAT(23X,'EL FLUIDO CALIENTE FLUYE POR LOS TUBOS'
137              1 /25X,'EL FLUIDO FRIO FLUYE POR LA CORAZA')
138          END

```

Name	Type	Offset	P	Class
AQ	REAL	16	*	
ARREG	INTEGER*4	48		/DAT /
B	REAL	24		/DAT /
C	REAL	6		
CC	REAL	28		/BAL /
CH	REAL	12		/BAL /
D	REAL	10		
DE	REAL	0		/DAT /
DI	REAL	4		/DAT /
DIE	REAL	8		/DAT /
DPI	REAL	32	*	
DPO	REAL	36	*	
DS	REAL	12		/DAT /
DT	REAL	8	*	
FLAG	INTEGER*4	0	*	
FLUX	INTEG.R*4	52		/DAT /
FT	REAL	4	*	
L	REAL	16		/DAT /
MLDT	REAL	12	*	
'H	INTEGER*4	20		/DAT /
NIMT	INTEGER*4	56		/DAT /
NOT	INTEGER*4	32		/DAT /
NPS	INTEGER*4	40		/DAT /
NPT	INTEGER*4	36		/DAT /
NRAM	INTEGER*4	60		/DAT /
CBST	REAL	28	*	
P	REAL	2		
PT	REAL	28		/DAT /
RONST	REAL	64		/DAT /
T	REAL	18		
T1C	REAL	16		/BAL /
T1H	REAL	0		/BAL /
T2C	REAL	20		/BAL /
T2H	REAL	4		/BAL /
TIPO	INTEGER*4	44		/DAT /
U	REAL	14		

D Line Nº		7		
UD	REAL	24	*	
UL	REAL	20	*	
WC	REAL	24	/BAL	/
WH	REAL	8	/BAL	/

139

Name	Type	Size	Class
BAL		32	COMMON
DAT		68	COMMON
SALIDA			SUBROUTINE

Pass One No Errors Detected
139 Source Lines

```

D Line N°      Microsoft FORTRAN77 V3.13 8/05/83
1 .....
2 .....PROGRAMA PRINCIPAL.....
3 .....
4 *          CALCULO Y DISEÑO          *
5 *          DE INTERCAMBIADORES DE CALOR, SIN CAMBIO DE FASE.          *
6 *          .....
7 * PROGRAMA PARA DISEÑAR INTERCAMBIADORES DE CALOR SIN CAMBIO DE          *
8 * FASE, DEL TIPO DE CORAZA Y TUJOS Y LOS COMPACTOS DE HORQUILLAS          *
9 * CALCULA ADEMÁS ARREGLOS SERIE-PARALELO PARA HORQUILLAS Y          *
10 * ARREGLOS EN SERIE PARA INTERCAMBIADORES DE CORAZA Y TUJOS          *
11 *          MARZO DE 1985*          *
12 .....
13 *          ESCRITO Y DISEÑADO POR:          *
14 *          FRANCISCO JAVIER TORRES URIBE          *
15 *          PARA LA ELABORACION DE TESIS DE INGENIERIA QUIMICA          *
16 *          BAJO EL TITULO DE:          *
17 *          .....
18 *          CALCULO Y DISEÑO DE          *
19 *          INTERCAMBIADORES DE CALOR SIN CAMBIO DE FASE          *
20 *          MEDIANTE COMPUTADORA DIGITAL.          *
21 *          .....
22 *          IMPLICIT REAL (K-M)          *
23 *          COMMON/BAL ,T1H,T2H,WH,CH,T1C,T2C,WC,CC          *
24 *          O COMMON/DAT/DE,DI,DIE,DS,L,NH,B,PT,NOT,NPT,NPS,TIPO,          *
25 *          1 ARREG,FLUX,HINT,NRAM,ROBST          *
26 *          O COMMON/TERMO/SH,SC,NKH,KH(5),TKH(5),          *
27 *          1 NKC,KC(5),TKC(5)          *
28 *          COMMON/VIS/IMUH,MUH(5),TMUH(5),NMUC,MUC(5),TMUC(5)          *
29 *          INTEGER ARREG, FLAG, FLUX,OPC, TIPO, UNI          *
30 *          DATA PI/3.141593/          *
31 *          OPEN(B,FILE='GAB1',STATUS='NEW')          *
32 *          FLAG=0          *
33 *          1 WRITE(*,100)          *
34 *          100 O FORMAT('1',BX,'DISEÑO DE INTERCAMBIADORES DE CALOR',          *
35 *          1 'SIN CAMBIO DE FASE',a/)          *
36 *          CALL DATOS(FLAG,OPC,Q,UD)          *
37 *          DTH=T1H-T2C          *
38 *          DTC=T2H-T1C          *
39 *          MLDT=(DTH-DTC)/ALOG(DTH/DTC)          *
40 *          CALL TEMP(DTH,DTC,PT,DT,HINT,NPS,NPT,NRAM,TIPO,FLUX,OPC)          *
41 *          AEXT=PI*DE          *
42 *          IF(TIPO.EQ.1) THEN          *
43 *             IF(PT.LE.0.) THEN          *
44 *                WRITE(*,105)          *
45 *                WRITE(B,105)          *
46 *          105 FORMAT(BX,'ES IMPOSIBLE QUE TRABAJE ESTE EQUIPO')          *
47 *                GO TO 1          *
48 *             ELSEIF(OPC.EQ.2) THEN          *
49 *                AQ=0/(UD*FT*MLDT)          *
50 *                NOT=AQ/(AEXT*L*NINT)          *
51 *                WRITE(*,110) NPT,NOT,DE*100,DE/0.0254          *
52 *                READ(*,*) DS,UNI,NOT          *
53 *                DS=SI(DS,UNI)          *
54 *          110 O FORMAT(//BX,'SE REQUIERE UN INTERCAMBIADOR DE'          *
55 *          1 '1',2X,'PASOS POR TUBOS'//BX,'DE APROXIMADAMENTE',          *
56 *          2 '1', ' TUBOS'//BX,'EL DIAMETRO DE ESTOS ES=',          *
57 *          3 'F10.4,'a',PI0.4,'pulgadas'//10X,'DAR:'          *
58 *          4 '/6X,'a) DIAMETRO DE LA CORAZA'          *
59 *          5 '/6X,'b) CLAVE DE UNIDADES'

```

```

D Line N#       7                               Microfost FORTRAN77 V3.13 8/05/83

60              6           /13X,'1= m'/13X,'2=cm'/13X,'3=PULGADAS'
61              7           /13X,'4=PIES'/6X,'c) NUMERO DE TUBOS')
62              ENDIF
63              AQ=NOT*L*AEXT*NINT
64              UD=Q/(AQ*FT*MLDT)
65              ELSE
66                  NINT=1
67                  NH=1
68              ENDIF
69 150          IF (FLUX.EQ.1) THEN
70              FLUIDO FRIO POR TUBOS INTERIORES**
71              MUI=CURVA(NMUC,MUC,TMUC,T2C)
72              KI=RECTA(NKC,KC,TKC,T2C)
73              MUO=CURVA(NMUH,MUH,TMUH,T1H)
74              KO=RECTA(NKH,KH,TKH,T1H)
75              0          CALL GLOBAL(WH,GO,CH,T1H,MUO,KO,FIO,
76              1          WC,GI,CC,T2C,MUI,KI,FII,UH,DEQO)
77              MUI=CURVA(NMUC,MUC,TMUC,T1C)
78              KI=RECTA(NKC,KC,TKC,T1C)
79              MUO=CURVA(NMUH,MUH,TMUH,T2H)
80              KO=RECTA(NKH,KH,TKH,T2H)
81              0          CALL GLOBAL(WH,GO,CH,T2H,MUO,KO,FIO2,
82              1          WC,GI,CC,T1C,MUI,KI,FII2,UC,DEQO)
83              ELSE
84              FLUIDO FRIO POR EL EXTERIOR DE LOS TUBOS
85              MUI=CURVA(NMUH,MUH,TMUH,T1H)
86              KI=RECTA(NKH,KH,TKH,T1H)
87              MUO=CURVA(NMUC,MUC,TMUC,T2C)
88              KO=RECTA(NKC,KC,TKC,T2C)
89              0          CALL GLOBAL(WC,GO,CC,T2C,MUO,KO,FIO,
90              1          WH,GI,CH,T1H,MUI,KI,FII,UH,DEQO)
91              MUI=CURVA(NMUH,MUH,TMUH,T2H)
92              KI=RECTA(NKH,KH,TKH,T2H)
93              MUO=CURVA(NMUC,MUC,TMUC,T1C)
94              KO=RECTA(NKC,KC,TKC,T1C)
95              0          CALL GLOBAL(WC,GO,CC,T1C,MUO,KO,FIO2,
96              1          WH,GI,CH,T2H,MUI,KI,FII2,UC,DEQO)
97              ENDIF
98              UL=(UH*DTIC-UC*DTIH)/(ALOG(UH*DTIC/(UC*DTIH))*MLDT)
99              IF (TIPO.EQ.2) THEN
100                 UD=1./((ROBST+1/UL)
101                 AR=Q/(UD*DT)
102                 LR=AR/AEXT
103                 NH=LR/(2*L*NRAM)*.9
104                 IF (NH.NE.NHINT) THEN
105                     NINT=NH
106                 GO TO 150
107                 ENDIF
108                 AQ=NH*NRAM*2*L*AEXT
109                 UD=Q/(AQ*DT)
110                 DEQO=DIE-DE
111                 ENDIF
112                 ORST=1./UD-1./UL
113                 IF (FLUX.EQ.1) THEN
114                     SO=SI
115                     TO=(T1H+T2H)/2
116                     MUO=CURVA(NMUH,MUH,TMUH,TO)
117                     SI1=SC
118                     TI=(T1C+T2C)/2

```

```

D Line N#      7      Microsoft FORTRAN77 V3.13 8/05/83
119           MUJ=CURVA(1MUC,MUC,TMUC,T1)
120           ELSE
121           SO=SC
122           TO=(T1C+T2C)/2
123           MUO=CURVA(1MUC,MUC,TMUC,TO)
124           SII=SH
125           TI=(T1H+T2H)/2
126           MUI=CURVA(1MUH,MUH,TMUH,TI)
127           ENDF
128           FIO=(FIO+FIO2)/2
129           FII=(FII+FII2)/2
130           REO=DEQO*GO/MUO
131           REI=DI*GI/MUI
132
133           O CALL CATDA(CO,GI,SO,SII,REO,REI,FIO,FII,
134           1           DPO,DPI,DEQO)
135           FLAG=FLAG+1
136           CALL SALIDA (FLAG,PT,DT,MLDT,AQ,UL,UD,OBST,DPI,DPO)
137           GO TO 1
138           END

```

Name	Type	Offset	P	Class
AEXT	REAL	134		
ALOC				INTRINSIC
AQ	REAL	182		
AR	REAL	810		
ARREG	INTEGER*4	48	/DAT	/
B	REAL	24	/DAT	/
CC	REAL	28	/BAL	/
CH	REAL	12	/BAL	/
DE	REAL	0	/DAT	/
DEQO	REAL	742		
DI	REAL	4	/DAT	/
DIE	REAL	8	/DAT	/
DPI	REAL	866		
DPO	REAL	862		
DS	REAL	12	/DAT	/
DT	REAL	130		
DTC	REAL	118		
DTH	REAL	114		
FII	REAL	734		
FII2	REAL	766		
FIO	REAL	726		
FIO2	REAL	762		
FLAG	INTEGER*4	6		
FLUX	INTEGER*4	52	/DAT	/
FT	REAL	126		
GI	REAL	730		
GO	REAL	722		
KC	REAL	56	/TERMO	/
KH	REAL	12	/TERMO	/
KI	REAL	698		
KO	REAL	714		
L	REAL	16	/DAT	/
LR	REAL	814		
MLDT	REAL	122		
MUC	REAL	48	/VIS	/
MUH	REAL	4	/VIS	/

D Line No 7

MJ1	REAL	690		
MJ0	REAL	706		
NH	INTEGER*4	20	/DAT	/
NINT	INTEGER*4	56	/DAT	/
NKC	INTEGER*4	52	/TERMO	/
NKH	INTEGER*4	8	/TERMO	/
NMUC	INTEGER*4	44	/VIS	/
NMUH	INTEGER*4	0	/VIS	/
NOT	INTEGER*4	32	/DAT	/
NPS	INTEGER*4	40	/DAT	/
NPT	INTEGER*4	36	/DAT	/
NRAM	INTEGER*4	60	/DAT	/
OBST	REAL	818		
OPC	INTEGER*4	102		
PI	REAL	2		
PT	REAL	28	/DAT	/
Q	REAL	106		
REI	REAL	858		
REO	REAL	854		
ROBST	REAL	64	/DAT	/
SC	REAL	4	/TERMO	/
SH	REAL	0	/TERMO	/
SI1	REAL	834		
SO	REAL	822		
T1L	REAL	16	/BAL	/
T1H	REAL	0	/BAL	/
T2C	REAL	20	/BAL	/
T2H	REAL	4	/BAL	/
TI	REAL	838		
TIPO	INTEGER*4	44	/DAT	/
TKC	REAL	76	/TERMO	/
TKH	REAL	32	/TERMO	/
TMUC	REAL	68	/VIS	/
TMUH	REAL	24	/VIS	/
TO	REAL	826		
UC	REAL	770		
UD	REAL	110		
UH	REAL	738		
UL	REAL	806		
UNI	INTEGER*4	186		
WC	REAL	21	/BAL	/
WH	REAL	8	/BAL	/

```

139 .....
140     REAL FUNCTION RECTA (NK,K,TK,T)
141     REAL K
142     DIMENSION K(5),TK(5)
143     IF(NK.EQ.1) THEN
144         RECTA=K(1)
145         RETURN
146     ENDIF
147     DO 10 I=2,5
148     1  IF(T.LT.TK(I).OR.NK.LE.I) GO TO 20
149     1  CONTINUE
150     20  RECTA=K(I-1)-(TK(I-1)-T)*(K(I-1)-K(I))/(TK(I-1)-TK(I))
151     RETURN
152     END

```

D Line Nº		7		
Name	Type	Offset	P	Class
I	INTEGER*4	870		
K	REAL	4	*	
IK	INTEGER*4	0	*	
T	REAL	12	*	
TK	REAL	8	*	

153

Name	Type	Size	Class
BAL		32	COMMON
CAIDA			SUBROUTINE
CURVA	REAL		FUNCTION
DAT		68	COMMON
DATOS			SUBROUTINE
GLOBAL			SUBROUTINE
MAIN			PROGRAM
RECTA	REAL		FUNCTION
SALIDA			SUBROUTINE
SI	REAL		FUNCTION
TEMP			SUBROUTINE
TERMO		96	COMMON
VIS		88	COMMON

Pass One No Errors Detected
153 Source Lines