



Universidad Nacional Autónoma de México

FACULTAD DE QUIMICA

ALGORITMO GENERAL PARA EL CALCULO
DE COEFICIENTES DE TRANSFERENCIA
DE CALOR EN DUCTOS

CARLOS ERCHUCK ESPINO
INGENIERO QUIMICO

MEXICO, D. F.

1980

M-19104



Universidad Nacional
Autónoma de México



UNAM – Dirección General de Bibliotecas

Tesis Digitales

Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS ©

PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

Todo el material contenido en esta tesis esta protegido por la Ley Federal del Derecho de Autor (LFDA) de los Estados Unidos Mexicanos (México).

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

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO

FACULTAD DE QUIMICA

ALGORITMO GENERAL PARA EL CALCULO DE COEFICIENTES
DE TRANSFERENCIA DE CALOR EN DUCTOS

CARLOS ERCHUCK ESPINO

INGENIERO QUIMICO

MEXICO, D.F. 1980

PRESIDENTE: ALEJANDRO ANAYA DURAND

VOCAL: ANTONIO FRIAS MENDOZA

Jurado asignado originalmente según el tema SECRETARIO: OSCAR R. MARTIARENA ALAMO

1° SUPLENTE: CLAUDIO A. AGUILAR MARTINEZ

2° SUPLENTE: ENRIQUE BRAVO MEDINA

Sitio donde se desarrolló el tema: INSTITUTO MEXICANO DEL PETROLEO

Nombre completo y firma del sustentante: Carlos Erchuck Espino

Carlos Erchuck E.

Nombre completo y firma del asesor del tema: Oscar R. Martiarena Alamo

Oscar Martiarena Alamo



DEPTO. DE INVESTIGACIONES Y
EXAMENES DE QUIMICA
FAC. DE QUIMICA

A G R A D E C I M I E N T O S

Al señor Ingeniero Agustín Straffon Arteaga, por la oportunidad que me brindó para poder realizar este trabajo dentro del Instituto Mexicano del Petróleo, que tan dignamente dirige.

Al Doctor Sergio Gallegos López y a su señora esposa Martha Ordorica de Gallegos, por su amistad y ayuda.

Al señor Ingeniero José Antonio Amozurrutia de María y Campos, por su asesoría técnica y comprensión.

Al señor Ingeniero Antonio Frías Mendoza, por su desinteresada colaboración para la conclusión de esta tesis.

A mis padres

GUADALUPE Y GUILLERMO

a mis hermanas

MARGARITA E IVONNE

A mis buenos amigos...

I N D I C E

- I. INTRODUCCION. OBJETIVOS Y ALCANCE DE LA TESIS
- II. GLOSARIO DE NOMENCLATURA Y GENERALIDADES ACERCA DE LA CONDENSACION.
- III. SUBROUTINAS. OBJETIVOS, FUNDAMENTOS TEORICOS, DIAGRAMAS DE FLUJO Y LISTADOS DE COMPUTADORA.
- IV. RESULTADOS.
- V. CONCLUSIONES.
- VI. APENDICE.

C A P I T U L O I

INTRODUCCION. OBJETIVOS Y ALCANCE DE LA TESIS

I N T R O D U C C I O N

En la actualidad en la mayoría de las industrias - tanto de extracción como de transformación la transferencia de calor constituye un aspecto muy importante, debido a la repercusión económica que trae consigo en términos de equipo o de costo de servicios.

Una transferencia de calor eficiente y costeable - requiere del cálculo de una área óptima. O bien en otros - casos es necesaria la determinación de las pérdidas de calor transferido, mediante el cálculo de los coeficientes - de transferencia de los fenómenos involucrados.

El presente trabajo pretende hacer un compendio de los métodos más usuales y con desviaciones menores para la evaluación de coeficientes de transferencia de calor dentro y fuera de ductos.

Dentro de ductos, coeficientes de transferencia de calor sin cambio de fase, y con cambio de fase, avocados - estos específicamente al fenómeno de condensación. No se - considera el fenómeno de evaporación dentro de esta tesis.

En lo que respecta a flujo de fluidos se incluyen métodos para el cálculo de caída de presión sin cambio de fase. Para el caso de flujo a dos fases la caída de presión se evalúa como una función de el patrón de flujo -- existente, por el método de Soliman o por el método de -- Lockhart-Martinelli.

OBJETIVO DE LA TESIS

El objetivo es integrar las herramientas necesarias - para resolver un problema de carácter general de flujo de -- fluidos y transferencia de calor.

Herramientas teóricas: Fenómeno de flujo de fluidos.

Fenómeno de transferencia de calor.

Herramientas prácticas: Se prueba la validez del modelo mediante resultados obtenidos por computadora.

Su carácter es general en tanto que trata de considerar todos los aspectos reales, como son:

Los distintos medios que pueden interaccionar con una tubería; agua, aire, tierra, o el aislante del ducto; y considera también, la mayoría de los fenómenos en flujo de fluidos newtonianos sin cambio de fase (líquido o vapor) o con cambio de fase (fenómeno de condensación).

Aplicaciones y alcance:

Permite la simulación de los distintos fenómenos involucrados en la transferencia de calor en ductos, en términos de un coeficiente global de transferencia de calor, como una función de los coeficientes o resistencias individuales.

El fenómeno de flujo de fluidos se expresa en términos de la caída de presión.

Aplicaciones prácticas:

Evaluación del coeficiente global de transferencia de calor y caída de presión en:

Gaseoductos (de tierra a tierra, de mar a tierra y viceversa).

Oleoductos (de tierra a tierra, de mar a tierra y viceversa).

Sistema de transporte de aguas termales: caso de los Geyser.

Dentro de plantas industriales:

a) Líneas de transporte de fluidos.

b) Líneas a límites de batería.

c) Líneas a tanques.

Este trabajo pretende ser una contribución a la bibliografía auxiliar en los cursos de licenciatura en lo referente a flujo de fluidos y transferencia de calor.

C A P I T U L O I I

GLOSARIO DE NOMENCLATURA Y GENERALIDADES ACERCA
DE LA CONDENSACION.

GLOSARIO DE NOMENCLATURA

Propiedades físicas por dentro de ductos.

DEL1: Densidad del líquido

DEL2: Densidad del líquido a otra temperatura

DEV1: Densidad del vapor

VIL: Viscosidad del líquido

VIV: Viscosidad del vapor

CTL: Conductividad térmica del líquido

CTV: Conductividad térmica del vapor

CPL: Capacidad calorífica a presión constante del líquido

CPV: Capacidad calorífica a presión constante del vapor

BETA: Coeficiente de expansión térmica para líquidos o vapores por dentro de ductos

CAVAP: Calor latente de vaporización

VILW: Viscosidad del líquido a la temperatura de pared

VIVW: Viscosidad del vapor a la temperatura de pared

TENSUP: Tensión superficial

Propiedades físicas por fuera de ductos.

DELE1: Densidad del líquido

DEVE1: Densidad del vapor

DELE2: Densidad del líquido a otra temperatura

VILE: Viscosidad del líquido

VIVE: Viscosidad del vapor

CTLE: Conductividad térmica del líquido
 CTVE: Conductividad térmica del vapor
 CPLE: Capacidad calorífica a presión constante del líquido
 CPVE: Capacidad calorífica a presión constante del vapor
 BETAE: Coeficiente de expansión térmica para líquidos o vapores por fuera de ductos

Variables geométricas.

DI: Diámetro interno tubo interno
 AFT: Área de flujo del tubo interno
 TETA: Ángulo de inclinación del ducto
 DO: Diámetro externo tubo interno
 LT: Longitud del ducto interno y/o externo
 AFTA: Área de flujo del ángulo
 DITE: Diámetro interno del tubo externo
 DOTE: Diámetro externo del tubo externo

Temperaturas involucradas en los fenómenos.

TT1: Temperatura de entrada al intervalo en el tubo interno
 TTE2: Temperatura de salida del intervalo en el tubo interno
 TE: Temperatura externa (temperatura del medio externo al ducto)
 TW: Temperatura de pared
 TC: Temperatura del condensado
 TV: Temperatura del vapor saturado

T1: Temperatura de entrada al ducto interno
T2: Temperatura de salida del ducto interno
TO1: Temperatura de entrada a la sección anular
TO2: Temperatura de salida a la sección anular
TSUE: Temperatura del suelo (medio que rodea a un ducto enterrado)
TT01: Temperatura de entrada al intervalo en la sección anular
TT02: Temperatura de salida del intervalo en la sección anular

Propiedades del ducto.

CTD: Conductividad térmica del ducto
CTA1: Conductividad térmica del primer aislante o aislante interno
CTA2: Conductividad térmica del segundo aislante o aislante externo
ED: Espesor del ducto interno
EA1: Espesor del primer aislante o aislante interno
EA2: Espesor del segundo aislante o aislante externo
E: Emisividad del material aislante
RDI: Factor de incrustación interno del tubo interno
RDO: Factor de incrustación externo del tubo interno
PROF: Profundidad a la cual se encuentra enterrado el ducto
RDIE: Factor de incrustación interno del tubo externo

Variables de proceso.

WL: Gasto del líquido del fluido dentro del tubo interno
WV: Gasto del vapor del fluido dentro del tubo interno
X: Calidad del vapor del fluido dentro del tubo interno
VEV: Velocidad del viento (aire por fuera del ducto)
VAP1: Vaporización de la mezcla a la entrada del intervalo
VAP2: Vaporización de la mezcla a la salida del intervalo
CTSUE: Conductividad térmica del suelo (medio que rodea a -
un ducto enterrado)
WLE: Gasto del líquido en la sección anular
WVE: Gasto del vapor en la sección anular

Indices utilizados por la subrutinas.

IE: Indice de escritura
IFASE: Indice de fase del fluido del tubo interno
IPOS: Indice de posición del ducto
IPF: Indice de patron de flujo a dos fases
ICETC: Indice de coeficiente externo de transferencia de calor
IMET: Indice de método de cálculo en fluidos sin cambio de
fase
IF: Indice de fase del fluido en la sección anular

Variables generadas en los cálculos.

ALFA: Fracción de vacío
HCON: Coeficiente de condensación modelo anular

DPFR: Componente por fricción de caída de presión modelo -
anular

DPAC: Componente por aceleración de caída de presión modelo
anular

DPGR: Componente por aceleración gravitacional de caída de
presión modelo anular

DPTOT: Caída de presión total modelo anular

HIOCL: Coeficiente de transferencia de calor del líquido sin
cambio de fase referido al diametro exterior

HIOCV: Coeficiente de transferencia de calor del vapor sin -
cambio de fase referido al diametro exterior

HOCLE: Coeficiente de transferencia de calor del líquido en
la sección anular

HOCVE: Coeficiente de transferencia de calor del vapor en la
sección anular

REL: Número de Reynolds del líquido en el ducto interno

REV: Número de Reynolds del vapor en el ducto interno

RELE: Número de Reynolds del líquido en la sección anular

REVE: Número de Reynolds de vapor en la sección anular

PRL: Número de Prandtl del líquido en el ducto interno

PRV: Número de Prandtl del vapor en el ducto interno

PRLE: Número de Prandtl del líquido en la sección anular

PRVE: Número de Prandtl del vapor en la sección anular

GTZ: Número de Graetz del vapor en el ducto interno

GTZE: Número de Graetz del vapor en la sección anular

- FJH: Factor JH, relación entre el número de Nusselt y el número de Prandtl para el fluido del tubo interno
- FJHE: Factor JH, relación entre el número de Nusselt y el número de Prandtl para el fluido en la sección anular
- GRL: Número de Grashof para el líquido dentro del tubo interno
- GRV: Número de Grashof para el vapor dentro del tubo interno
- PSY: Factor de corrección por convección natural dentro de ductos para líquido o vapor
- DEQ: Diametro equivalente para caída de presión en secciones anulares
- GL: Masa velocidad del líquido dentro del tubo interno
- GV: Masa velocidad del vapor dentro del tubo interno
- GLE: Masa velocidad del líquido en la sección anular
- GVE: Masa velocidad del vapor en la sección anular
- FF: Factor de fricción en el tubo interno
- FFE: Factor de fricción en la sección anular
- DPSCFP: Caída de presión para fluidos sin cambio de fase dentro del tubo interno en PSIG
- DPAN: Caída de presión para fluidos sin cambio de fase en la sección anular en PSIG
- HESTM: Coeficiente de condensación modelo estratificado
- PSYM: Valor promedio del ángulo efectivo de la zona interior del tubo en la que se produce la condensación laminar según Nusselt

- HCWM: Coeficiente de condensación modelo onda
- GAL: Número de Galileo
- DT: Diferencia de temperatura
- ALFA: Fracción de vacío
- ENT: Fracción del líquido condensado viajando en forma de pequeñas gotas en el núcleo de vapor y a la velocidad del mismo
- HAIRE: Coeficiente de convección natural fuera de ductos con aire a presión atmosférica y temperatura ambiente
- HCNA: Coeficiente de convección natural fuera de ductos con líquidos
- DEQT: Diámetro equivalente en transferencia de calor.

Generalidades y formas de condensación; tipo gota y tipo película.

La condensación es el cambio de estado físico que experimenta un vapor saturado al convertirse en líquido saturado. Este cambio puede ser provocado poniendo en contacto al vapor con una superficie o medio más frío que su temperatura de saturación o punto de rocío.

Cuando la superficie condensante es una superficie metálica, la condensación puede efectuarse por dos mecanismos:

En forma de gota o en forma de película.

Cuando no existe afinidad entre la superficie metálica y el condensado, la condensación se lleva a cabo en forma de gotas, que al alcanzar un cierto tamaño y peso resbalan y caen de la superficie, dejando el sitio libre y seco para que el mecanismo se repita.

La condensación en forma de gota puede ser estimulada si se cubre la superficie metálica con una película de cromo-plata en el caso de cobre y otros metales; o bien con sustancias atractivas al metal y repelentes al condensado llamadas promotores; estos presentan sin em-

bargo algunos inconvenientes, así: los Sulfuros Alifáticos, ácidos grasos y aceites del petróleo, no resisten condiciones drásticas de operación y además contaminan el condensado; los polímeros fluorados tienen conductividad térmicas muy bajas y por lo tanto una transferencia de calor poco eficiente; y los metales nobles son muy caros.

La razón por la que se podría preferir propiciar la condensación en forma de gota es porque se producen coeficientes de transferencia de calor entre 4 y 8 veces mayores que los que se tienen en la condensación en forma de película, pero las dificultades para obtener la condensación en forma de gota y sus implicaciones con el equipo adicional para la separación del condensado y los promotores, hacen que se prefiera llevar a cabo la condensación por el mecanismo tipo película.

En la condensación tipo película el vapor saturado inicialmente entra en contacto con la superficie condensante sobre la cual se lleva a cabo el fenómeno de condensación, formando una película continua de condensado que humedece totalmente la superficie del ducto, una vez formada la película, la condensación se efectúa en la interfase líquido-vapor.

Si la condensación ocurre en la superficie externa de un ducto metálico horizontal (caso común), el condensado escurre de la superficie del ducto a los tubos inferiores, en caso de haberlos, o resbala a lo largo de la superficie longitudinal del ducto en caso de tener -- ductos verticales.

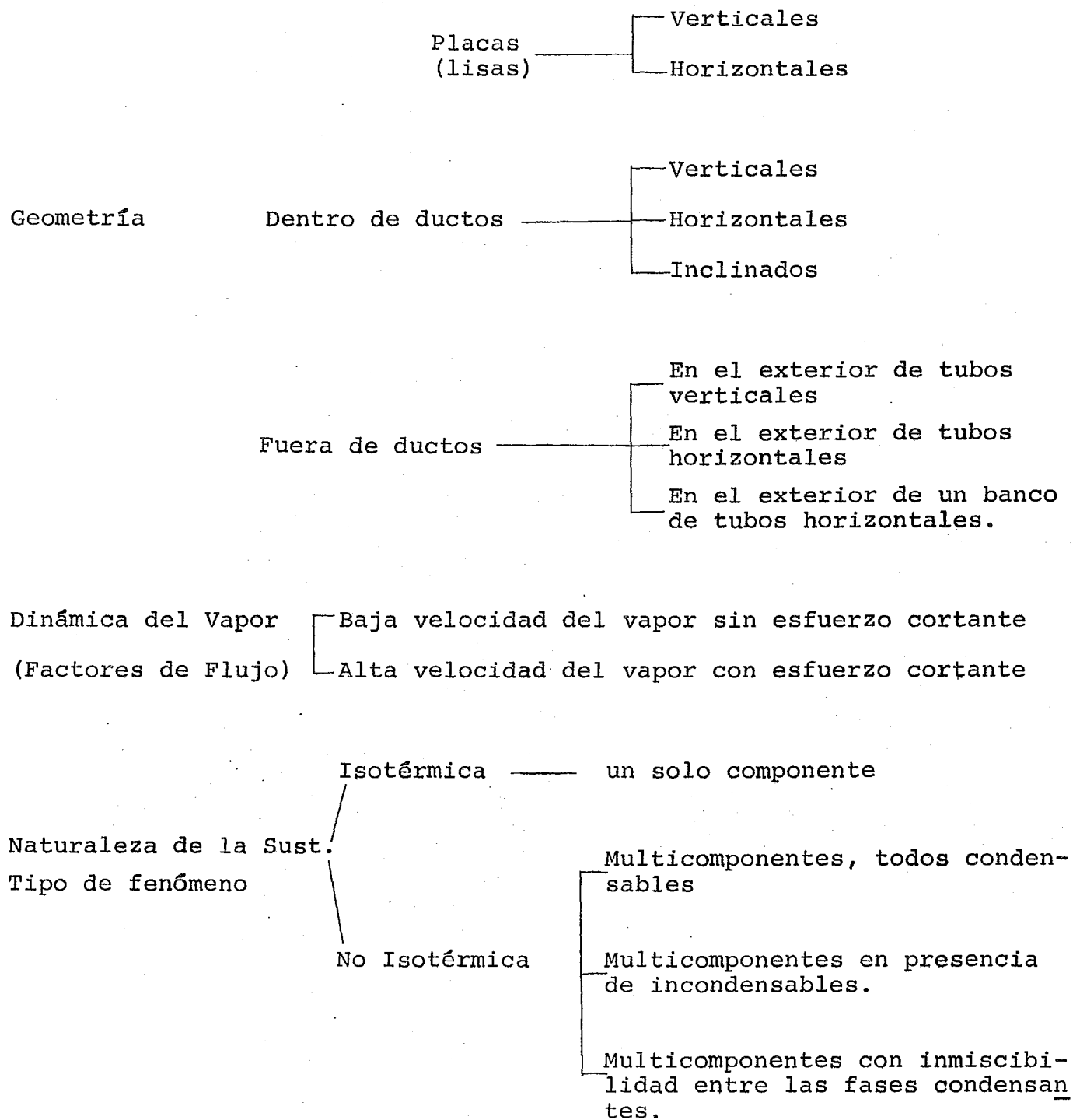
Modelos físicos para determinar la transferencia de calor en el fenómeno de la condensación.

El tema de transferencia de calor por condensación puede dividirse en varios criterios como sugiere la tabla I.

La primera subdivisión obedece a los aspectos geométricos, es decir, si el vapor condensa en placas o ductos en posición vertical horizontal o inclinada, a su vez, en el caso de ductos, si la condensación se lleva a cabo -- dentro o fuera de los tubos.

Específicamente la condensación por fuera de los tu bos se puede dividir en: Condensación en el exterior de tu bos verticales, condensación sobre un sólo tubo horizontal y condensación en un banco de tubos horizontales, en el --

TABLA I



cual el condensado de los tubos superiores cae sobre los tubos situados en la parte baja del haz. La segunda división es con respecto a la velocidad del vapor.

El mecanismo del flujo sobre la superficie se ve directamente afectado si el vapor ejerce o no un esfuerzo constante significativo sobre la película de condensado. Es también necesario considerar si el esfuerzo del vapor y la gravedad actúan en el mismo sentido, en sentidos opuestos o perpendicularmente entre si.

La tercera subdivisión está relacionada con los fenómenos involucrados, dependientes de la naturaleza de las sustancias que se manejan y las condiciones en que éstas se operen, así se pueden distinguir dos tipos de condensación: Isotérmica y no Isotérmica.

La condensación isotérmica se refiere a un sólo componente.

La condensación no isotérmica que se presenta en alguna de las siguientes formas:

Condensación de multicomponentes todos condensables,

condensación de multicomponentes en presencia de gases incondensables y condensación de multicomponentes con inmiscibilidad entre las fases condensantes.

Condensación tipo película en placas verticales.

Nusselt, fue quien estudió primero el fenómeno de la condensación, en 1916 derivó relaciones teóricas para predecir el coeficiente de condensación de la película entre un vapor saturado y una superficie más fría, en función de las propiedades físicas del condensado, posición de la superficie condensante y del gradiente de temperatura a través de la película.

Las consideraciones en el desarrollo del modelo son:

a).- Una distribución lineal de la temperatura en la película de condensado.

b).- La fuerza de gravedad como causa única del flujo de condensado sobre la superficie, despreciando así, posibles efectos de la velocidad del vapor sobre la superficie de la película de condensado.

Es decir ningún esfuerzo de corte en la interfase líquido-vapor y su flujo de momentum despreciable.

c).- La temperatura de la superficie de condensación uniforme.

d).- El calor cedido por el vapor es únicamente -- calor latente, es decir se trata de un vapor puro a la -- temperatura de saturación.

e).- Se supone una superficie relativamente lisa y limpia.

En base a las consideraciones anteriores del modelo (ver apéndice), Nusselt derivó expresiones para evaluar el fenómeno de la condensación en placas y ductos verticales, llegando a expresiones como:

$$HCON = 0.925 * CTL * \left(\frac{(DEL1^{**2}) * G}{VIL * G'} \right) ** 0.333$$

para condensación sobre ductos verticales y

$$HCON = 0.943 * \left(\frac{(CTL^{**3}) * (DEL1^{**2}) * G * CAVAP}{LT * VIL * DT} \right) ** 0.25$$

para condensación de placas verticales.

Condensación dentro de ductos.

En caso de ductos verticales, la condensación si-- que esencialmente el mismo mecanismo que la condensación en la superficie exterior de tubos verticales, puesto que la película de condensado tiende a aumentar continuamente

en su camino descendente ya sea en el interior o exterior de los tubos. Su flujo puede cambiar de laminar a turbulento en algún punto entre la parte superior e inferior. El coeficiente local de condensación decrece continuamente de la parte superior hacia abajo hasta algún punto en que la película cambia de flujo laminar a turbulento, después de la transición el coeficiente aumenta de acuerdo con la conducta usual de convección forzada. Mediante métodos semi-empíricos Colburn combinó el efecto del flujo laminar en la porción superior del tubo con el efecto de flujo turbulento abajo del punto en donde $(\frac{4 \cdot G'}{VIL}) = 2100$.

En donde G' representa la carga de condensado por pie lineal.

Esto requirió la selección de un factor de transferencia de calor para la convección forzada, tal que " h " en el punto de transición fuese burdamente el mismo tanto para la condensación de Nusselt como para la de flujo turbulento. Entonces obtuvo el coeficiente medio para la altura total del tubo balanceado el coeficiente para la parte superior del tubo y " h " para la convección forzada en la porción inferior del mismo.

El coeficiente medio para la condensación en la longi

tud total del tubo cuando $(\frac{4*G'}{VIL})=2100$. Se encuentra reportado en la figura 12.12 del texto de Donald Q. Kern que representa la curva semiempírica de Colburn para condensación dentro de tubos verticales.

Efecto de la velocidad del vapor:

Cuando la velocidad del vapor es considerable en comparación con la velocidad de la película de condensado en la interfase, la primera influye sobre la velocidad y espesor de dicha película y consecuentemente sobre el coeficiente de transferencia de calor.

Carpenter y Colburn determinaron la siguiente expresión para evaluar el fenómeno.

$$\left(\frac{HCON}{CPL*Gvm}\right) * \left(\frac{CPL*VIL}{CTL}\right) **0.5 = 0.065 * \text{SORT}\left(\frac{DEL1*F}{DEV1*2}\right)$$

en donde: $Gvm = \left(\frac{(CGv1**2) + (Gv1*Gv2) + (Gv2**2)}{3}\right) **0.5$

Gvm: es la masa velocidad promedio.

Gv1: masa velocidad a la entrada.

Gv2: masa velocidad a la salida.

F: factor de fricción.

Ductos horizontales.

A relaciones de condensación bajas, o en caso de tubos cortos, las velocidades del vapor no son muy considerables, -- permitiendo que el condensado fluya en condiciones de estratificación, es decir, el condensado formado en la porción superior del ducto fluye alrededor de la periferia del mismo para acumularse en el fondo del tubo.

Chato investigó este problema y sugirió que la existencia de este patrón de flujo existe cuando el número de Reynolds es menor de 35 000, los resultados analíticos y experimentales concuerdan con la siguiente expresión:

$$HCON = 0.555 * \left(\frac{G * DEL1 * (DEL1 - DEV1) * (CTL ** 3) * HLV}{VIL * DT * DO} \right)$$

$$HLV = CAVAP + \left(\frac{3}{8} \right) * CPL * (TV - TW)$$

Se ha observado que las condiciones de operación más comunes comprenden tres tipos de flujo:

Estratificado, onda y anular. Las correlaciones cuyo uso es el más recomendado para cada uno de estos flujos se mencionan a continuación:

Correlación de Chaddock para patrón estratificado.

Correlación de Rosson y Myers para patrón tipo onda.
Y la correlación de Soliman para patrón anular.

Se hara referencia a esta últimas con todo detalle -
en capítulo de fundamentos teóricos de las subrutinas utili
zadas para el modelo.

Para ilustrar el mecanismo de transferencia de calor
durante la condensación dentro del ducto, se presenta la si-
guiente figura, en donde se especifican las distintas varia-
bles y fenómenos posibles.

A: Seno del vapor saturado a TV

B: Capa de moléculas aglutinadas de gas incondensable.

C: Interfase en el fenómeno de la condensación.

D1: Condensado más ligero a TC

D2: Condensado más pesado

E: Pared del ducto a TW

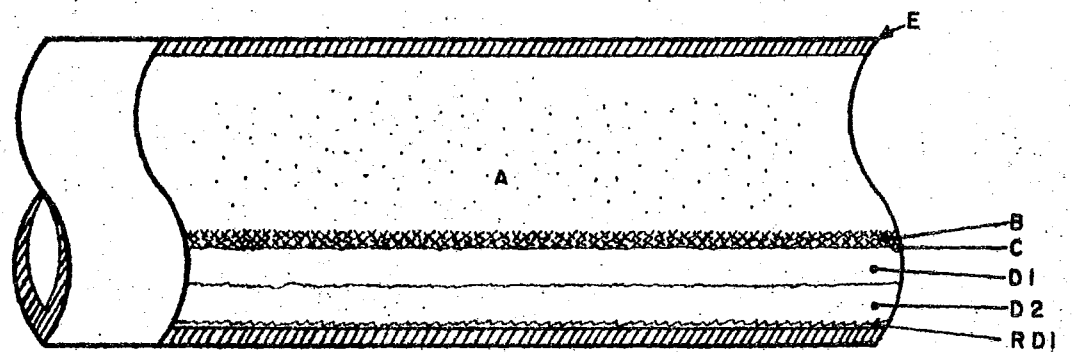
RDI: Ensuciamiento interno

Para el caso de condensación isotérmica la temperatu
ra TAC permanece constante a lo largo del ducto. (no existe
B y D2).

Para condensación de multicomponentes la temperatura
TAC varia a lo largo del ducto. (no existe B y D2).

Para la condensación de multicomponentes en presencia de gases incondensables la temperatura TAC varía a lo largo del ducto y aparece la capa B. (no existe D2)

Para condensación de multicomponentes con inmiscibilidad entre las fases condensantes se presentan las capas D1 y D2. (no existe B)



En el caso de condensación fuera de ductos, el fenómeno se aplica principalmente en equipo de transferencia de calor, debido a que en la condensación de un vapor saturado debe existir suficiente interacción entre el líquido y el vapor, para mantener el equilibrio físico entre las dos fases, lo cual se logra mediante una mayor área.

Entre las aplicaciones prácticas en equipo de transferencia de calor pueden citarse:

- 1) Cambiadores de tubo concentrico en posición vertical u horizontal.
- 2) Condensación en haz de tubos verticales. En caso de los termosifones.
- 3) Condensación en haz de tubos horizontales. Caso de cambiadores de calor.

En función de la naturaleza de la sustancia, o el tipo de fenómeno, el fenómeno de condensación se clasifica en condensación isotérmica y condensación no isotérmica, la cual a su vez se subdivide en:

- a) Multicomponentes todos condensables.
- b) Multicomponentes en presencia de incondensables.
- c) Multicomponentes con inmiscibilidad entre las fases con-

densantes.

Condensación Isotérmica.

Para fluidos puros a una presión dada el cambio de líquido a vapor o de vapor a líquido, ocurre sólo a una temperatura, que es la temperatura de saturación o de equilibrio. Puesto que los cambios de transferencia de calor vapor a líquido usualmente ocurren a presión constante o casi constante en la industria, la vaporización o condensación de un compuesto simple, normalmente se efectúa isotérmicamente.

Concluyendo, podemos definir la condensación isotérmica como el cambio de estado físico que experimenta el vapor saturado de un compuesto simple al convertirse en líquido saturado a presión constante.

Condensación de multicomponentes todos condensables.

La condensación de multicomponentes es siempre no iso térmica, en tanto que los componentes más pesados son preferencialmente condensados, la mezcla restante tiene un punto de rocío más bajo y la temperatura de condensación decrece - en forma monótona, por ser no isotérmico el fenómeno de la - condensación de multicomponentes, existen efectos de trans--ferencia de calor sensible en ambas fases, el condensado una vez formado se enfría lo mismo sucede con la mezcla de vapor, esto permite permanecer cerca del equilibrio en la interfase en donde la condensación se lleva a cabo.

Mientras que las composiciones de ambas fases están cambiando a través de la transferencia preferencial de los componentes más pesados restantes en la fase vapor al con--densado, existen simultáneamente resistencias difusionales (transferencia de masa) en la fase gaseosa que obstaculizan al proceso de transferencia de calor.

Como los parámetros termodinámicos locales (temperatura de condensación, calor latente de vaporización, etc.) y las velocidades de transporte están directamente relacionadas con el vapor local y la composición del líquido, es - esencial que las cantidades de líquido y vapor sean conocidas.

Multicomponentes en presencia de gases incondensables.

La principal característica en la condensación de un vapor de multicomponentes en presencia de gases incondensables es que ésta se lleva a cabo mediante un fenómeno simultáneo de transferencia de calor y masa a lo largo del ducto. Para que el vapor del cuerpo gaseoso continúe condensando - en una película, debe desplazarse a través de la película - gaseosa por la diferencia entre la presión parcial del vapor en el cuerpo gaseoso y el condensado. El paso de un - - componente a través de otro se llama difusión o transferencia de masa; En un sistema de difusión, la razón a la que el vapor condensa no depende ya enteramente del mecanismo de - condensación de Nusselt sino de las leyes que gobiernan la difusión, en este caso, la capa de moléculas de gases incondensables que se aglutinan sobre la capa de condensado absorbe una parte del calor sensible del vapor.

En el caso de la condensación no isotérmica con inmiscibilidad entre las fases condensantes, se forma en primera instancia la película del condensado más pesado (es decir, - de peso molecular más elevado), sobre el cual se condensa en forma de gota el líquido más ligero, hasta formar otra película de condensado.

C A P I T U L O I I I

SUBROUTINAS. OBJETIVOS, FUNDAMENTOS TEORICOS, DIAGRAMAS DE FLUJO Y LISTADOS DE COMPUTADORA.

Subrutina SCFASE (IC1).

Objetivo: Los objetivos de esta rutina son:

- a).- Cálculo del coeficiente de transferencia de calor sin cambio de fase.
- b).- Cálculo de la contribución por convección natural dentro de ductos.
- c).- Cálculo de la caída de presión sin cambio de fase.

La subrutina SCFASE funciona como directriz en torno al fenómeno de transferencia de calor y caída de presión de ductos circulares sin cambio de fase.

Calcula en primera instancia el coeficiente de transferencia de calor sin cambio de fase mediante la subrutina - de Sieder y Tate (STSCF), como una función del número de Reynolds calcula la corrección por convección natural dentro de ductos mediante la subrutina (FCKERN) y efectúa la corrección por dicho efecto del coeficiente de transferencia en caso de ser necesario, a su vez tiene la opción de calcular la caída de presión sin cambio de fase utilizando los criterios y correlaciones de Sieder y Tate.

Para efecto de cálculos del coeficiente de transferencia de calor por convección forzada y caída de presión, el modelo hace uso de las siguientes subrutinas:

STSCF: Cálculo del coeficiente de transferencia de calor sin cambio de fase.

FCKERN: Cálculo del factor de corrección por convección natural dentro de ductos.

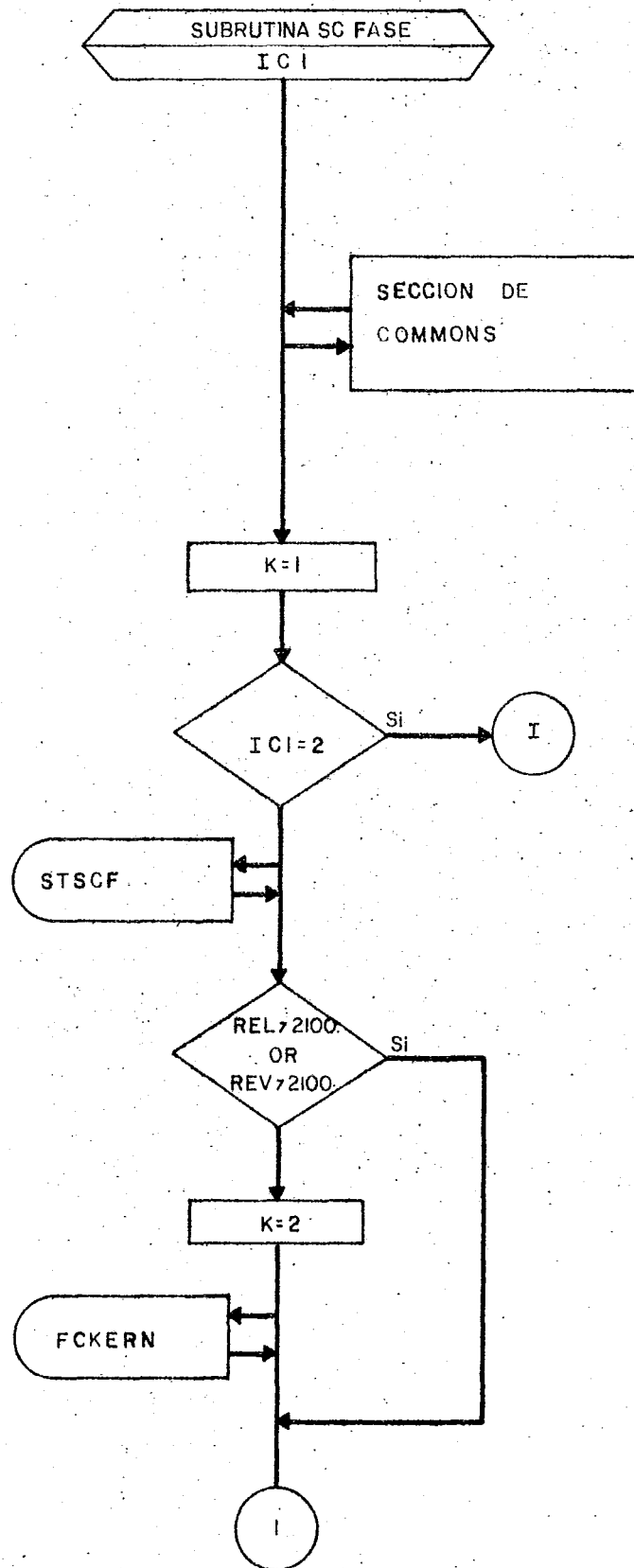
DPSCFA: Cálculo de DP sin cambio de fase.

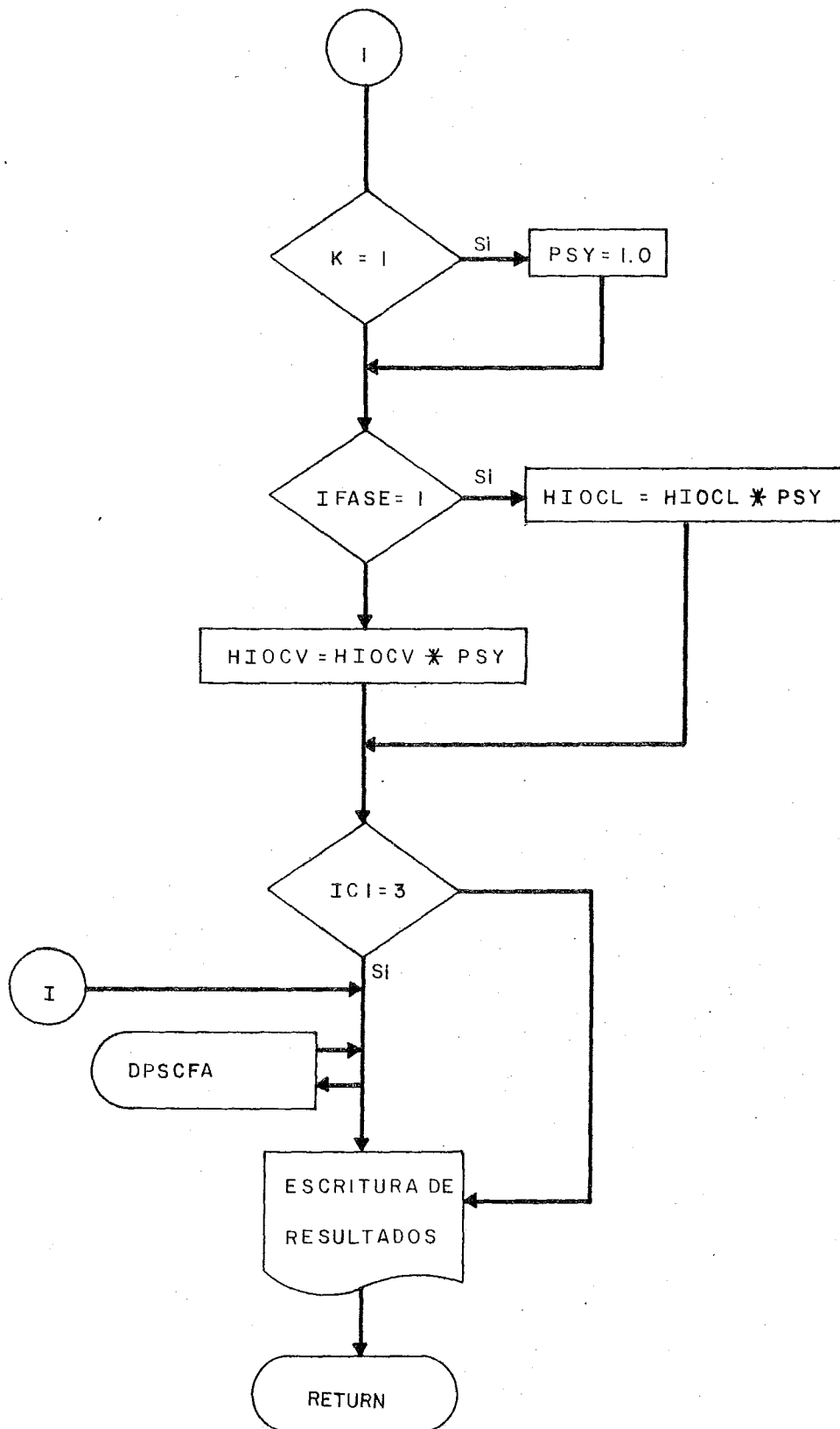
El tipo de cálculo a efectuarse está determinado por - un índice de cálculo ICI:

ICI=1 Cálculo de H

ICI=2 Cálculo de DP

ICI=3 Cálculo de ambos.





SUBROUTINE SCFA SE(ICI)

OBJETIVO CALCULO DEL COEFICIENTE DE TRANSFERENCIA DE CALOR SIN CAMBIO DE FASE, CALCULO DE LA CONTRIBUCION POR CONVECCION NATURAL DENTRO DE DUCTOS Y/O CALCULO DE LA CAIDA DE PRESION

METODOS DE DP Y H

H (SIN CAMBIO DE FASE) CORRELACIONES DE SIEDER Y TATE
FACTOR DE CORRECCION POR CONVECCION NATURAL POR D. KERN
DP (SIN CAMBIO DE FASE) CORRELACIONES DE SIEDER Y TATE

SUBROUTINAS UTILIZADAS

STSCF CALCULO DE H SIN CAMBIO DE FASE (LIQ. Y VAP.)
FCKERN CALCULO DEL FACTOR DE CORRECCION POR CONVECCION NATURAL (LIQ. Y VAP.)
DPSCFA CALCULO DE DP SIN CAMBIO DE FASE (LIQ. Y VAP.)

OBSERVACIONES

ICI=1 CALCULO DE H,
2 CALCULO DE DP,
3 CALCULO DE AMBOS

EL CALCULO DEL FACTOR DE CORRECCION DE KERN-DITMER POR CONVECCION NATURAL SE REALIZARA EN CASO DE QUE EL VALOR DE EL NUMERO DE REYNOLDS SEA MENOR QUE 2100. DE OTRA FORMA TOMARA EL VALOR PSY=1.0

SECCION COMMONS

COMMON /GEOM/ DI,AFT,TETA,DO,LT,AFTA,DITE,DOTE

R R RO R R RO RO RO

COMMON /PROPIN/ DEL1,DEVI,DEL2,VIL,VIV,CTL,CTV,CPL,CPV,BETA,

G G G G G G G G G

ICAVAP,VILW,VIVW,TENSUP

G G G G

COMMON /INDI/ IF,IFASE,IPOS,IPF,ICETC,IMET,IF,ITF

R R

COMMON /TEMP/ TT1,TT2,TE,TW,TC,TV,T1,T2

R R

COMMON /CALC/ ALFA,HCON,DPER,DPAC,DPGR,DPTOT,HIOCL,HIOCV,HC,HR,

G G

IHE,HOCLE,HOCVE,REL,REV,PSY

G G G G G

COMMON /PROC/ WL,WV,X,ENT,VEV,VAP1,VAP2,CTSUE,WLE,WVE

G G G G RO G G RO RO RO

K=1

IF(ICI.EQ.2) GO TO 1

CALL STSCF

IF(REL.GT. 2100. .OR. REV.GT. 2100.) GO TO 2

K=2

CALL FCKERN(PSY)

```

0000 2 IF (K.EQ.1) PSY=1. 34
0001 IF (IFASE.EQ.1) GO TO
0002 HIQCV=HIQCV+PSY
0003 GO TO 4
0004 3 HIQCV=HIQCV*PSY
0005 4 IF (ICI.EQ.3) GO TO 1
0006 RETURN
0007 1 CALL OPSCEA(DPSCFP,DP N,ICDPA)
0008 5 RETURN
0009 DEBUG UNIT(8),SUBCHK,INIT,SUBTRACE
0010 END

```

END FTE 73 IBANK 37 DBANK 64 COMMON

@F1:

Subrutinas: STSCF, SCFCE

Subrutina STSCF.

Objetivo: Cálculo del coeficiente de transferencia de calor sin cambio de fase dentro de ductos.

Subrutina SCFCE.

Objetivo: Cálculo del coeficiente de transferencia de calor en ánu^los.

D. Kern Process Heat Transfer Pág 939.

En ambas rutinas las correlaciones utilizadas son las de Sieder y Tate. En el caso de la subrutina STSCF, se emplea un índice de fase del fluido interno IFASE,
IFASE = 1 fase líquida.
IFASE = 2 fase vapor.

La subrutina SCFCE emplea un índice de fase del fluido externo IF,
IF = 1 fase líquida.
IF = 2 fase vapor.

Sieder y Tate propusieron una correlación tanto para calentamiento como para enfriamiento de varios fluidos, principalmente fracciones del petróleo, en tubos horizontales y verticales, llegando a una ecuación para el flujo laminar en donde REL menor a 2100, de la forma:

$$FJH = 1.86 * (REL * (DI/LT) ** 0.333$$

La ecuación anterior da desviaciones máximas de la media de aproximadamente $\pm 12\%$ excepto para agua. Después del rango de transición, los datos pueden extenderse a flujo turbulento y evaluarse el factor FJH mediante la ecuación:

$$FJH = 0.027 * REL ** 0.8$$

en donde el coeficiente de transferencia de calor en fluidos líquidos sin cambio de fase se evalúan mediante:

$$HIOCL = FJH * (CTL / DO) * PRL ** 0.333$$

Para el caso de fase vapor el factor FJH se evalúa como una función de el número de Graetz, el cual se determina mediante la siguiente expresión:

$$GTZ = 0.7854 * REV * PRV * DI/LT$$

En caso de régimen laminar el coeficiente se evalúa mediante la expresión:

$$HIOCV = (CTV/DO) * (2.25 + (1.45 * GTZ ** 0.333))$$

En caso de flujo turbulento el FJH se calcula mediante la expresión:

$$FJH = 0.022 * REV ** 0.8$$

El coeficiente se calcula como función del FJH.

$$HIOCV = FJH * (CTV/DO) * PRV ** 0.4$$

Para el caso de la subrutina SCFCE que realiza el cálculo del coeficiente externo de transferencia de calor sin cambio de fase se utilizan las mismas expresiones, evaluándose con las propiedades físicas y características geométricas externas.

SUBROUTINA STSCF

SECCION DE
COMMONS

I FASE > 1

Si

GL ec (1)

PRL ec (2)

REL ec (3)

GV ec (12)

PRV ec (13)

REV ec (14)

REL > 2100

Si

FJH ec (4)

REL > 10 000

Si

FJH ec (5)

WX ec (6)

WM ec (7)

WZ ec (8)

WY ec (9)

FJH ec (10)

GTZ ec (15)

HIOCV ec (16)

FJH = 1.0

REV > 2000

Si

REV > 8 000

Si

X ec (18)

A ec (19)

B ec (20)

Y ec (21)

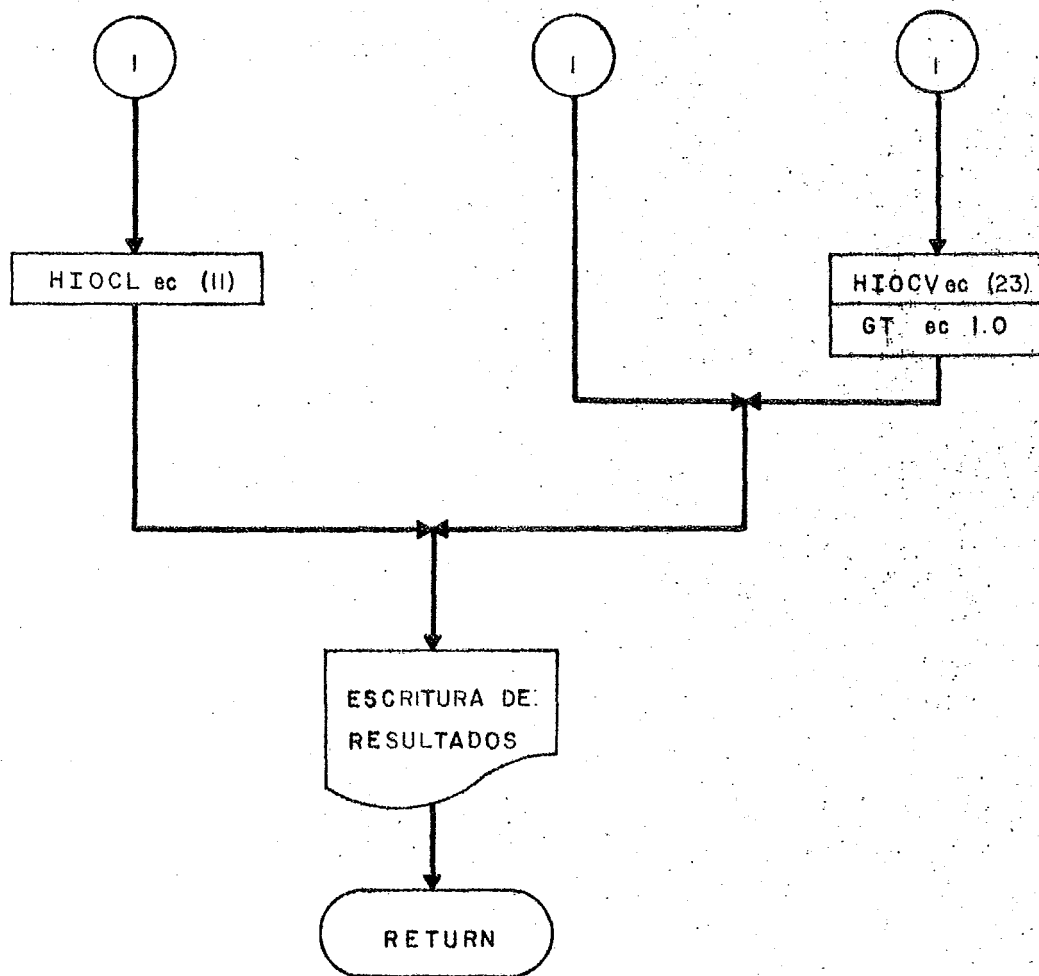
FJH ec (22)

FJH ec (17)

I

I

I



ECUACIONES SUBROUTINA STSCF

```

GL= WL/AFT (1)
PRL= CPL*VIL/CTL (2)
REL= GL*DI/VIL (3)
FJH= 1.86* (REL* (DI/LT))**0.3333 (4)
FJH= 0.027* REL**0.8 (5)
WX= (LT/DI) (6)
WM= 0.533+0.286*ALOG 10 (REL) (7)
WZ= 3.45* ALOG 10 (REL) (8)
WY= 6.58* ALOG 10 (ALOG 10 (WX)) (9)
FJH= 0.392* WX** (-1.28)* REL**WM+ALOG 10 (WX*(WZ+2.05+
      WY* EXP (-WZ*WZ))) (10)
HIOCL= FJH*(CTL/DO)*PRL ** 0.3333 (11)
GV= WV/AFT (12)
PRV= CPV* VIV/CTV (13)
REV= GV* DI/VIV (14)
GTZ= 0.7854*REV*PRV*DI/LT (15)
HIOCV= (CTV/DO)* (2.25+(1.45*GTZ** 0.3333)) (16)
FJH= 0.022* REV** 0.8 (17)
X= (LT/DO) (18)
A= (ALOG(REV) -7.65) /2.66 (19)
B= 7.64/(5.52 + ALOG(10)) (20)
Y= A**B (21)
FJH= EXP (0.33* ALOG (X)*(Y-1.))+(1.42*Y)+3.1447) (22)
HIOCV= FJH*(CTV/DO)*PRV**0.4 (23)

```

```

1. C
2. C*****C
3. C
4. C    OBJETIVO CALCULO DEL COEFICIENTE DE TRANSFERENCIA DE CALOR SIN C
5. C    CAMBIO DE FASE DENTRO DE DUCTOS. C
6. C    (D. KERN    PROCESS HEAT TRANSFER    P. 939) C
7. C C
8. C    OBSERVACIONES LAS CORRELACIONES SON LAS DE SIEDER Y TATE. C
9. C    IFASE=1 FASE LIQUIDA C
10. C    =2 FASE VAPOR C
11. C C
12. C*****C
13. C
14. C    SECCION COMMONS
15. C
16. C    COMMON /PROPIN/ DEL1,DEV1,DEL2,VIL,VIV,CTL,CTV,CPL,CPV
17. C                                DO RO RO RO RO RO
18. C    COMMON /GEOM/ DI,AFT,TETA,DO,LT
19. C                                R R R R
20. C    COMMON /PROC/ WL,WV
21. C                                R R
22. C    COMMON /INDI/ IE,IFASE
23. C                                R R
24. C    COMMON /CALC/ ALFA,HCON,DPFR,DPAC,DPGR,DPTOT,HIOCL,HIOCV,HC,HR,
25. C                                G G
26. C    IHE,HOCLE,HOCVE,PEL,REV
27. C                                G G
28. C
29. C    IF(IFASE.GT.1) GO TO 16
30. C    CALCULO DEL FACTOR DE TRANSFERENCIA DE COLBRUN
31. C    PARA LIQUIDOS
32. C    GL=WL/AFT
33. C    PRL=CPL*VIL/CTL
34. C    REL=GL*DI/VIL
35. C    IF(REL.GT.2100.)GO TO 10
36. C    FJH=1.86*(REL*(DI/LT))**0.3333
37. C    GO TO 14
38. C    TRANSICION
39. C    10 IF(PEL.GT.10000.)GO TO 12
40. C    WX=LT/DI
41. C    WM=0.533+0.286*ALOG10(WX)
42. C    WZ=3.45*(ALOG10(REL)-7.9)
43. C    WY=6.58*ALOG10(ALOG10(WX))
44. C    FJH=0.392*WX**(-1.28)*REL**WM
45. C    1+ALOG10(WX*(WZ+2.05+WY*EXP(-WZ*WZ)))
46. C    GO TO 14
47. C    TURBULENTO
48. C    12 FJH=0.027*REL**0.8
49. C    14 HIOCL=FJH*(CTL/DO)*PRL**0.3333
50. C    IF(IE.LE.2) WRITE(6,101)REL,WX,WM,WZ,WY,FJH,PRL
51. C    101 FORMAT(5X,'EN STSCF REL/WX/WM/WZ/WY/FJH/PRL=',1P4E17.5,/,5X,1P3E17
52. C    *.5)
53. C    IF(IE.EQ.1) WRITE(6,100)HIOCL
54. C    100 FORMAT(3X,'EN STSCF HIOCL=',1PE14.6)
55. C    GO TO 999
56. C
57. C    CALCULO DEL COEFICIENTE PARA VAPORES O GASES
58. C

```

```

59.      16 GV=VV/AFT
60.      PRV=CPV*VIV/CTV
61.      REV=GV*DI/VIV
62.      IF(REV.GT.2000.)GO TO 18
63.      C   LAMINAR
64.      GTZ=D.7854*REV*PRV*DI/LT
65.      HIOCV=(CTV/DO)*(2.25+(1.45*GTZ**D.3333))
66.      FJH=1.
67.      GO TO 27
68.      18 IF(REV.GT.8000.)GO TO 25
69.      C   TRANSICION
70.      X=LT/DO
71.      A=(ALOG(REV)-7.65)/2.66
72.      B=7.64/(5.52+ALOG(1D))
73.      Y=A**B
74.      FJH=EXP((D.33*ALOG(X)*(Y-1.))+(1.42*Y)+3.1447)
75.      GO TO 26
76.      C   TURBULENTO
77.      25 FJH=D.622*REV**D.8
78.      26 HIOCV=FJH*(CTV/DO)*PRV**D.4
79.      GTZ=1.
80.      27 IF(IE.LE.2) WRITE(6,111)REV,PRV,GTZ,FJH,A,B,Y
81.      111 FORMAT(5X,'EN STSCF REV/PRV/GTZ/FJH/A/B/Y=',1P4E17.5,/,5X,1PE
82.      *.5)
83.      IF(IE.EQ.1) WRITE(6,110)HIOCV
84.      110 FORMAT(3X,'EN STSCF HIOCV=',1PE14.6)
85.      999 RETURN
86.      DEBUG UNIT(8),SUBCHK,INIT,SUBTRACE
87.      END

```

TN 325 IPANK 267 DBANK 33 COMMON

SUBROUTINE SCFCE

```

1. C *****
2. C
3. C
4. C   OBJTIVO CALCULO DEL COEFICIENTE DE TRANSFERENCIA DE CALOR SIN
5. C   CAMBIO DE FASE EN ANULOS.
6. C   (D. KEPN      PROCESS HEAT TRANSFER   P. 939)
7. C
8. C   OBSERVACIONES LAS CORRELACIONES SON LAS DE SIEDER Y TATE.
9. C   IF=1 FASE LIQUIDA
10. C   2 FASE VAPOR
11. C   DEQT= DIAMETRO EQUIVALENTE EN TRANSFERENCIA
12. C
13. C *****
14. C
15. C   SECCION COMMONS
16. C
17. C   COMMON /PROPOU/ DELE1,DEVE1,DELE2,VILE,VIVE,CTLE,CTVE,CPLC,CPVE
18. C                       RO RO RO RO RO RO
19. C   COMMON /GEOM/ DI,AFT,TETA,DO,LT,AFTA,DITE,DOTE
20. C                       R R R R R
21. C   COMMON /PROC/ WL,WV,X,ENT,VEV,VAP1,VAP2,CTSUE,WLE,WVE
22. C                       R R
23. C   COMMON /INDI/ IE,IFASE,IPOS,IPF,ICETC,INET,IF
24. C                       R R
25. C   COMMON /CALC/ ALFA,HCON,DPER,DPAO,DPCR,DPTOT,HIOCL,HIOCV,HC,HR,HE,
26. C
27. C   HOCLC,HOCVE,REL,REV,PSY,DP2EP,HFFC,HO
28. C   G G G
29. C
30. C   IF(IE.GT.1) GO TO 15
31. C   CALCULO DEL FACTOR DE TRANSFERENCIA DE COLPRUN
32. C   PARA LIQUIDOS
33. C   GLE=WLE/AFTA
34. C   PRL=CPLC*VILE/CTLE
35. C   Z=(DITE**2)
36. C   Z1=(DO**2)
37. C   DEQT=(Z-Z1)/DO
38. C   REL=GLE*DEQT/VILE
39. C   IF(PELE.GT.100.)GO TO 10
40. C   FJHE=1.86*(PELE*(DEQT/LT))**.333
41. C   GO TO 14
42. C   TRANSICION
43. C   IF(PELE.GT.10000.)GO TO 12
44. C   WXE=LT/DEQT
45. C   WME=.533+.286*ALOG10(WXE)
46. C   WZE=3.4*(ALOG10(RELE)-3.9)
47. C   WYE=.5*(ALOG10(ALOG10(WXE)))
48. C   FJHE=.392*WXE**(-1.28)*RELE**WME
49. C   1+ALOG10(WXE*(WZE+2.05+WYE*EXP(-WZE*WZE)))
50. C   GO TO 14
51. C   TURBULENTO
52. C   FJHE=1.27*PELE**.3
53. C   HOCLC=FJHE*(CTLE/DEQT)*PRL**.333
54. C   IF(TETA.LE.2) WRITE(6,101)RELE,WXE,WME,WZE,WYE,FJHE,PRL
55. C   101 FORMAT(5X,'EN SCFCE RELE/WXE/WME/WZE/WYE/FJHE/PRL=',1P4E17.5,
56. C   *7,5X,1P4E17.5)
57. C   IF(TETA.EQ.1) WRITE(6,102)HOCLC
58. C   102 FORMAT(1X,'EN SCFCE HOCLC=',1P4E17.5)

```

CALCULO DEL COEFICIENTE PARA VAPORES O GASES

```

10 GVE=WVE/AFIA
   PRVE=CPVE*VIVE/CTVE
   DEQT=((DITE**2)-(DO**2))/DO
   REVE=GV*DEQT/VIVE
   IF(REVE.GT.2000.)GO TO 18
   C
   LAMINAR
   GTZE=.7854*REVE*PRVE*DEQT/LT
   HOCVE=(CTVE/DEQT)*(2.25+(1.45*GTZE**1.333**))
   FJHE=1.
   GO TO 27
18 IF(REVE.GT.8000.)GO TO 25
   C
   TRANSICION
   XE=LT/DO
   AE=(ALOG(REVE)-7.65)/2.66
   BE=7.64/(5.52+ALOG(10))
   YE=AE*BE
   FJHE=EXP((0.33*ALOG(XE)*(YE-1.))+(1.42*YE)*3.1447)
   GO TO 26
   C
   TURBULENTO
25 FJHE=.622*REVE**-.8
26 HOCVE=FJHE*(CTVE/DEQT)*PRVE**1.4
   GTZE=1.
27 IF(TE.LE.2) WRITE(6,111)REVE,PRVE,GTZE,FJHE,AE,BE,YE
111 FORMAT(5X,'EN SCFCE REVE/PRVE/GTZE/FJHE/AE/BE/YE=',1P4E17.5,/,5X,
   *1P3E17.5)
   IF(TE.EQ.1) WRITE(6,110)HOCVE
110 FORMAT(3X,'EN SCFCE HOCVE=',1P4E14.6)
999 RETURN
   DEBUG UNIT(8),SUBCHK,INIT,SUBTRACE
   END

```

LEAVE 31 & DRANK 53 COMMON

Subrutina FCKERN.

Objetivo: Cálculo de factor de corrección de KERN-OTHMER por convección natural dentro de ductos.

D.KERN Process Heat Transfer pág. 206.

De la misma forma como hay una región de transición y no un punto singular de separación del flujo turbulento y la laminar, debe haber una región de transición entre la convección libre de un fluido que permanece estacionario y el flujo laminar.

Kern y Othmer investigaron esta región de tubos horizontales bajo grandes diferencias de temperatura y diámetros de ductos, y evaluaron la convección libre como una corrección a la ecuación de Sieder-tate, dicha corrección se expresa como:

$$PSY = \frac{2.25 * (1. + 0.01 * GR^{0.333})}{ALOG (RE)}$$

Donde RE es el número de Reynolds del líquido o del vapor y GR es el número de Grashof, el cual queda definido por la siguiente relación de fuerzas:

$$GR = \frac{(\text{Fuerzas de flotación})}{(\text{Fuerzas viscosas})} = \frac{(\text{Fuerzas de inercia})}{(\text{Fuerzas viscosas})}$$

Las fuerzas de flotación constituyen el potencial o - fuerza de impulso en el fenómeno de convección libre, Jakob utilizando el principio de Arquímedes derivó la siguiente -- ecuación para estas fuerzas:

$$\text{Fuerzas de flotación} = (G \cdot DE \cdot BETA \cdot DT)$$

DE expresa la densidad del líquido o la del vapor.

Las fuerzas viscosas son proporcionales al producto - de $VI \cdot V$ por la definición de viscosidad dinámica de Newton.

En donde VI expresa la viscosidad de líquido o del va por.

Las fuerzas de inercia son proporcionales al producto $DE \cdot V^{**2}$.

Si DI es una dimensión característica del sistema el número de Grashof queda definido como:

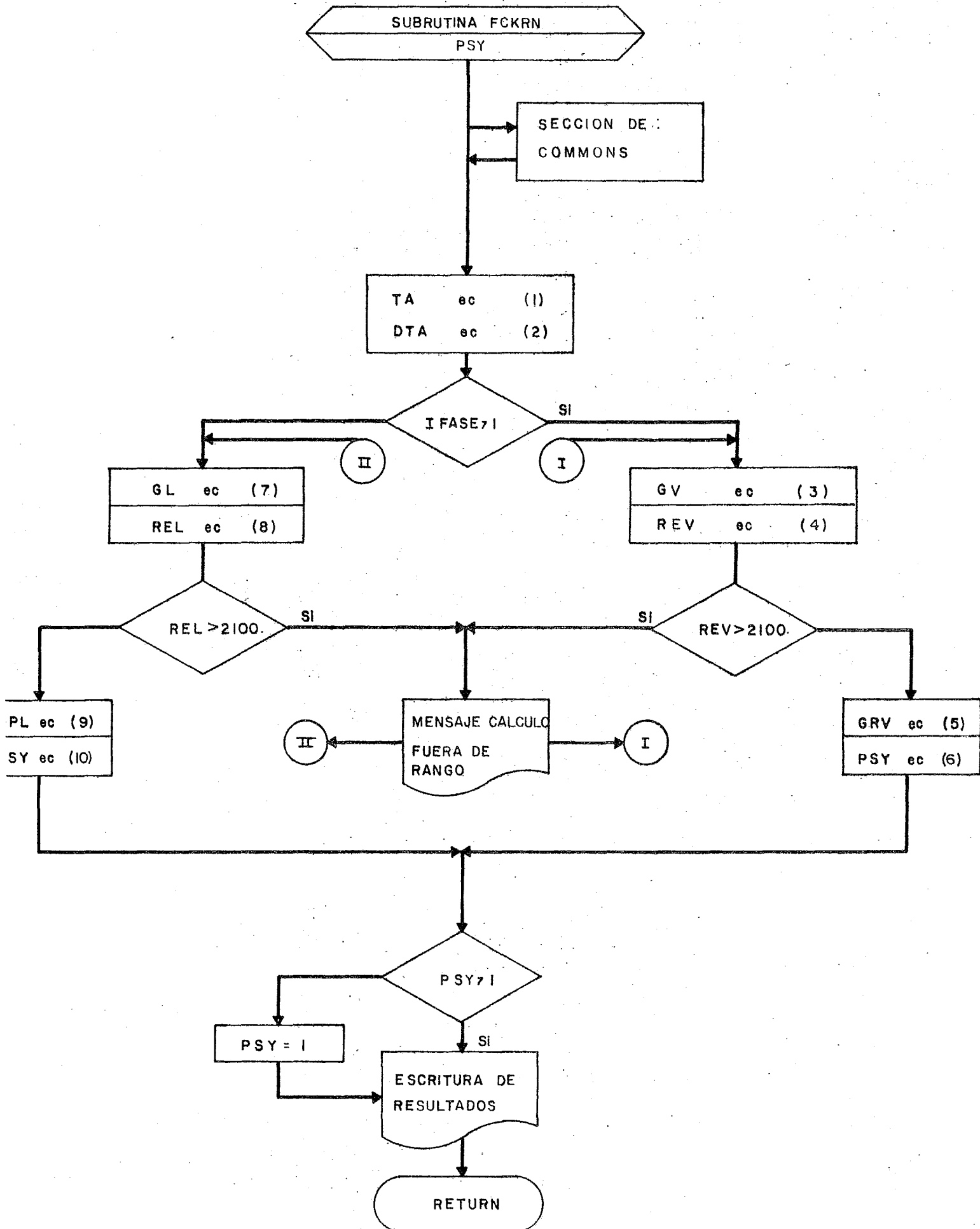
$$GR = \frac{(DI^{**3}) \cdot (DE^{**Z}) \cdot G \cdot BETA \cdot DT}{(VI^{**2})}$$

Dicho número se evalúa de las propiedades del fluido a la temperatura:

$$TA = (T1 + T2) / 2.$$

HI se calcula ordinariamente y se puede corregir por convección libre al multiplicarle por PSY.

Los dos factores que de ordinario tienen más influencia en la convección libre son la baja viscosidad y las dife rencias de temperatura elevadas.



ECUACIONES SUBROUTINA FCKERN

TA= $(T_1 + T_2)/2$. (1)
DTA= TW-TA (2)
GV= WV/AFT (3)
REV= GV*DI/VIV (4)
GRV= $(DI^{**3}) * DEVI * DEVI * BETA * DTA * 416923200. / (VIV * VIV)$ (5)
PSY= $2.25 * (1. + (0.01 * GRV^{**0.333})) / ALOG 10 (REV)$ (6)
GL= WL/AFT (7)
REL= GL*DI/VIL (8)
GRL= $(DI^{**3}) * DEL1 * DEL1 * BETA * DTA * 416923200. / (VIL * VIL)$ (9)
PSY= $2.25 * (1. + (0.01 * GRL^{**0.333})) / ALOG 10 (REL)$ (10)

SUBROUTINE KERNPSY1

```

C *****
C
C
C   OBJETIVO CALCULO DEL FACTOR DE CORRECCION DE KERN-OTMER POR
C   CONVECCION NATURAL DENTRO DE DUCTOS.
C   ID. KERN      PROCESS HEAT TRANSFER      P.206)
C
C   OBSERVACIONES EL FENOMENO DE CONVECCION NATURAL TIENDE A DESA-
C   PARECER AL INCREMENTAR EL REYNOLDS, SI EL PEYNOLDS TIEN-
C   DE A CARACTERIZAR UN REGIMEN TURBULENTO PSY=1.
C
C   IFASE=1 FASE LIQUIDA
C   =2 FASE VAPOR
C *****
C
C   SECCION COMMONS
C
C   COMMON /PROPIN/ DEL1,DEL2,DEL3,VIL,VIV,CTL,CTV,CPL,CPV,BETA
C           R      R      R      R      R
C   COMMON /FLOH/ DI,AFI
C           R      R
C   COMMON /PROC/ WL,WV
C           R      R
C   COMMON /INDI/ IE,IFASE
C           R      R
C   COMMON /TEMPE/ TT1,TT2,TE,TW,TC,TU,TI,T2
C           R      R      R      R
C
C   TAC=(TT1+TT2)/2.
C   DTATW-TA
C   IF(IFASE.GT.1) GO TO 10
C   GL=WL/AFI
C   REL=GL*1/VIL
C   IF(PEL.GT.2100.) GO TO 11
C10 CPLE=(DI**3)*DEL1*DEL2*BETA*DTA**0.16923220./(VIL*VIL)
C   PSY=2.25*(1.+(0.01*SRV**0.333))/ALOG10(PEL)
C   GO TO 11
C
C   CALCULO DEL FACTOR DE CORRECCION PARA VAPORES O GASES
C10 CPLE=VW/AFI
C   REL=VW*FI/VIV
C   IF(CLV.GT.2100.) GO TO 11
C
C   CALCULO DEL COEFICIENTE DE EXPANSION TERMICA DEL GAS
C   SE SUPONE COMPORTAMIENTO IDEAL
C10 TAC=(TA-32.)/1.8
C   TABS=TAC+273.15
C   BETA=1./TABS
C   CPLE=(DI**3)*DEL1*DEL2*BETA*DTA**0.16923220./(VIV*VIV)
C   PSY=2.25*(1.+(0.01*SRV**0.333))/ALOG10(REL)
C   GO TO 11
C
C11 WRITE(6,12)
C12 FORMAT(2,'LA CONTRIBUCION POR CONVECCION NATURAL, TIENDE A
C   DESARROLLAR A REGIMEN TURBULENTO.(CONTINUA)')
C   IF(IFASE.GT.1) GO TO 14
C   GO TO 11
C10 IF(PSY.NE.1) GO TO 9
C   PSY=1
C   GOTO(10,10)

```

```

59. 18 FORMAT('NO EXISTE CONTRIBUCION POR CONVECCION NATURAL.')
60. 90 IF (ATE.LF.2) WRITE(6,15) (ARL,IRV,PSY
61. 100 FORMAT('X',10N FCKEPM,ARL/GRV/PSY=',1P3E14.6)
62. RETURN
63. DE RG UNIT(1),SUBCK,1,11,SURFACE
64. END

```

TE 1-1 BANK 160 DECK 24 COMMON

Subrutina DPSCFA (DPSCFP, DPAN)

Objetivo: Cálculo de caída de presión dentro y/o fuera de ductos para fluidos no isotérmicos sin cambio de fase, se utilizan criterios y correlaciones de Sieder y Tate.

D. Kern Process Heat Transfer P. 941.

Cuando un fluido incompresible fluye en un tubo horizontal uniforme, sin cambios en su masa velocidad, la presión del fluido disminuye a lo largo de la tubería debido a la fricción. Este fenómeno se denomina comunmente como caída de presión del sistema DP. la caída de presión por unidad de longitud se expresa como gradiente de presión (dp/dL) el cual se ha encontrado que es una función de las siguientes propiedades del ducto y del fluido:

Diámetro del ducto, velocidad, densidad y viscosidad del fluido y de la gravedad que establece la equivalencia dimensional entre la masa y la fuerza.

Al efectuar el análisis dimensional (ver apéndice), se obtiene la expresión:

$$DP = \frac{(C * (GL * GL) * LT)}{DI * DEL1 * G} * \frac{(DI * GL)}{VIL} ** (-d)$$

En donde las constantes C y d se evalúan de datos --
experimentales.

Para flujo turbulento, isotérmico, la caída de pre -
sión es función del número de Reynolds y de la rugosidad de
la tubería, es decir:

$$FF' = \frac{(DP * G * DEL1 * DI)}{GL * GL * LT} = C * \frac{(DI * GL)}{VIL} ** (-d)$$

Cuando se dispone de datos experimentales es conve -
niente obtener una correlación graficando fanning como una -
función del número de Reynolds, es decir:

$$FF' = \frac{(DP * 2 * G * DEL1 * DI)}{4 * (GL * GL) * LT} = \left(\frac{C}{REL ** (-d)} \right)$$

Usualmente se expresa la caída de presión DP en tér -
minos de DF, siendo $DF = \frac{(DP)}{DEL1}$ en donde DF es la caída de -
presión expresada en pies de líquido.

$$DF = \frac{(4 * FF * (GL * GL) * LT)}{2 * G * (DEL1 * DEL1 * DI)}$$

Para la parte de la gráfica correspondiente a flujo laminar, (Reynolds 2100. a 2300.) la ecuación puede deducirse de consideraciones teóricas únicamente, verificándose experimentalmente sus resultados, dicha ecuación se - - expresa como:

$$DF = \frac{(32. * VIL * GL)}{G * (DEL1 * DEL1) * (DI * DI)}$$

Igualando ambas expresiones, puesto que ambas aplican a la región de flujo laminar se obtiene:

$$FF = (16. / (DL * GL / VIL))$$

$$FF = (16. / REL)$$

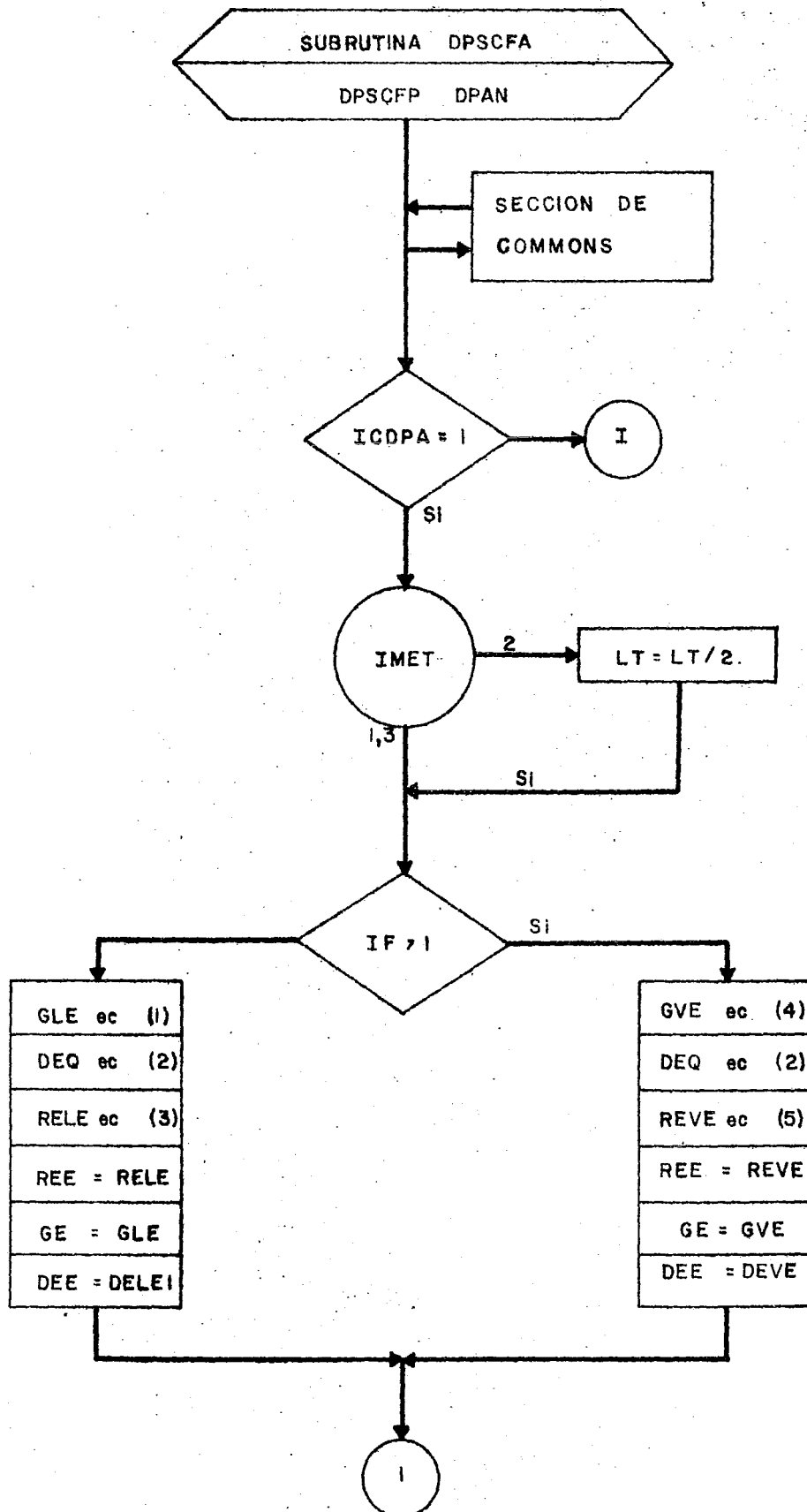
Sieder y Tate correlacionaron los factores de fricción para fluidos no isotérmicos que se calientan o se enfrían y obtuvieron la expresión:

$$DPSCF = \frac{(FF * GL * GL * LT)}{(2. * G * DI * DEL1)} * A$$

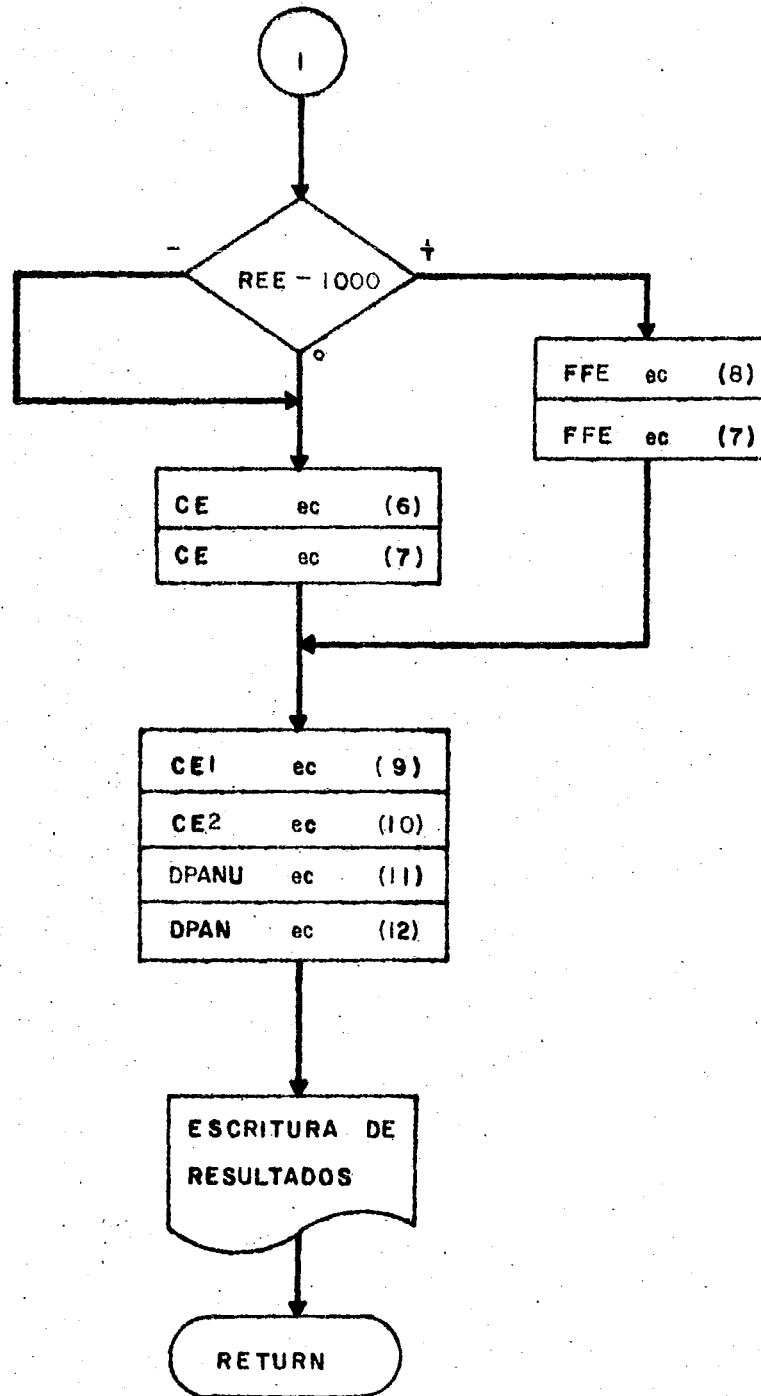
En donde $A = (VILW / VIL) ** E$

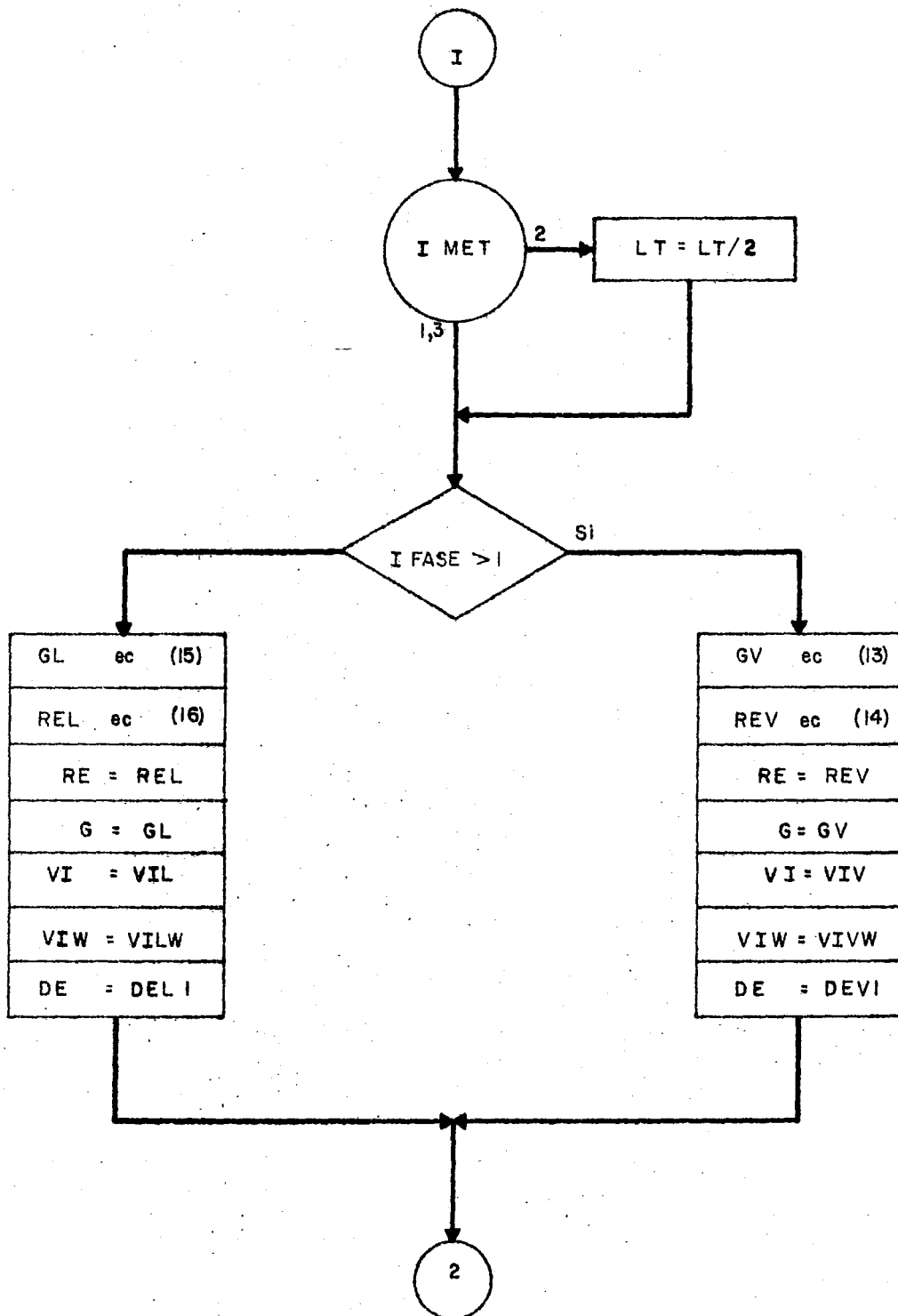
Siendo $E = 0.14$ No. de Reynolds $> 2100.$
 $E = 0.25$ No. de Reynolds $\leq 2100.$

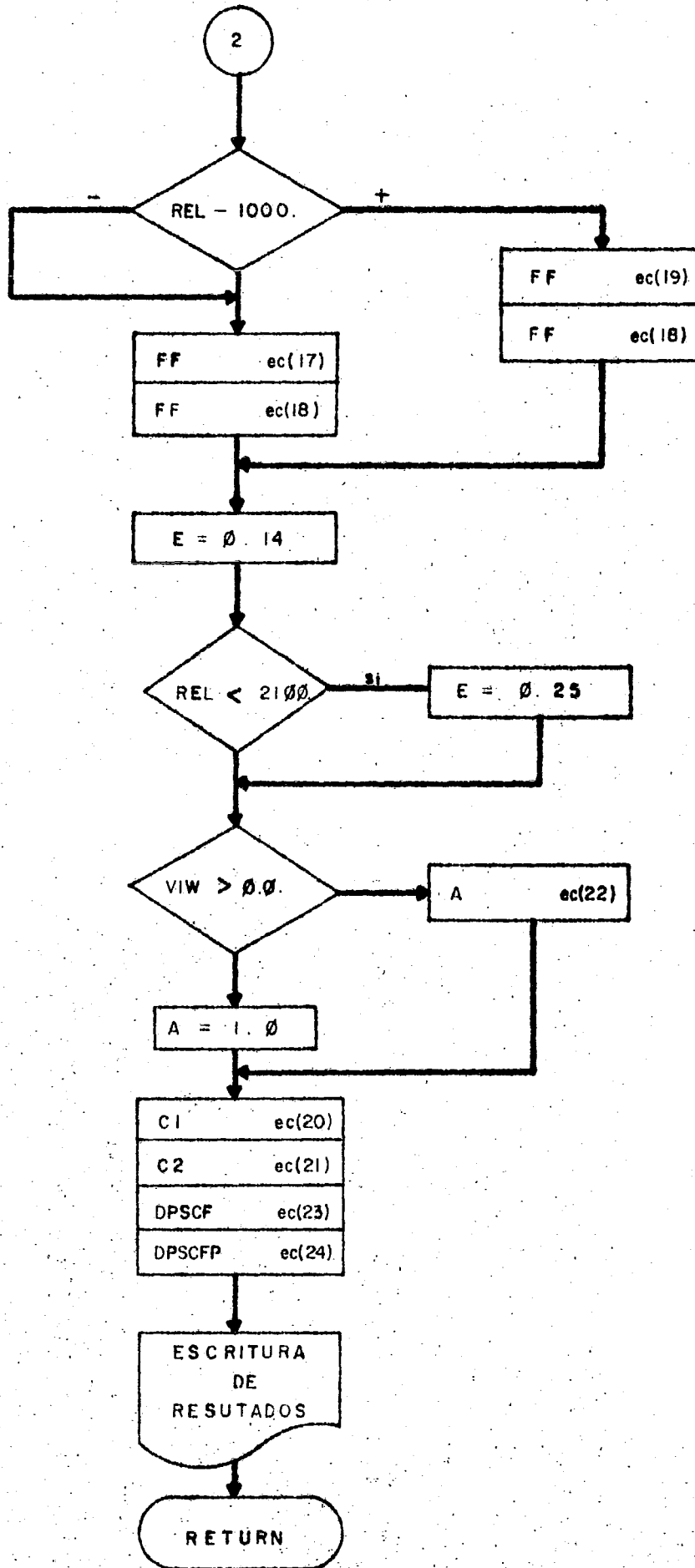
La expresión anterior se utiliza como base de cálculo de DP indistintamente, si se trata de líquido o vapor.



55







ECUACIONES SUBROUTINA DPSCFA

GLE= WLE/AFTA	(1)
DEQ= (DITE-DO)	(2)
RELE= (GLE*DEQ/VILE)	(3)
GVE= WVE/AFTA	(4)
REVE= (GVE*DEQ/VIVE)	(5)
FFE= 0.4821037*REE**(-0.99355)	(6)
FFE= FFE*144.	(7)
FFE= (2.7595 E-3)*REE**(-0.240697)	(8)
CE1= (FFE*GE*GE*LT)	(9)
CE2= (2.*416923200.*DEQ*DEE)	(10)
DPANU= (CE1/CE2)	(11)
DPAN= (DPANU/144.)	(12)
GV= WV/AFT	(13)
REV= GV*DI/VIV	(14)
GL= WL/AFT	(15)
REL= GL*DI/VIL	(16)
FF= 0.4821037*RE**(-0.99355)	(17)
FF= FF*144.	(18)
FF= (2.7595 E-3)*RE**(-0.240697)	(19)
C1= (FF*G*G*LT)	(20)
C2= (2.*416923200.*DI*DE)	(21)
A= (VIW/VI)**E	(22)
DPSCF= (C1/C2)*A	(23)
DPSCFP= DPSCF/144	(24)

```

1.      SUBROUTINE DPSCFA(DPSCFP,DPAN,ICDPA)
2.      C*****
3.      C
4.      C      OBJETIVO CALCULO DE CAIDA DE PRESION DENTRO Y FUERA DE DUCTOS
5.      C      PARA FLUIDOS NO ISOTERMICOS SIN CAMBIO DE FASE, SE
6.      C      UTILIZAN CRITERIOS Y CORRELACIONES DE SIEDER Y TATE.
7.      C      (D. KERN      PROCESS HEAT TRANSFER      P.941)
8.      C
9.      C      OBSERVACIONES IFASE=1 LIQUIDO      IMET=1 U A TEMP. MEDIA
10.     C      =2 VAPOR      =2 U LOGARITMICA
11.     C      =3 U A TEMP. CALORICA
12.     C      DEG ES EL DIAMETRO EQUIVALENTE PARA CAMBIADORES
13.     C      DE DOBLE TUBO.
14.     C
15.     C      ICDPA ES EL INDICE PARA EL CALCULO DE CAIDA DE
16.     C      CAIDA DE PRESION EN LA SECCION ANULAR.
17.     C      ICDPA=1 EFECTUA EL CALCULO.
18.     C
19.     C*****
20.     C
21.     C      SECCION COMMONS
22.     C
23.     C      COMMON/PROPIN/ DEL1,DEV1,DEL2,VIL,VIV,CTL,CTV,CPL,CPV,
24.     C      RO      RO      RO      RO
25.     C      1BETA,CAVAP,VILW,VIVW
26.     C      RO      RO
27.     C      COMMON/PROPOU/ DELE1,DEVE1,DELE2,VILE,VIVE
28.     C      RO      PO      RO      RO
29.     C      COMMON/GEOM/ DI,AFT,TETA,DO,LT,AFTA,DITE
30.     C      P      R      P      R      RO      RO
31.     C      COMMON/PROC/ WL,WV,X,ENT,VEV,VAP1,VAP2,CTSUE,WLE,WVE
32.     C      RO      RO      RO      RO
33.     C      COMMON/INDI/ IE,IFASE,IPOS,IPF,ICFIC,IMET,IF
34.     C      R      R      R      RO
35.     C
36.     C      IF(ICDPA.EQ.1)GO TO 40
37.     C      GO TO 41
38.     C      40 GO TO(60,61,60),IMET
39.     C      61 IF(IN.EQ.1)GO TO 60
40.     C      LT=LT/2.
41.     C      60 IF(IF.GT.1)GO TO 42
42.     C      CALCULO PARA FASE LIQUIDA EXTERNA
43.     C      CLE=WLE/AFTA
44.     C      DEG=(DITE-DO)
45.     C      REE=GLE*DEG/VILE
46.     C      REE=REE
47.     C      GE=GLE
48.     C      DEE=DELE1
49.     C      GO TO 43
50.     C      CALCULO PARA FASE VAPOR EXTERNA
51.     C      42 GVE=WVE/AFTA
52.     C      DEG=(DITE-DO)
53.     C      REVE=GVE*DEG/VIVE
54.     C      REE=REVE
55.     C      GE=GVE
56.     C      DEE=DEVE1
57.     C      43 IF(PEL-1.00.)44,44,45
58.     C      44 FFC=C.4821037*REE**(-0.99355)

```

```

      FILE=144.
60.      GO TO 46
61. 45 FFE=(2.7595E-3)*REL**(-0.240697)
62.      FFE=FFE*144.
63. 46 CE1=(FFE*GE*GE*LT)
64.      CE2=(2.*416923200.*DEQ*DEE)
65.      DPANU=(CE1/CE2)
66. C      CAIDA DE PRESION EN (LB/IN**2)
67.      DPAN=DPANU/144.
68.      GO TO 50
69. 41 GO TO(1,11,1),IMET
70. 11 IF(N.EQ.1)GO TO 1
71.      LT=LT/C.
72.      1 IF(IFASE.GT.1)GO TO 10
73. C      CALCULO PARA FASE LIQUIDA
74.      GL=WL/AFT
75.      REL=GL*DI/VIL
76.      RE=REL
77.      G=GL
78.      VI=VIL
79.      VIW=VILW
80.      DE=DEL1
81.      GO TO 9
82. 10 GV=WV/AFT
83.      REV=GV*DI/VIV
84.      RE=REV
85.      G=GV
86.      VI=VIV
87.      VIVW=VIW
88.      DE=DEV1
89.      9 IF(RE-1000.)2,2,3
90.      2 FF=0.4821037*RE**(-0.99355)
91.      FF=FF*144.
92.      GO TO 4
93.      3 FF=(2.7595E-3)*RE**(-0.240697)
94.      FF=FF*144.
95.      4 E=0.14
96.      IF(PE.LT.2100.) E=0.25
97.      IF(VIW.GT.0.0) GO TO 30
98.      A=1.0
99. 31 C1=(FF*G*G*LT)
100.      C2=(2.*416923200.*DI*DE)
101.      DPSCF=(C1/C2)*A
102. C      CAIDA DE PRESION EN (LB/IN**2)
103.      DPSCFP=DPSCF/144.
104.      GO TO 103
105. 30 A=(VIW/VI)**E
106.      GO TO 31
107. 50 IF(IE.EQ.1)WRITE(6,51)DPANU,DPAN
108. 51 FORMAT(3X,'EN DPSCFA DPANU/DPAN=',1P2E14.6)
109.      IF(IE.LE.2)WRITE(6,52)RELE,REVE,FFE,CE1,CE2
110. 52 FORMAT(5X,'EN DPSCFA RELE/REVE/FFE/CE1/CE2=',1P3E14.6
111.      *,/,5X,1P2E14.6)
112.      GO TO 53
113. 103 IF(IE.EQ.1) WRITE(6,102)DPSCF,DPSCFP
114. 102 FORMAT(3X,'EN DPSCFA DPSCF/DPSCFP = ',1P2E14.6)
115.      IF(IE.LE.2) WRITE(6,101)REL,REV,FF,A,C1,C2
116. 101 FORMAT(5X,'EN DPSCFA REL/REV/FF/A/C1/C2=',1P3E14.6,/,5X,1P3E1
117.      *6)
118. 53 RETURN

```

119.

DEBUG UNIT(8),SUBCHK,INIT,SUBTRACE

120.

END

END FTN 449 IPANK 327 DBANK 42 COMMON

&FII

Subrutina HYDP (IC).

Objetivo: Los objetivos de esta rutina son:

- a).- Determinación del patrón de flujo a dos fases.
- b).- Cálculo del coeficiente de transferencia de calor por condensación.
- c).- Cálculo de la caída de presión en flujo a dos fases, dentro de ductos de sección transversal uniforme.

La subrutina HYDP funciona como directriz en torno al fenómeno de caída de presión y transferencia de calor en flujo a dos fases. Dado que las condiciones de operación más comunes comprenden tres tipos de flujo, estratificado, onda y anular, el modelo está restringido a estos tres patrones. En tanto que no se cuenta con correlaciones para cada uno de -- los siete patrones de flujo establecidos en el mapa de - - - Mandhane, se harán las sustituciones convenientes de acuerdo a la semejanza con los modelos físicos de las correlaciones existentes.

Al ejecutar la subrutina de patrones de flujo (PATFLU), en caso de obtener un patrón de flujo tipo burbuja, se aproxima dicho patrón a un flujo líquido sin cambio de fase mediante la subrutina de Seader y Tate sin cambio de fase - -- (STSCF).

Para efecto de cálculos del coeficiente de transferencia de calor por condensación y la caída de presión el modelo hace uso de las siguientes subrutinas :

PATFLU: Cálculo de patrones de flujo.

ALFAZ: Cálculo de la fracción de vacío.

DPFRIC: Cálculo de componente por fricción de DP modelo anular.

DPACC: Cálculo del componente por aceleración de DP modelo anular.

DPGRAV: Cálculo del componente por gravedad de DP modelo anular.

HCOND: Cálculo del coeficiente por condensación modelo anular.

HESTRA: Cálculo del coeficiente por condensación modelo estratificado.

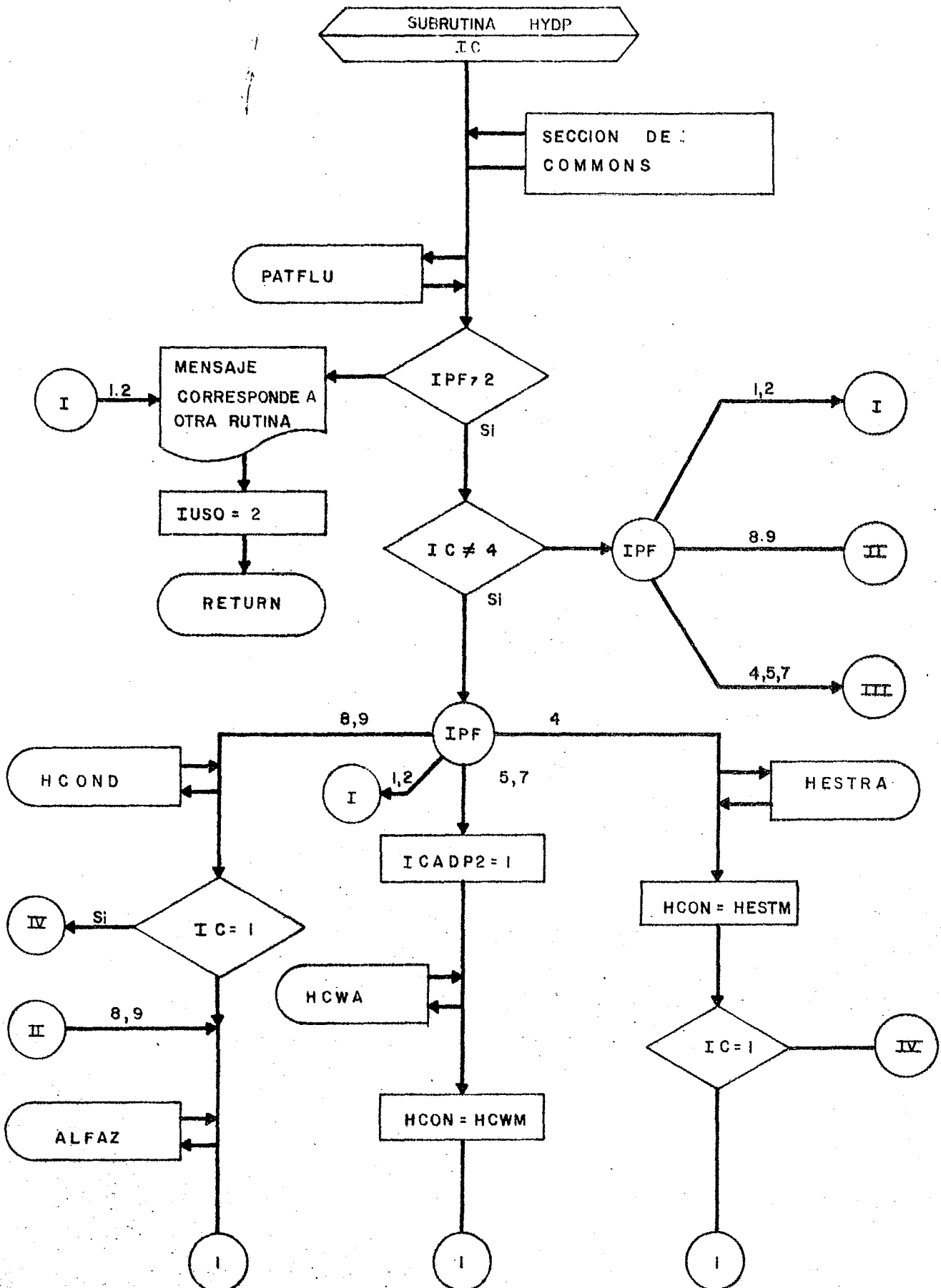
HCOWA: Cálculo del coeficiente por condensación modelo onda, y cálculo de caída de presión por el método de LOCKHART-MARTINELLI.

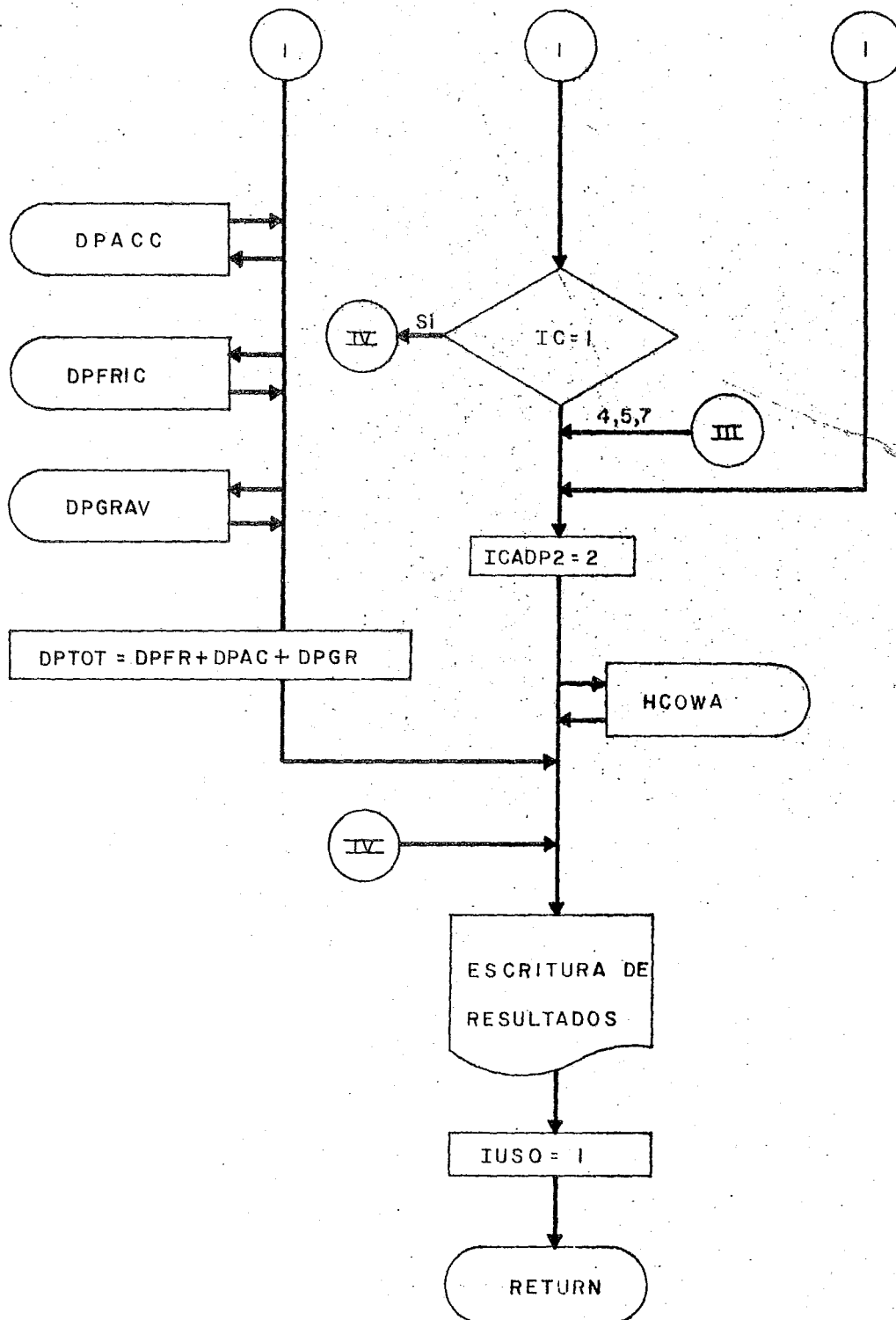
El tipo de cálculo a efectuarse, está determinado por un índice de cálculo IC.

IC=1 Cálculo de H

IC=2 Cálculo de DP

IC=3 Cálculo de ambos.





SUBROUTINE HYDR (TC)

OBJETIVO: CALCULO DEL COEFICIENTE DE TRANSFERENCIA DE CALOR POR
CONDENSACION Y/O CALCULO DE LA CAIDA DE PRESION
EN FLUJO A DOS FASES DENTRO DE DUCTOS DE SECCION
TRANSVERSAL UNIFORME.

DETALLES: CP Y H (MODELO ANGULAR) CORRELACIONES DE SOLIMAN
FRACCION DE VACIO POR CORRELACIONES DE ZIVI
PATRONES DE FLUJO POR MANDHANE
DE (AUXILIARI) POR LOCKHART-MARTINELLI
H (ESTRATIFICADO) POR CHADDOCK
H (ONDA) POR ROSSON-MYERS

SUBROUTINAS UTILIZADAS

RTFLO: CALCULO DE PATRONES DE FLUJO
ALFA: CALCULO DE LA FRACCION DE VACIO
DPFRIC: CALCULO DEL COMPONENTE POR FRICCION
DPACC: CALCULO DEL COMPONENTE POR ACELERACION
DPGRAV: CALCULO DEL COMPONENTE POR GRAVEDAD
HCOND: CALCULO DE H₁ CONDENSACION (ANULAR)
HONDA: CALCULO DE H₁ CONDENSACION (ONDA)
Y DP (LOCKHART-MARTINELLI)
HLESTRA: CALCULO DE H₁ CONDENSACION (ESTRATIFICADO)

OBSERVACIONES

1. CALCULO DE H₁
2. CALCULO DE DP
3. CALCULO DE AMBOS
4. CALCULO DE DP CON H COMO DATO. (EN COMMON)

DADO QUE NO SE CUENTA CON CORRELACIONES PARA CADA UNO DE LOS
Siete PATRONES DE FLUJO ESTABLECIDOS EN EL MAPA DE MANDHANE,
SE HAN LAS SUSTITUCIONES CONVENIENTES DE ACUERDO A LA SEME-
JANZA CON LOS MODELOS FISICOS DE LAS CORRELACIONES EXISTENTES.

SELECTION COMMONS

COMMON /INDI/ IF, IFASE, IPDS, IPF, IOLTC, IMET, IF, ITF

COMMON /CALC/ ALFA, PCON, DPFR, DPAC, DPTOT, HIOCL, HIOCV, HC, HR, HE,
HOCLE, HOCVE, REL, R₁, V, PSY, DP2FF, HFF, HJ

COMMON /PROPIN/ DEL1, DEL2, VIL, VIV, CTL, CTV, CPL, CPV, BETA,

ICVAP, VILN, VIVW, TINSUP

COMMON /ATOM/ DI, FT, TETA, DO, I, AFIL, DITE, DOTE

COMMON /TEMP/ TT1, TT2, T₁, TW, TC, TV, T1, T2, T01, T02, TSUE, TT01, TT02

```

COMMON /PROC/ WL,WV,X,ENT,VEV,VAP1,VAP2,CTSUE,WLE,WVE
C      G G G G G G G R RO RO
CALL PATFLU(ITF)
IF (IPF.GI.2) GO TO 10
11 WRITE(6,300)
300 FORMAT(5X,'EN HYDP,IPF=1 O 2 CORRESPONDE A OTRA RUTINA.')
IUSC=2
GO TO 100
12 IF (IC.NE.4) GO TO 20
GO TO (11,11,12,12,13,13,13,14,14),IPF
20 GO TO (11,11,21,21,22,22,22,23,23),IPF
23 CALL HCCND
IF (IC.EQ.1) GO TO 30
14 CALL ALFAZ
CALL DPACC
CALL DPFRIC
CALL OPERAV
PTOT=DPFR+DPAC+DPGR
GO TO 3
22 ICADP2=1
CALL HCCWA(HCWM,ICADP2)
CON=HCWM
IF (IC.EQ.1) GO TO 30
13 ICADP2=2
CALL HCCWA(HCWM,ICADP2)
CON=HCWM
GO TO 3
21 CALL HESTRA(HESTM)
CON=HESTM
IF (IC.EQ.1) GO TO 30
12 ICADP2=2
CALL HCCWA(HCWM,ICADP2)
CON=HCWM
30 WRITE(6,301)
301 FORMAT(5X,'EN HYDP TERMINA CALCULO TUSO=1.')
150 RETURN
DEBUG UNIT(8),SUBCHK,INIT,SUBTRACE
END

```

LEANK 83 DEANK 72 COMMON

Subrutina PATFLU (ITF)

Objetivo: Determinar el patrón de flujo a dos fases basado en el mapa de Mandhane.

R. Mandhane Ind. Engineering Chem. Vol. 32 pág. 115.

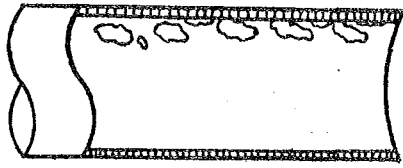
Para flujo adiabático a dos fases, los patrones de flujo observados son los que muestra la figura. Todos ellos pueden presentarse en la condensación de un vapor saturado, sujeto a la limitación de que en toda superficie condensante, existirá una película de condensado no obstante la configuración de flujo. Como en el caso del modelo estratificado.

La subrutina opera mediante un índice de tipo de fluido ITF,

ITF = 1 agua

ITF = 2 otro fluido.

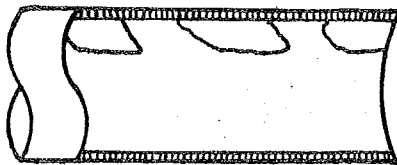
Calcula los parámetros de entrada al mapa, VV, VL y determina el patrón de flujo. En caso de no ser agua, los parámetros de entrada antes mencionados son corregidos en función de las propiedades físicas una vez determinado el



BURBUJA



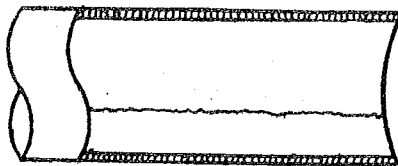
SLUG



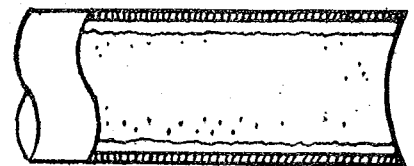
PISTON



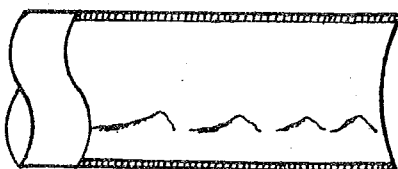
ANULAR



ESTRATIFICADO



ANULAR MIST

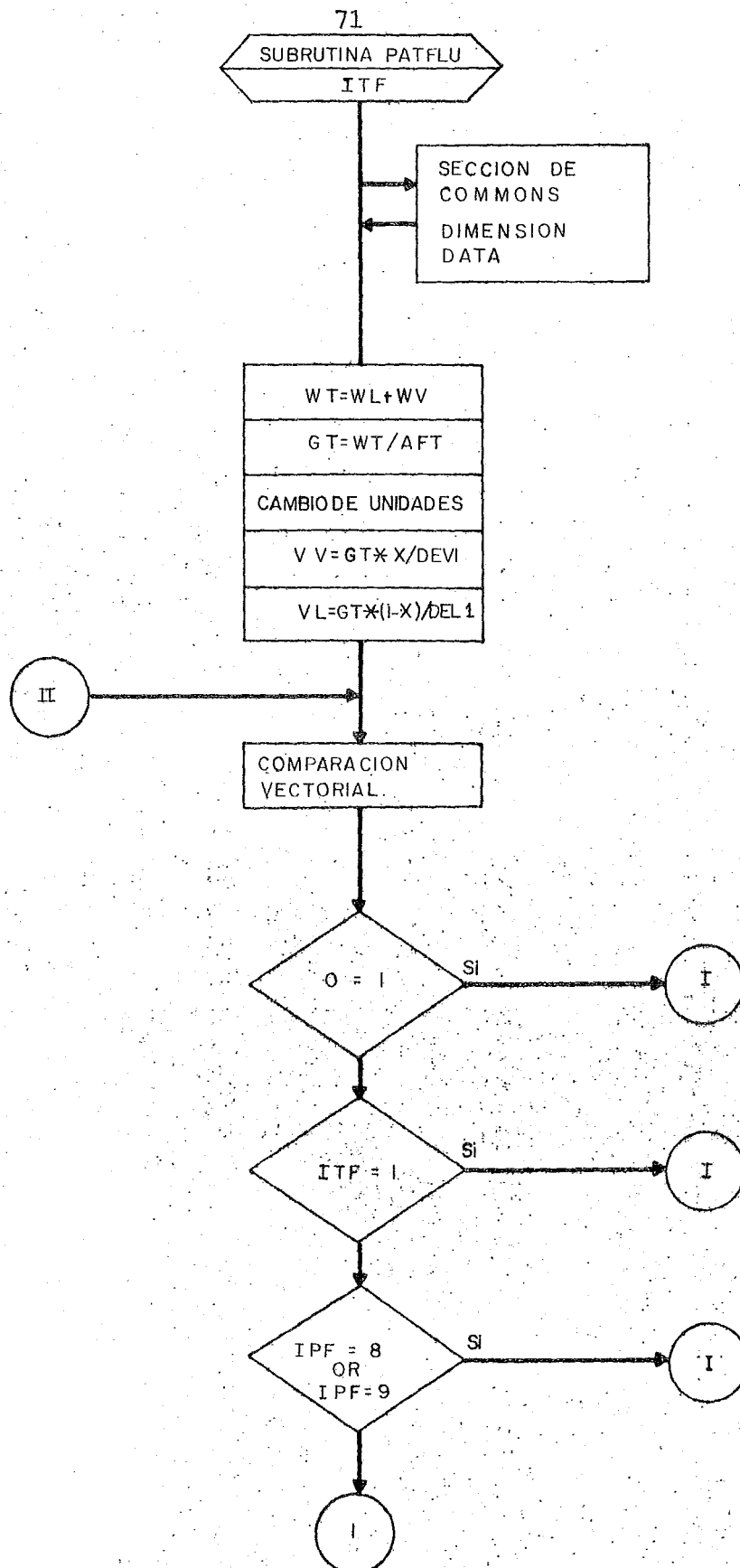


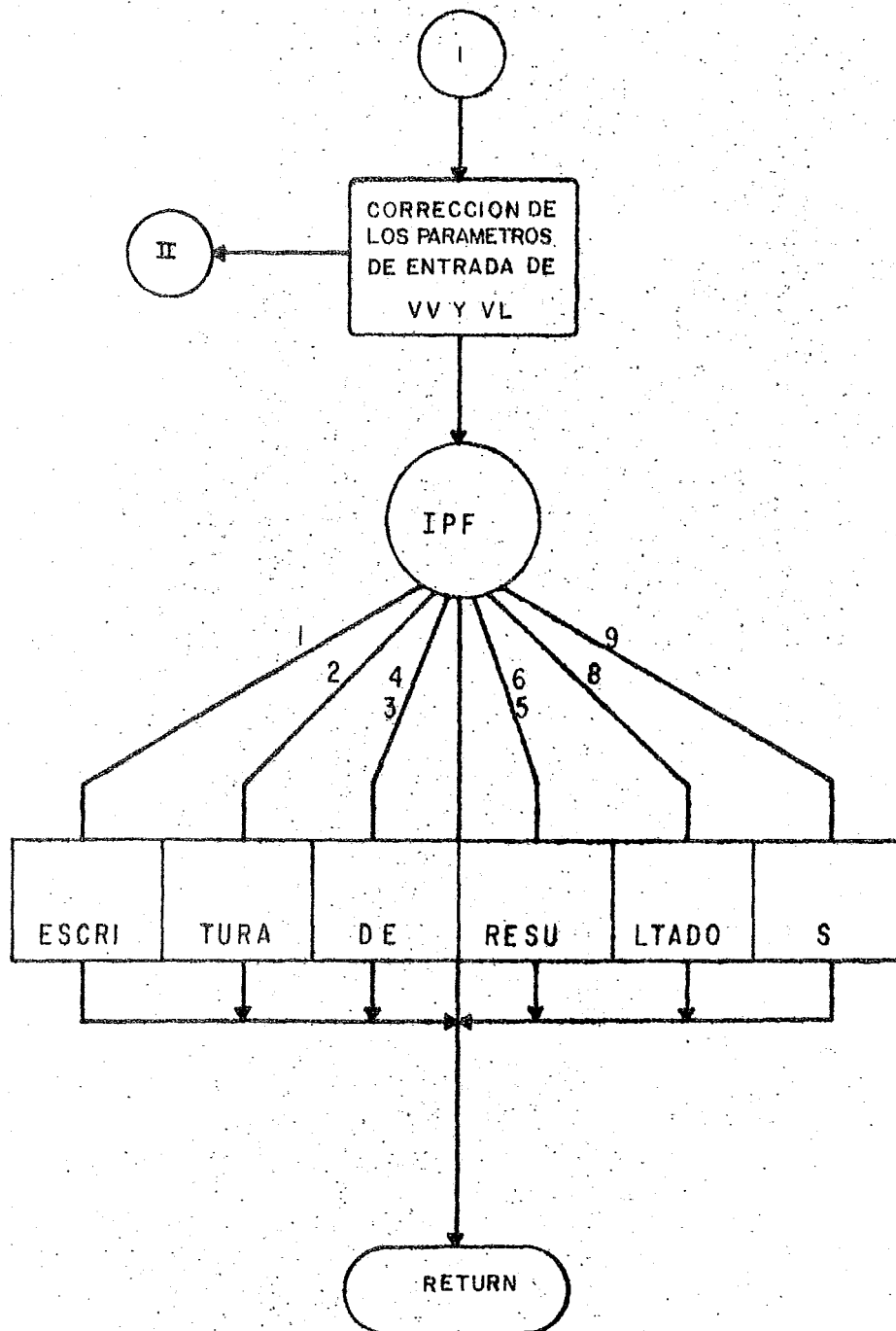
ONDA

FLUJO



patrón de flujo y se vuelve a entrar al mapa con dichos parámetros. Esto permite evaluar correctamente el tipo de patrón de flujo.





SUBROUTINE PATFLU(ITF)

OBJETIVO DETERMINAR EL PATRON DE FLUJO A DOS FASES BASADO EN
EL MAPA DE MANDHANE
(R. MANDHANE IND. ENGINEERING CHEM. VOL 32 P.113)

OBSERVACIONES LA SUBROUTINA OPERA CON UN INDICE DE TIPO DE
FLUIDO ITF. AL SER APLICADO A OTRO FLUIDO LOS PARAMETROS
DE ENTRADA VL Y VV COMO FUNCIONES DE LAS PROPIEDADES
DE DICHO FLUIDO REFERIDAS A LAS PROPIEDADES FISICAS
DEL AGUA . ITF=1 AGUA
=2 OTRO FLUIDO

DIMENSION XV(7),VT1(7),XH(9),VT2(9),A(7,9)

SECCION COMMONS

COMMON/PROFIN/ DEL1,DEVL,DEL2,VIL,VIV,CTL,CTV,CPL,CPV,

*BETA,CAVAP,VILW,VIW,TENSUP

COMMON /GEOM/ DI,AFT

COMMON /PROCA/ WL,WV,X

COMMON /INFI/ TE,IFASE,IPOS,IPF

DATA (XV(I),I=1,7)/.1,.33,.196,.16,.5,.5,1.0/,(VT1(I),I=1,7)/1.
12.,7.,4.,5.,6.,7./,(XH(J),J=1,9)/3.18,2.5,3.16,.8,11.,25.,96.,
2107./,(VT2(J),J=1,9)/1.,2.,3.,4.,5.,6.,7.,8.,9./,((A(I,J),I=1,7)
J=1,9)

4/1.,20.,20.,40.,40.,40.,40.,100.,50.,
* 31.,40.,40.,40.,40.,40.,40.,40.,40.,
* 40.,40.,40.,40.,40.,40.,40.,40.,40.,
* 40.,40.,40.,40.,40.,40.,40.,40.,40.,
* 40.,40.,40.,40.,40.,40.,40.,40.,40.,
* 40.,40.,40.,40.,40.,40.,40.,40.,40.,
* 40.,40.,40.,40.,40.,40.,40.,40.,40.,
* 40.,40.,40.,40.,40.,40.,40.,40.,40.,

IPF=1 DISPERSED BUBBLE

IPF=2 BUBBLE PLUG

IPF=4 ESTRATIFIED

IPF=5 SLUG

IPF=7 WAVE

IPF=8 ANNULAR MIST

IPF=9 ANNULAR

WT=WL+WV

GT=GT/AFT

CONVIERTE DE UNIDADES

GT=GT/7.73E-4

DEL=DEL1*1.184

DEVL=DEVL*1.184

VV=VW/X/DEVL

VL=VW(1.-X)/DEL1

```

11. IF(XV(I).GT.VL)GO TO 11
12. CONTINUE
13. DO 14 J=1,7
14. IF(XH(J).GT.VV) GO TO 21
15. CONTINUE
16. C
17. C
18. 21 BAL=A(8,-I,J)
19. RES=BAL/17
20. IG=RES
21. IPF=IG
22. RES=(RES-IG)*1
23. IF(RES.EQ.0) GO TO 200
24. C CALCULO DEL VALOR EQUIVALENTE DE LOS VECTORES DE TRANSICION
25. C VT1(I),VT2(J) AL VALOR REAL DE VL,VV EN EL XV,XH
26. C1=(VL-XV(I-1))/(XV(I)-XV(I-1))
27. X1=C1+VT1(I-1)
28. C2=(VV-XH(J-1))/(XH(J)-XH(J-1))
29. Y1=C2+VT2(J-1)
30. ISZ=1
31. B1=.5+VT1(I-1)
32. B66=VT2(J-1)+0.6666
33. B33=VT2(J-1)+0.3333
34. IR=IG-2
35. GO TO(22,23,23,23,23,24,25),IR
36. C PARA EL CASO DE PEND NEG
37. C
38. 22 VINI=2
39. VSUP=5
40. GO TO 26
41. 23 VINI=4
42. VSUP=5
43. GO TO 26
44. 24 VINI=7
45. VSUP=9
46. GO TO 26
47. 25 VINI=4
48. VSUP=7
49. 26 IPF=VINI
50. M=1
51. IF(Y1.LE.B1) GO TO 27
52. IF(Y1.LE.B3) GO TO 28
53. 29 IPF=VSUP
54. M=2
55. GO TO 29
56. 27 IF(Y.GT.366)GO TO 29
57. 28 CONTINUE
58. IF(A(I,J).EQ.52.OR.A(I,J).EQ.62)GO TO 444
59. IF(C.EQ.1)GO TO 201
60. IF(PIF.EQ.1) GO TO 201
61. IF(IPF.EQ. 8 .OR. IPF .EQ. 9) GO TO 201
62. DEL1=DEL1*16.0189
63. DEVI=DEVI*16.0189
64. TENSUP=TENSUP*(3.5E-8)
65. VIL=VIL*.014133
66. VIV=VIV*.014133
67. C1=(DEV1/1.395)**0.3333
68. C2=((DEL1*(1/724))/(1/VIL*TENSUP))**.25

```

```

121. X=(C1*C2*C3)
122. Y=(C2*C4)
123. L=VL
124. V=VV
125. ITF=1
126. GO TO(31,32,32,34,32,32,32,)IPF
127. 31 VL=L
128. VV=V*X
129. O=1
130. GO TO 359
131. 32 VL=L*Y
132. VV=V*X
133. O=1
134. GO TO 359
135. VL=L*(1./Y)
136. VV=V*X
137. O=1
138. GO TO 359
139. 21 GO TO(1,2,2,4,5,5,7,6,9,)IPF
140. IF(IE.EQ.1) WRITE(6,110)IPF,ISEG
141. 11 FORMAT(3X,'EN PAT FLU IPF(PATRON DISPERSED BUBBLE)',2I5)
142. IF(IE.LE.2) WRITE(6,111)ISEG,VL,VV,X,Y,IPF
143. 111 FORMAT(5X,'EN PAT FLU ISEG/VL/VV/X/Y/IPF=PATRON DISPERSED
144. BUBBLE',I3,2X,1P4E14.6,2X,I3)
145. GO TO 111
146. IF(IE.EQ.1) WRITE(6,110)IPF,ISEG
147. 211 FORMAT(3X,'EN PAT FLU IPF(PATRON BUBBLE PLUG)',2I5)
148. IF(IE.LE.2) WRITE(6,112)ISEG,VL,VV,X,Y,IPF
149. 112 FORMAT(5X,'EN PAT FLU ISEG/VL/VV/X/Y/IPF=PATRON BUBBLE PLUG',
150. I3,2X,1P4E14.6,2X,I3)
151. GO TO 111
152. IF(IE.EQ.1) WRITE(6,12)IPF,ISEG
153. 121 FORMAT(3X,'EN PAT FLU IPF(PATRON ESTRATIFIED)',2I5)
154. IF(IE.LE.2) WRITE(6,121)ISEG,VL,VV,X,Y,IPF
155. 122 FORMAT(5X,'EN PAT FLU ISEG/VL/VV/X/Y/IPF=PATRON ESTRATIFIED',
156. I3,2X,1P4E14.6,2X,I3)
157. GO TO 111
158. IF(IE.EQ.1) WRITE(6,13)IPF,ISEG
159. 131 FORMAT(3X,'EN PAT FLU IPF(PATRON SLUG)',2I5)
160. IF(IE.LE.2) WRITE(6,131)ISEG,VL,VV,X,Y,IPF
161. 132 FORMAT(5X,'EN PAT FLU ISEG/VL/VV/X/Y/IPF=PATRON SLUG',
162. I3,2X,1P4E14.6,2X,I3)
163. GO TO 111
164. 7 IF(IE.EQ.1) WRITE(6,14)IPF,ISEG
165. 141 FORMAT(3X,'EN PAT FLU IPF(PATRON WAVE)',2I5)
166. IF(IE.LE.2) WRITE(6,141)ISEG,VL,VV,X,Y,IPF
167. 142 FORMAT(5X,'EN PAT FLU ISEG/VL/VV/X/Y/IPF=PATRON WAVE',
168. 12X,1P4E14.6,2X,I3)
169. GO TO 111
170. 444 IF(M-1)445,445,446
171. 445 IPF=VSUP
172. GO TO 200
173. 446 IPF=VINP
174. GO TO 200
175. IF(IE.EQ.1) WRITE(6,15)IPF,ISEG
176. 151 FORMAT(3X,'EN PAT FLU IPF(PATRON ANNULAR MIST)',2I5)
177. IF(IE.LE.2) WRITE(6,151)ISEG,VL,VV,X,Y,IPF
178. 152 FORMAT(5X,'EN PAT FLU ISEG/VL/VV/X/Y/IPF=PATRON ANNULAR MIST',

```

```

      4F16.6,2X,13)
      GO TO 111
101.  IF(TE.EQ.1) WRITE(6,160) IPF,ISEG
102.  FORMAT(3X,'EN PATFLU IPF(PATRON ANNULAR',215)
103.  IF(TE.EQ.2) WRITE(6,161) ISEG,VL,VV,X,Y,IPF
104.  FORMAT(5X,'EN PAT FLU ISEG/VL/VV/X/Y/IPF=PATRON ANNULAR',
105.  113,2X,164,14.6,2X,13)
106.  111 GT=GT*737.338
107.  DEL1=DEL1/16.0184
108.  DEV1=DEV1/16.0184
109.  IF(ITF.EQ.1)GO TO 1111
110.  TENSUP=TENSUP/(3.5E-8)
111.  VIL=VIL/10.04133
112.  VIV=VIV/10.004133
113.  1111 RETURN
114.  DEFUNC UNIT(8),SUBCHK,INIT,SUBTRACE
115.  END

```

7. IFANK 775 DBANK 23 COMMON

Subrutina ALFAZ

Objetivo: Cálculo de la fracción de vacío en ductos circulares en posición horizontal.

Principio de mínima Entropía.

S.M. Zivi J. Heat Transfer 1964.

En estado estacionario un proceso termodinámico se caracteriza por producir un mínimo en la rapidez de generación de Entropía, sujeto a la limitación de que el proceso está lo suficientemente cercano al equilibrio.

Aplicando el principio de producción de mínima entropía en flujo a dos fases, se formula la rapidez de disipación de energía en términos de la fracción de vacío, y se calcula la fracción de vacío, que minimiza tal disipación.

Despreciando las variaciones de la fracción de vacío con respecto al tiempo, la presión, calidad del vapor y las velocidades locales de ambas fases, se establece formalmente el principio expresando:

$$dS \leq \frac{dQ}{T} \quad (1)$$

Por la primera ley de la termodinámica.

$$dE = dQ - d(PV) \quad (2)$$

$$dE = dQ - PdV - VdP \quad (3)$$

para fluidos incomprensibles $dV=0$.

Como la naturaleza del patrón de flujo anular lleva implícita una alta velocidad en la fase vapor, induce a un esfuerzo cortante promedio τ .

Considerando un corte transversal en un punto Z sobre la longitud del núcleo de vapor, como lo muestra la figura, se establece que para cualquier punto sobre algún diámetro del ducto, es decir para cualquier punto sobre la superficie del corte la presión P es la misma, y sólo varía a elementos diferenciales de longitud dZ sobre el núcleo de vapor.

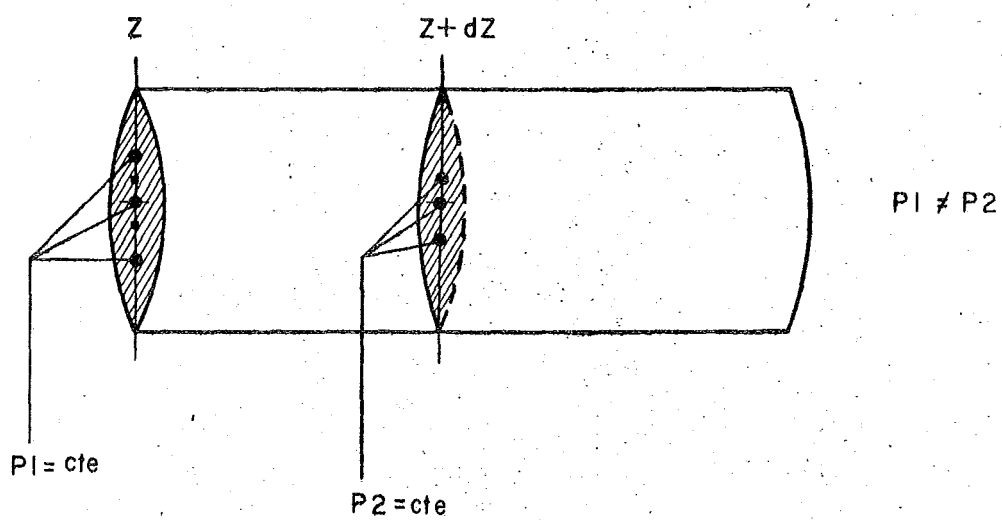
Consecuentemente en el punto de análisis Z , $dP = 0$

Aplicando las consideraciones anteriores a la ecuación (3) se obtiene:

$$dE = dQ \quad (4)$$

Substituyendo la ec. (4) en ec. (1)

$$dS = \frac{dE}{T} \quad (5)$$



de la ec. (5) se establece la proporcionalidad entre dS y dE .

El cambio diferencial de energía dE se puede aproximar a un cambio diferencial de energía cinética dE_c considerando que el flujo turbulento implica un esfuerzo cortante promedio TAU .

Por tanto el principio de producción de mínima entropía minimiza el flujo de energía cinética, es decir, la fracción de vacío $ALFA$ será tal que E_c es un mínimo, para tal efecto se expresa como:

$$\frac{dE_c}{d(ALFA)} = 0$$

A través del manejo y deducción de las fórmulas (ver apéndice) se obtiene:

$$ALFA = \left(\frac{1}{1 + (1-x)/x * (DEV1/DEL1)**2./3.} \right)$$

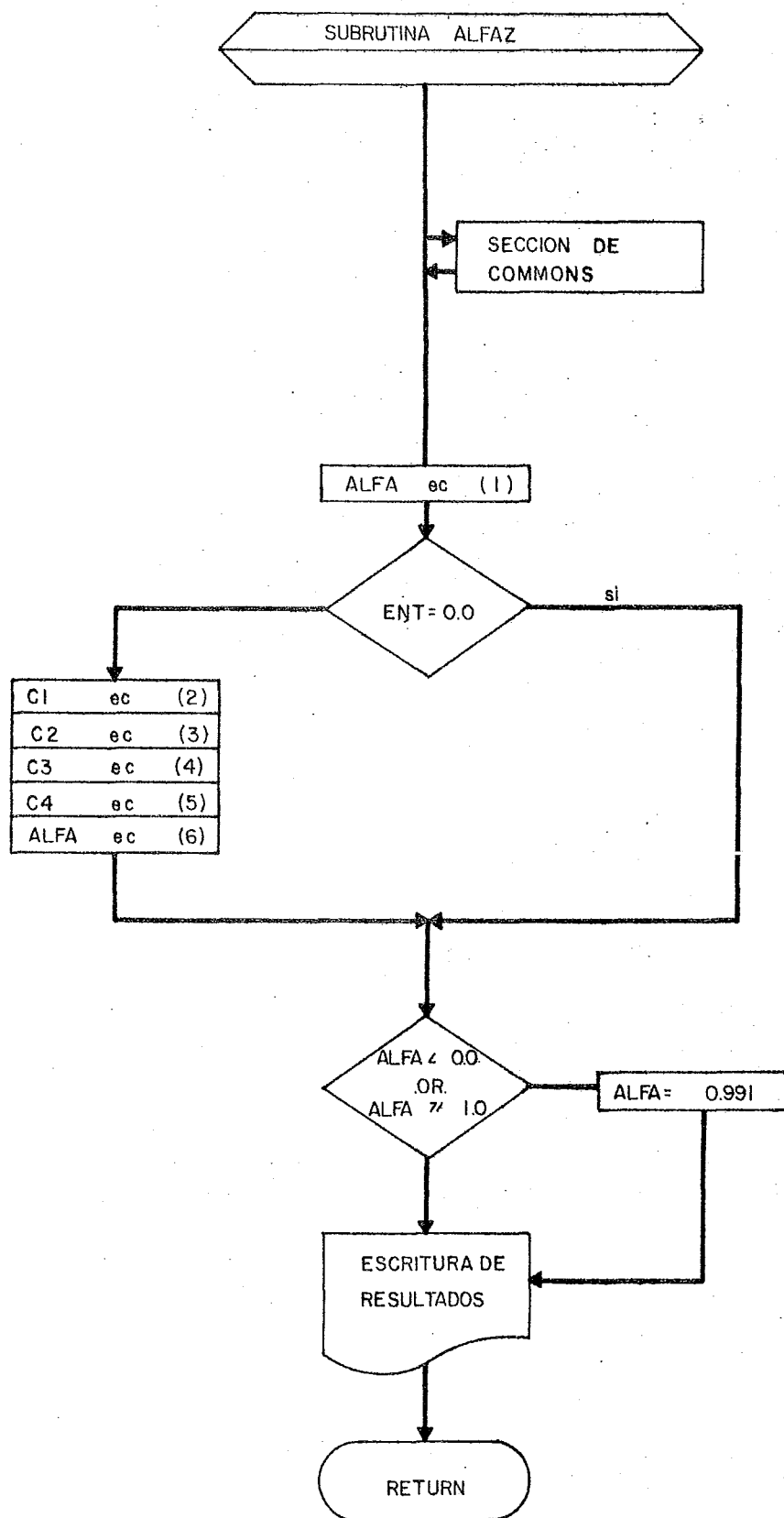
Para el caso de patrón de flujo Quasi anular es decir, cuando una fracción ENT de la fase líquida se encuentra dispersa en el núcleo de vapor en forma de pequeñas gotas de condensado y viajando a la velocidad del mismo VV , el resto del condensado fluye a una velocidad VL , el procedimiento es el mismo que en el caso anterior (ver apéndice) y se llega a

la expresión:

$$ALFA = (1. + ENT * (\frac{DEV1}{DEL1}) * (\frac{1. - x}{x}) + (1. - ENT) * (\frac{DEV1}{DEL1}) ** (2. / 3.) * (\frac{1. - x}{x}) *$$

$$\frac{(1. + ENT * (\frac{DEV1}{DEL1}) * (\frac{1. - x}{x})) ** 0.333}{1. + ENT * (\frac{1. - x}{x})} ** (-1.0)$$

Consignada en la bibliografía.



ECUACIONES SUBROUTINA ALFAZ

$$\text{ALFA} = 1. / (1. + ((1. - X) / X) * (\text{DEV1} / \text{DEL1}) ** 0.6666) \quad (1)$$

$$\text{C1} = 1. + (\text{ENT} * (\text{DEV1} / \text{DEL1}) * ((1. - X) / X)) \quad (2)$$

$$\text{C2} = ((1. - X / X) * (1. - \text{ENT}) * (\text{DEV1} / \text{DEL1}) ** 0.6666) \quad (3)$$

$$\text{C3} = 1. + (\text{ENT} * (\text{DEV1} / \text{DEL1}) * (1. - X) / X) \quad (4)$$

$$\text{C4} = 1. + (\text{ENT} * (1. - X) / X) \quad (5)$$

$$\text{ALFA} = 1. / (\text{C1} + \text{C2} * (\text{C3} / \text{C4}) ** 0.3333) \quad (6)$$

,BH*CE:TES.ALFAZ

*10/21/80-09 49

SUBROUTINE ALFAZ

```

1.
2. C*****
3. C
4. C    OBJETIVO CALCULO DE LA FRACCION DE VACIO EN DUCTOS CIRCULARES,
5. C    PASADO EN EL METODO DE MINIMA ENTROPIA.
6. C    (S. M. ZIVI    JOURNAL OF HEAT TRANSFER    1964)
7. C
8. C    OBSERVACIONES ESTE MODELO PERMITE CALCULAR LA FRACCION DE
9. C    VACIO EN FLUJO PURAMENTE ANULAR, Y EN FLUJO QUASI
10. C    ANULAR, ES DECIR EN PRESENCIA DE PEQUEÑAS GOTAS DE
11. C    DE CONDENSADO EN EL SENO DE LA FASE VAPOR Y A LA
12. C    VELOCIDAD DE LA MISMA.
13. C
14. C*****
15. C
16. C    SECCION COMMONS
17. C
18. C    COMMON /PROPIN/ DEL1,DEL1
19. C           R    D
20. C    COMMON /PROC/ WL,SV,X,ENT
21. C           R    R0
22. C    COMMON /INDI/ IF
23. C           K
24. C    COMMON /CALC/ ALFA
25. C           G
26. C
27. C    ALFA=1./(1.+((1.-X)/X)*(DEL1/DEL1)**.6666)
28. C    IF (ENT.FL.O.G) GO TO 1
29. C    C1=1.+(ENT*(DEL1/DEL1)*((1.-X)/X))
30. C    C2=((1.-X)/X)*(1.-ENT)*(DEL1/DEL1)**0.6666
31. C    C3=1.+(ENT*(DEL1/DEL1)*(1.-X)/X)
32. C    C4=1.+(ENT*(1.-X)/X)
33. C    ALFA=1./(C1+C2*(C3/C4)**0.3333)
34. C    1 IF (ALFA.LT.0.0.OR.ALFA.GE.1.)ALFA=0.991
35. C    ENT FRACCION DE CONDENSADO EN LA CORRIENTE GASEOSA
36. C    0<ENT<1.
37. C    IF (TE.GE.1) WRITE(6,100) ALFA
38. C    100 FORMAT(3X,'EN ALFAZ ALFA=',1P14.6)
39. C    CONTINUE
40. C    RETURN
41. C    DEBUT UNIT(8),SUPCHK,INIT,SQ,TRACL
42. C    END

```

16 IF AUK 61 DEBUT 8 COMMON

Subrutinas: DPGRAV, DPFRIC, DPACC, HCOND.

Subrutina DPGRAV.

Objetivo: cálculo del componente por gradiente gravitacional de caída de presión en flujo a dos fases. Patrón de flujo anular.

Subrutina DPFRIC.

Objetivo: cálculo del componente por fricción de caída de presión de flujo a dos fases. Patrón de flujo anular.

Subrutina DPACC.

Objetivo: cálculo del componente por aceleración por caída de presión en flujo a dos fases, Patrón de flujo anular.

Subrutina HCOND.

Objetivo: cálculo del coeficiente de transferencia de calor por condensación. Patrón de flujo anular.

Las subrutinas anteriores están referidas a ductos circulares de sección constante.

M. Soliman Journal of transfer 1968.

Fundamentos teóricos.

El mecanismo de la condensación dentro de ductos en posición horizontal, y en donde el patrón de flujo es del tipo anular, está afectado fundamentalmente por las

fuerzas de momentum, fricción y gravedad.

En un principio, este fenómeno se lleva a cabo sobre la pared (fría) del ducto, formándose poco a poco una película de condensado la cual posteriormente queda en contacto con el vapor condensante.

Dependiendo de la magnitud y orientación de las -- fuerzas antes mencionadas, la película líquida puede ser de espesor uniforme alrededor de la periferia del ducto, o puede tender a estratificarse con una capa de mayor espesor en el fondo del tubo. Esto es debido al efecto de la gravedad perpendicular al eje axial del ducto.

En la mayoría de los equipos industriales el patrón de flujo anular se mantiene sobre la mayor porción de la longitud condensante. Esto se apoya en el hecho de existir entre las fases líquida y vapor, altas relaciones de densidad, existiendo generalmente una fracción de líquido baja y en consecuencia un alto valor de velocidad en la fase de vapor.

Análisis del modelo de flujo:

El patrón de flujo anular, se considera como de ma-

yor influencia a lo largo del ducto, ya sea en posición vertical u horizontal.

El modelo físico está basado en la existencia de un campo de aceleración externa a , el cual actúa a lo largo del eje con la convención de signos mostrada en la figura 1.

Considérese un elemento diferencial dZ del núcleo de vapor. Figura 2, el esfuerzo por fricción F_v que existe en la interfase líquido-vapor, actúa en dirección opuesta al flujo de vapor.

La ecuación de momentum, establece que la suma de fuerzas actuando sobre un volumen dado de vapor en la dirección axial, es igual a la diferencia entre la suma de momentum a la salida y la suma de momentum a la entrada de dicho elemento de volumen:

$$\sum F_z = \sum M_{sal} - \sum M_{ent}$$

Aplicando la ecuación anterior al elemento diferencial de volumen del núcleo de vapor se obtiene:

$$\frac{-d(PAv)}{dz} - \frac{FvSv}{Gc} + \frac{DEV1(a)Av}{Gc} = \frac{1}{Gc} \frac{d}{dz} (Vv Wv) - \frac{Uvi}{Gc} \frac{d}{dz} Wvi$$

En donde Uv representa el valor promedio de la velocidad del vapor sobre la sección transversal del núcleo de vapor y Uvi es el componente axial a tiempo promedio de la velocidad a la cual las moléculas pasan del núcleo de vapor a la película de condensado.

Analogamente para la capa de condensado figura 3, se obtiene la siguiente expresión:

$$-\frac{d(PAl)}{dz} + \frac{FlSv}{Gc} - \frac{FoS}{Gc} + \frac{DEL1(a)Al(Ul Wl)}{Gc} - \frac{Uvi}{Gc} \frac{d}{dz} Wl$$

En donde Fl es el esfuerzo por fricción en el líquido a la interfase líquido-vapor, Fo es el esfuerzo en el líquido condensado a la pared del ducto y Ul es la velocidad promedio del líquido en la capa de condensado.

Si se considera que las variaciones en Al y Av son despreciables sobre el elemento dz y además se supone -- que no hay deslizamiento entre la fase líquida y la fase vapor en la interfase, entonces $Fl=Fv$.

Si las ecuaciones anteriores se expresan en función del gradiente de presión ($\frac{dP}{dz}$), se igualan y se reor-

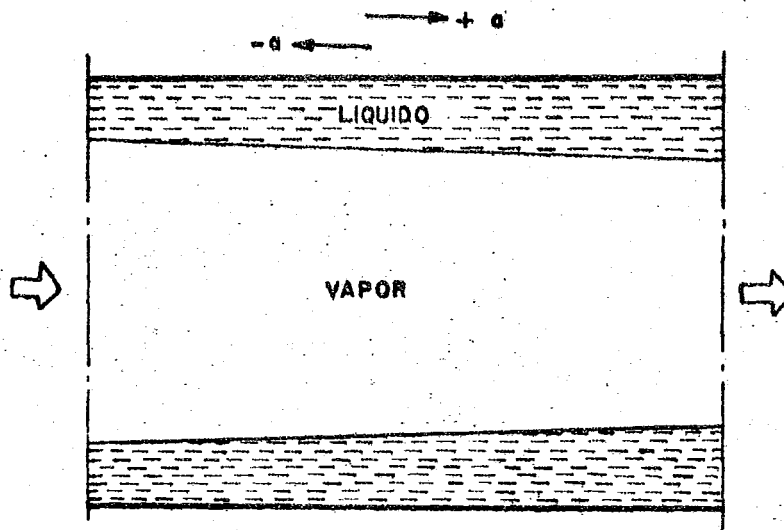


FIG. 1

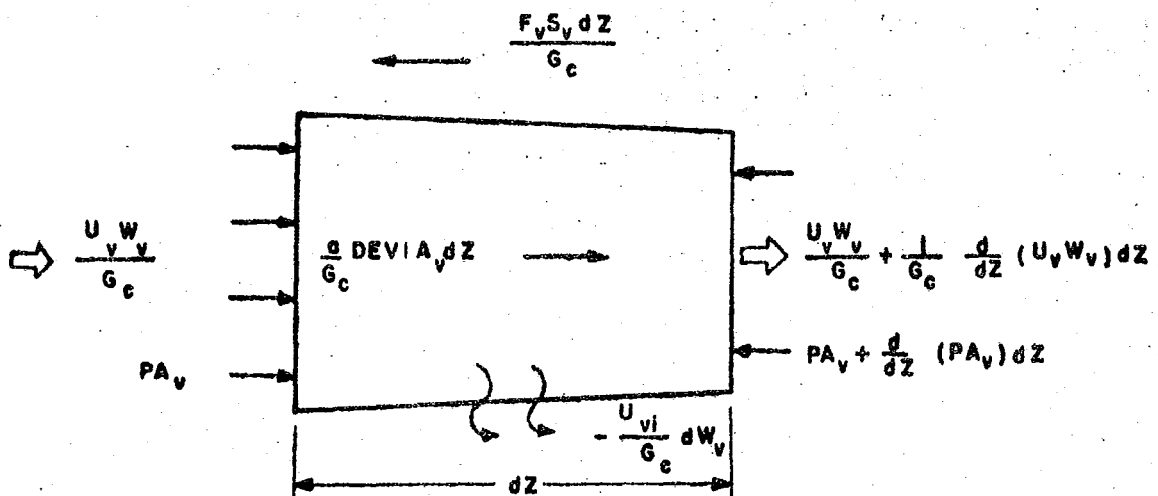


FIG. 2

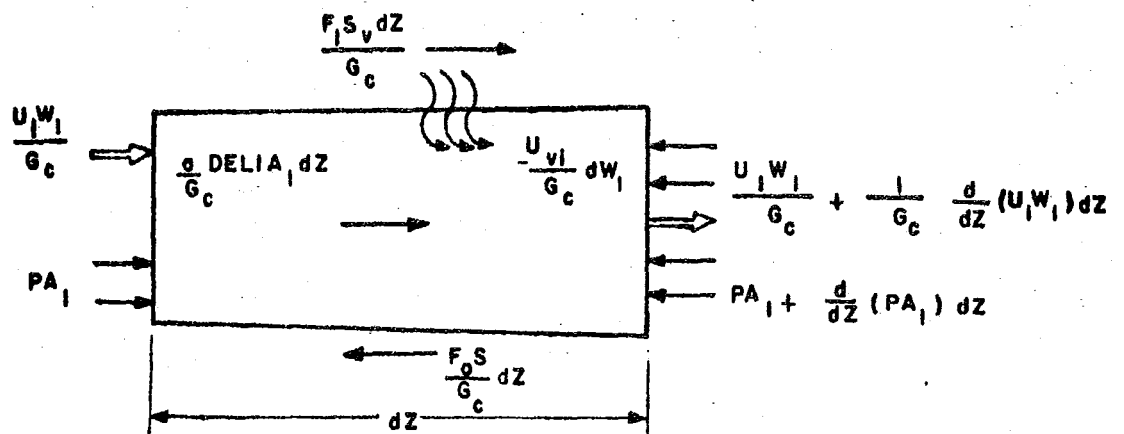


FIG. 3

denan, como resultado del tratamiento algebraico (ver --
apéndice) se obtiene la siguiente expresión:

$$F_o = F_f + F_m + F_a$$

$$F_f = F_v \frac{S_v}{S} \left(1 + \frac{A_v}{A_l}\right)$$

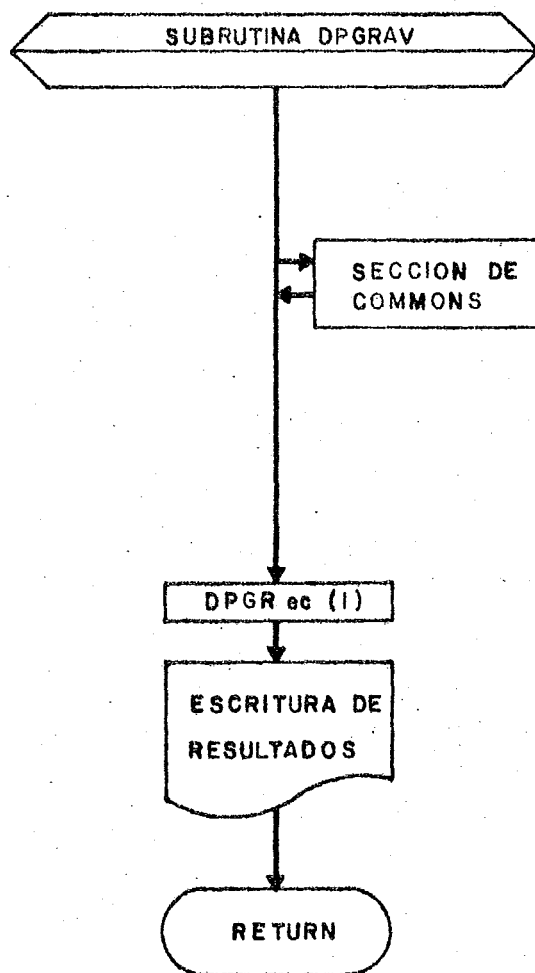
$$F_m = \frac{A_l}{A_v S} \frac{d}{dz} (U_v W_v) - \frac{1}{S} \frac{d}{dz} (V_l W_l) = \frac{U_{vi}}{S} \left(\frac{d}{dz} W_l - \frac{A_l}{A_v} \frac{d}{dz} W_v \right)$$

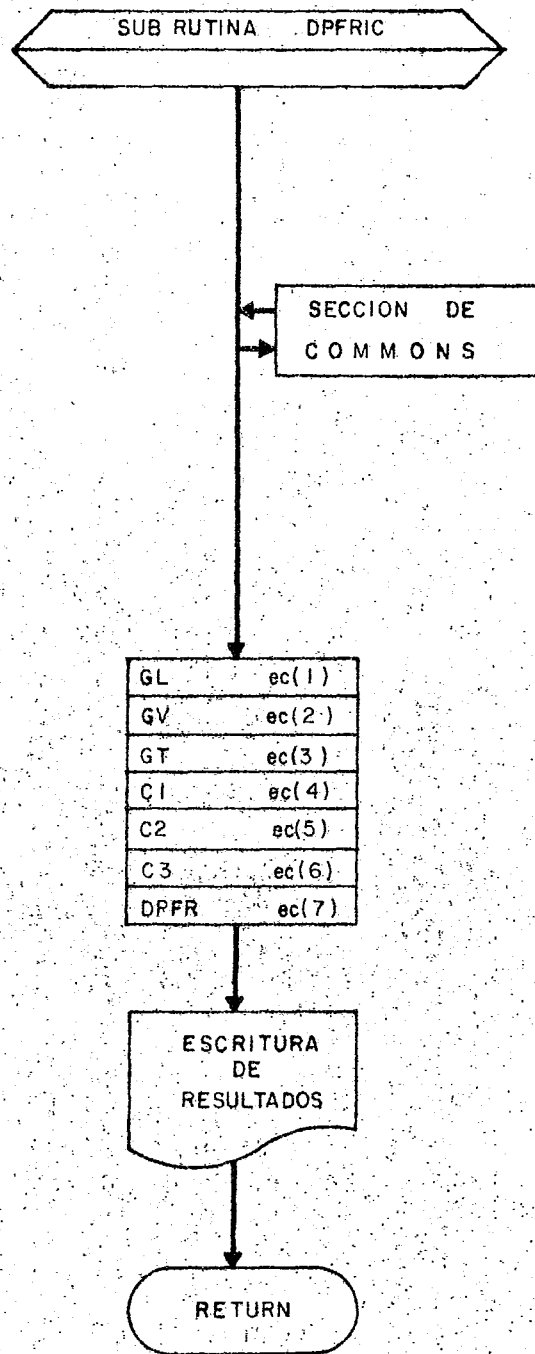
$$F_a = a \frac{A_l}{S} (DEL1 - DEV1)$$

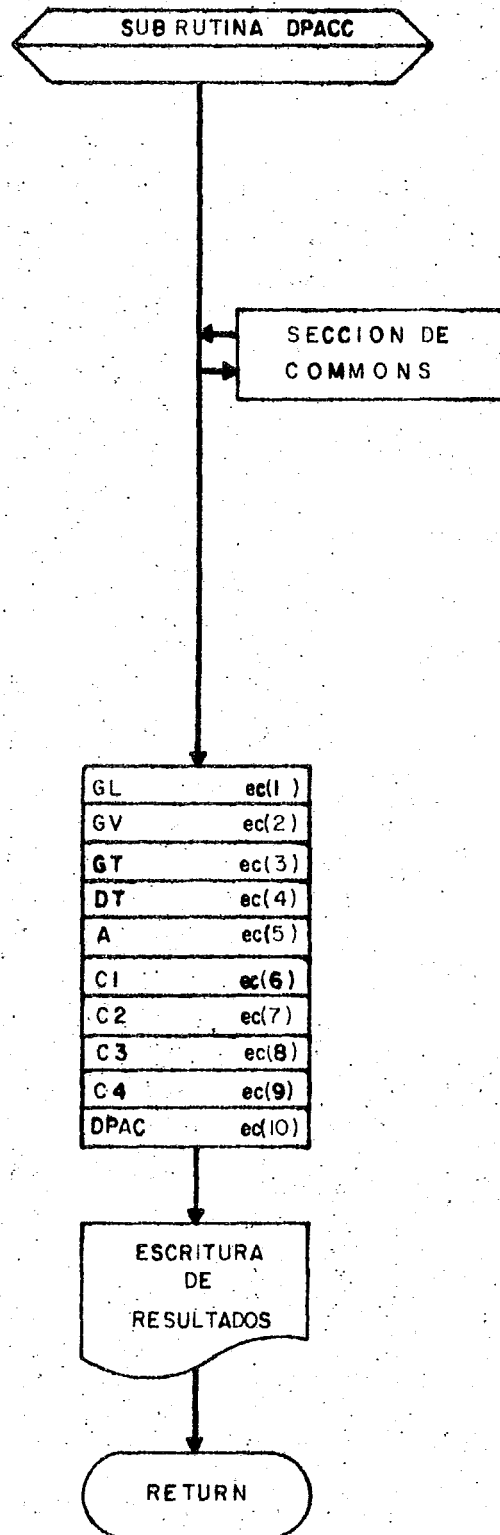
F_f representa el efecto de fricción en flujo a dos
fases.

F_m el efecto de cambios de momentum en el flujo.

F_a el efecto de un campo axial gravitacional sobre
la pared.



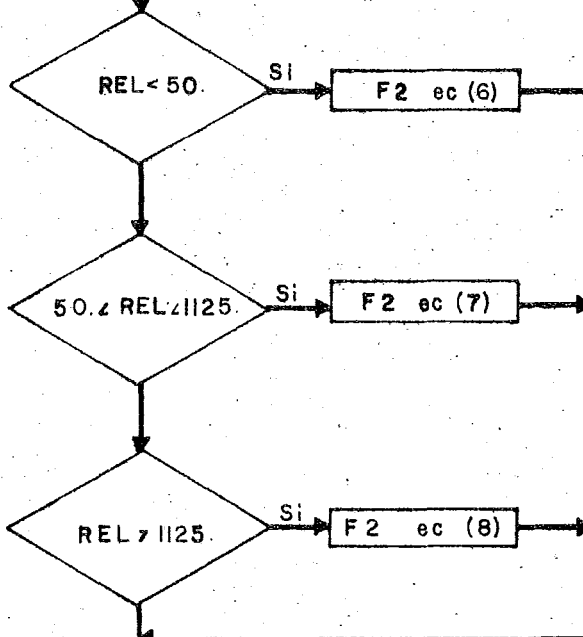




SUBROUTINA HCOND

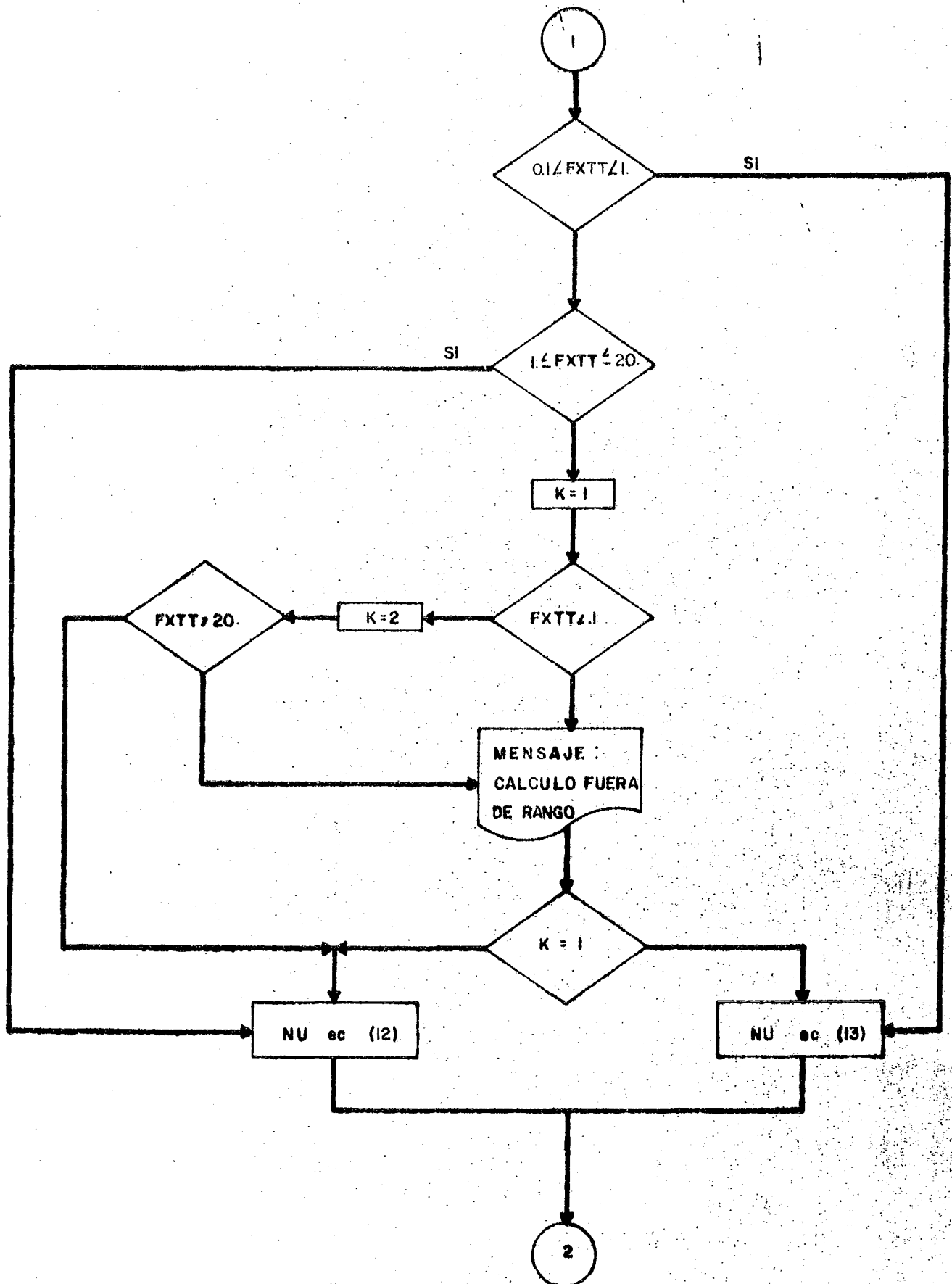
SECCION DE
COMMONS

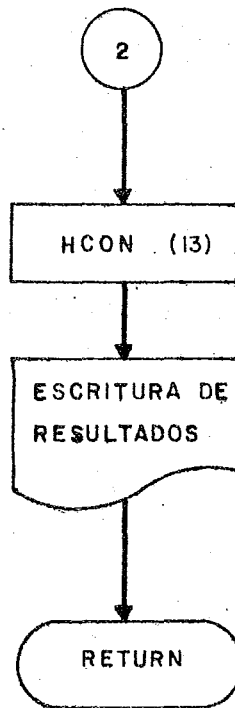
GL	ec	(1)
GV	ec	(2)
GT	ec	(3)
REL	ec	(4)
PRL	ec	(5)



XTT	ec	(9)
FXTT	ec	(10)

1





ECUACIONES SUBROUTINA DPGRAV

$$DPGR = \sin(TETA) * (ALFA * DEV1 + (1. - ALFA) * DEL1) \quad (1)$$

ECUACIONES SUBROUTINA DPFRICC

$$GL = WL/AFT \quad (1)$$

$$GV = WV/AFT \quad (2)$$

$$GT = GL + GV \quad (3)$$

$$C1 = 0.09 * GT * GT / (416923200. * DI * DEV1) * (GT * DI / VIV) ** (-0.2) \quad (4)$$

$$C2 = 5.7 * (VIL/VIV) ** 0.0523 * ((1.-X) ** 0.47) * (X ** 1.33) * (DEV1 / DEL1) ** 0.261 \quad (5)$$

$$C3 = 8.11 * ((VIL/VIV) ** 0.105) * (1.-X) ** 0.94 * (X ** 0.86) * (DEV1 / DEL1) ** 0.522 \quad (6)$$

$$DPFR = C1 * (X ** 1.8 + C2 + C3) \quad (7)$$

ECUACIONES SUBROUTINA DPACC

GL= WL/AFT	(1)
GV= WV/AFT	(2)
GT= GL/+GV	(3)
DT= TC-TW	(4)
A= 4.*HCON*DT/(GT*CAVAP)	(5)
C1= A*GT*GT/(416923200.*DI*DEV1)	(6)
C2= 2.*X+(1.-2*X)*(DEV1/DEL1)*0.3333	(7)
C3= 2.*(1.-X)*(DEV1/DEL1)	(8)
C4=2.*(1.-X)*(DEV1/DEL1)	(9)
DPAC= C1*(C2+C3-C4)	(10)

ECUACIONES SUBROUTINA HCON

$GL = WL/AFT$ (1)
 $GV = WV/AFT$ (2)
 $GT = GL + GV$ (3)
 $REL = (1.-X) * GT * DI / VIL$ (4)
 $PRL = CPL * VIL / CTL$ (5)
 $F2 = 0.707 * PRL * REL ** 0.5$ (6)
 $F2 = 5. * PRL + 5 * ALOG(1 + PRL * (0.09636 * REL ** 0.585 - 1))$ (7)
 $F2 = 5. * PRL + 5. * ALOG(1. + 5 * PRL) + 2.5 * ALOG(0.0031 * REL ** 0.812)$ (8)
 $XTT = (VIL / VIV) ** 0.1 * ((1.-X) / X) ** 0.9 * (DEV1 / DEL1) ** 0.5$ (9)
 $FXTT = 0.15 * (1. / XTT + 2.85 * XTT ** (-0.476))$ (10)
 $NU = FXTT * REL * PRL / F2$ (11)
 $NU = (FXTT ** 1.15) * PRL * REL ** 0.9 / F2$ (12)
 $HCON = NY * CTL / DI$ (13)

,EN#CEETES.DPGRAV

*10/22/80-08 31

```

1.      SUBROUTINE DPGRAV
2.      C*****
3.      C
4.      C      OBJETIVO CALCULO DEL COMPONENTE POR GRADIENTE GRAVITACIONAL
5.      C      DE CAIDA DE PRESION EN FLUJO A DOS FASES DENTRO DE
6.      C      DUCTOS DE SECCION CONSTANTE.
7.      C      (M. SOLIMAN J. HEAT TRANSFER 1968)
8.      C      (M. ROHSENOW HANDBOOK OF HEAT TRANSFER P.12-21)
9.      C
10.     C      OBSERVACIONES LAS VELOCIDADES ATRIBUIDAS A CADA FASE DEBEN PER-
11.     C      MANECER CONSTANTES,NO NECESARIAMENTE IGUALES Y MANTENER
12.     C      TENER LA MASA VELOCIDAD CONSTANTE. ESTO ES PARA EVITAR
13.     C      CAMBIOS EN EL PATRON DE FLUJO. EL GRADIENTE LOCAL DE
14.     C      PRESION ES FUNCION DEL FLUJO LOCAL Y DE LOS PARAMETROS
15.     C      DEL FLUX DE CALOR.
16.     C
17.     C*****
18.     C
19.     C      SECCION COMMONS
20.     C
21.     C      COMMON/PROPIN/ DEL1,DEVI
22.     C               R      R
23.     C      COMMON/GEOM/DI,AFT,TETA
24.     C               R
25.     C      COMMON/INDI/ IE
26.     C               F
27.     C      COMMON/CALC/ ALFA,HCON,DPFR,DPAC,DPGR
28.     C               R      G
29.     C      DPGR=SIN(TETA)*(ALFA*DEVI+(1.-ALFA)*DEL1)
30.     C      IF(IE.LE.2)WRITE(6,100) DPGR
31.     C      100 FORMAT(3X,'EN DPGRAV DPGR=',1PE14.6)
32.     C      RETURN
33.     C      DEBUC UNIT(8),SUBCHK,INIT,SUBTRACE
34.     C      END

```

33 IBANK 28 DBANK 11 COMMON

*,*CALCULO.DPFIC
 10/1/80-09 48

```

1.      SUPROUTINE LPFIC
2.      C*****
3.      C
4.      C      OBJETIVO: CALCULO DEL COMPONENTE POR FRICCION DE CAIDA DE PRESION
5.      C      EN FLUJO A DOS FASES DENTRO DE DUCTOS UNIFORMES.
6.      C      (M. SOLIMAN - J. HEAT TRANSFER 1968)
7.      C
8.      C      OBSERVACIONES: EL ESFUERZO CORTANTE DEL VAPOR ES EL RESULTADO
9.      C      DE LA FRICCION ENTRE EL VAPOR Y LA PELICULA DE CON-
10.     C      DEENSADO. LA NATURALEZA DEL CALCULO ES PUNTUAL ES DECIR
11.     C      ESTIMA EL VALOR DEL COMPONENTE DE CAIDA DE PRESION POR
12.     C      UNIDAD DE LONGITUD.
13.     C
14.     C*****
15.     C
16.     C      SECCION COMMONS
17.     C
18.     C      COMMON /PROP/ DEL1,DEVI,DEL2,VIL,VIV
19.     C               R      R      R      R
20.     C      COMMON /PROP/ DI,AFT
21.     C               R      R
22.     C      COMMON /PROP/ WL,WV,X
23.     C               R      R      R
24.     C      COMMON /INDI/ IF
25.     C               R
26.     C      COMMON /CALC/ ALFA,HCON,DPFIC
27.     C               D
28.     C
29.     C      GL=WL/AFT
30.     C      GV=WV/AFT
31.     C      GT=GL+GV
32.     C      C1=-0.05*GT*(416923200.*GT*DEVI)*(GT*GT/VIV)**(-0.2)
33.     C      C2=5.7*(VIL/VIV)**0.0523*((1.-X)**0.47)*(X**1.33)*((DEVI/DEL1)
34.     C      1**0.26)
35.     C      C3=8.11*((VIL/VIV)**0.135)*((1.-X)**0.94)*(X**0.86)*((DEVI/DEL1)
36.     C      1**0.522)
37.     C      DPFIC=C1*(X**1.8+C2+C3)
38.     C      IF (IF.EQ.1) WRITE(6,100) DPFIC
39.     C      100 FORMAT(3X,'EN DPFIC DPFIC=',1P16.6)
40.     C      IF (IF.LE.2) WRITE(6,101)GL,GV,GT,C1,C2,C3
41.     C      101 FORMAT(5X,'EN DPFIC GL/GV/GT/C1/C2/C3=',1P6E14.6)
42.     C      RETURN
43.     C      DEBUC UNIT(8),SUBCHK,INTT,SUBTRACE
44.     C      END

```

130 IPANK 126 IPANK 14 COMMON

PH*CFETES,DPACC

*10/71/80-09 48

```

1.      SUBROUTINE DPACC
2.      C*****
3.      C
4.      C      OBJETIVO. CALCULO DEL COMPONENTE POR ACELERACION DE CAIDA DE
5.      C      CAIDA DE PRESTON EN FLUJO A DOS FASES DENTRO DE DUC-
6.      C      TOS Y CON SECCION TRANSVERSAL CONSTANTE.
7.      C      (M. SOLIMAN J. HEAT TRANSFER 1968)
8.      C      (M. ROMSENOW HANDBOOK OF HEAT TRANSFER P.12-21)
9.      C
10.     C      OBSERVACIONES LOS VALORES DE MASA VELOCIDAD DEBEN PERMANECER
11.     C      CONSTANTES, NO NECESARIAMENTE IGUALES PARA EVITAR
12.     C      CAMBIOS EN EL PATRON DE FLUJO.
13.     C
14.     C*****
15.     C
16.     C      SECCION DE COMMONS
17.     C
18.     C      COMMON/PROPIN/DEL1,DEV1,DELP,VIL,VIV,CTL,CTV,CPL,CPV,BETA,
19.     C      P      R
20.     C      ICAVAP
21.     C      R
22.     C      COMMON/GLOH/DI,AFT
23.     C      R      R
24.     C      COMMON/PROC/HL,WV,X
25.     C      P      R      R
26.     C      COMMON/T/DI, IE
27.     C      R
28.     C      COMMON/CALC/ALFA,HCON,GPFR,DPAC
29.     C      R      O
30.     C      COMMON/TEMP/TT1,TT2,TF,TW,TC,TV
31.     C      R      R
32.     C      GL=HL/AFT
33.     C      GV=WV/AFT
34.     C      CT=GL+GV
35.     C      LT=TV-TW
36.     C      A=4.*HCON*DT/(GT*CAVAP)
37.     C      C1=A*GT*CT/(416923200.*DI*DEV1)
38.     C      C2=2.*X+(1.-2.*X)*(DEV1/DEL1)**0.3333
39.     C      C3=(1.-2.*X)*(DEV1/DEL1)**0.6666
40.     C      C4=2.*(1.-X)*(DEV1/DEL1)
41.     C      DPAC=C1*(C2+C3-C4)
42.     C      IF(IE.EQ.1) WRITE(6,100) DPAC
43.     C      100 FORMAT(3X,'EN DPACC DPAC=' 1P14.6)
44.     C      IF(IE.LE.2) WRITE(6,101) GT,A,DT,C1,C2,C3,C4
45.     C      101 FORMAT(5X,'EN DPACC GT/A/DT/C1/C2/C3/C4=' 1P7E14.6)
46.     C      RETURN
47.     C      DEBUG UNIT(8),SUPCHK,INTT,SUPTRACF
48.     C      END

```

33 IFANK 118 DBANK 27 COMMON

```

1.      SUBROUTINE HCOND
2.      C*****
3.      C
4.      C      OBJETIVO CALCULO DEL COEFICIENTE DE TRANSFERENCIA DE CALOR
5.      C      POR CONDENSACION EN DUCTOS DE SECCION UNIFORME.MODELO
6.      C      ANULAR.
7.      C      (M. SOLIHAN J. HEAT TRANSFER 1968)
8.      C      (M. ROHSENOW HANDBOOK OF HEAT TRANSFER P.12-23)
9.      C
10.     C      OBSERVACIONES LA NATURALEZA DEL CALCULO ES PUNTUAL,EL COEFI-
11.     C      CIENTE DE TRANSFERENCIA DE CALOR POR CONDENSACION
12.     C      MEDIO SE VALUA COMO EL PROMEDIO DE LOS VALORES DEL
13.     C      COEFICIENTE DE TRANSFERENCIA DE CALOR EVALUADO PARA
14.     C      CADA INTERVALO DE LONGITUD DL.
15.     C
16.     C*****
17.     C
18.     C      SECCION COMMONS
19.     C
20.     C      COMMON /PROPIN/ DEL1,DEV1,DEL2,VIL,VIV,CTL,CTV,CPL
21.     C               R      R      R      R      R      R
22.     C      COMMON /GEOM/ DI,AFT
23.     C               R      R
24.     C      COMMON /PROC/ WL,WV,X
25.     C               R      R      R
26.     C      COMMON /INDI/ IE
27.     C               R
28.     C      COMMON /CALC/ ALFA,HCON
29.     C               G
30.     C      GL=WL/AFT
31.     C      GV=WV/AFT
32.     C      GT=GL+GV
33.     C      REL=(1.-X)*GT*DI/VIL
34.     C      PRL=CPL*VIL/CTL
35.     C      IF(REL.LT.50.0) F2=0.707*PRL*REL**0.5
36.     C      IF(REL.GT.50. .OR.REL.LT.1125.0)F2=5.*PRL+5*ALOG(1.+PRL*
37.     C      1(0.09636*REL**0.585-1.0))
38.     C      IF(REL.GT.1125.0)F2=5.*PRL+5.*ALOG(1.+5.*PRL)+2.5*ALOG(0.0031*
39.     C      2PRL**0.812)
40.     C      XTT=(VIL/VIV)**0.1*((1.-X)/X)**0.9*(DEV1/DEL1)**0.5
41.     C      FXTT=0.15*(1./XTT+2.85*XTT**(-0.476))
42.     C      IF(FXTT.GT.0.1.OR.FXTT.LT.1.0)NU=FXTT*REL*PRL/F2
43.     C      IF(FXTT.GT.1.0.OR.FXTT.LT.20.0)NU=(FXTT**1.15)*PRL*REL**0.9/F2
44.     C      K=1
45.     C      IF(FXTT.LT.0.1) GO TO 90
46.     C      K=2
47.     C      IF(FXTT.GT.20.) GO TO 90
48.     C      11 NU=(FXTT**1.15)*PRL*REL**0.9/F2
49.     C      GO TO 12
50.     C      10 NU=FXTT*REL*PRL/F2
51.     C      12 HCON=NU*CTL/DI
52.     C      GO TO 92
53.     C      90 WRITE(6,91)
54.     C      91 FORMAT(5X,'CALCULO FUERA DE RANGO')
55.     C      IF(K.EQ.1) GO TO 10
56.     C      GO TO 11
57.     C      92 IF(IE.EC.1)WRITE(6,100)HCON
58.     C      100 FORMAT(3X,'FN HCOND HCON=' ,1PE14.6)

```

```
59. IF (TE.LF.2) WRIT(6,101)CT,RFL,PRL,F2,XTT,EXTT  
60. 101 FORMAT('X, 'EN ACCND GT/REL/PRL/F2/XTT/EXTT=' ,1P6F14.6)  
61. RETURN  
62. DEBUG UNIT(9),SUBCHK,INIT,SUBTRACF  
63. END
```

FTN 287 IBANK 181 DBANK 10 COMMON

Subrutina HESTRA (HESTM)

Objetivo: Cálculo del coeficiente de transferencia de calor por condensación. (Modelo estratificado)

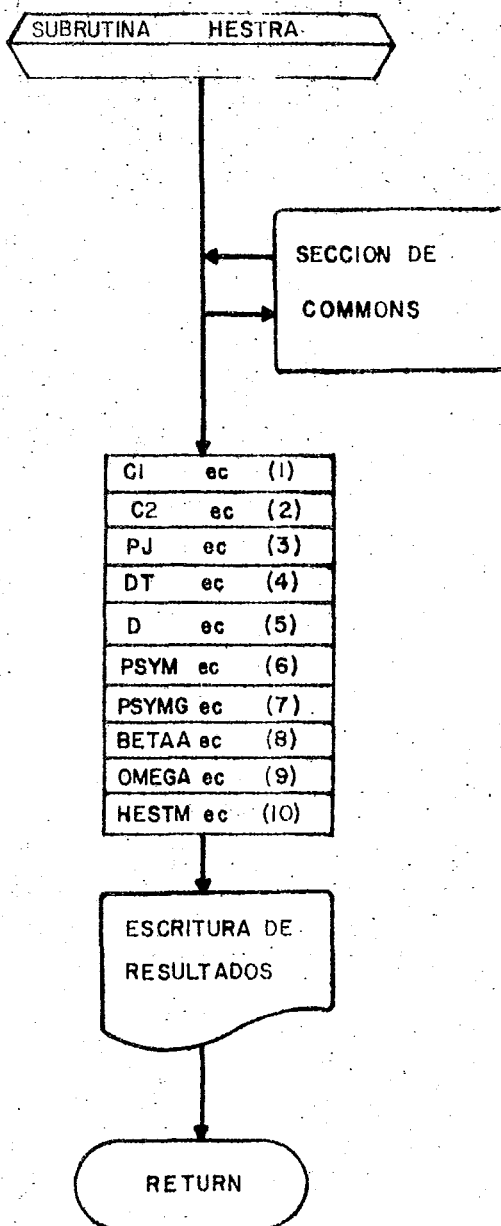
Chaddock J. B. Refrigerating Engineering 1957

Se considera un flujo laminar descendiente para todo el espesor de película que moja completamente la periferia del ducto.

La película de condensado, desciende al fondo del ducto considerando únicamente el efecto de aceleración de la gravedad, así el efecto de velocidad del vapor sobre el espesor de película se desprecia. Supone una diferencia DT constante entre T_V y T_W .

El modelo propone un coeficiente como función de un grupo de propiedades físicas-aceleración debida a la gravedad, denominado como PJ , y de un ángulo efectivo medio, medido desde la porción superior del ducto hasta la zona interior del ducto en donde se lleva a cabo el fenómeno de condensación.

Dicho coeficiente representa el fenómeno de la condensación para modelo de flujo estratificado.



ECUACIONES SUBROUTINA HESTRA

C1= (DEL1-DEV1)*416923200.*(CTL**3) (1)
C2= VIL*(DEL1*CAVAP)**3 (2)
PJ= (C1/C2)**0.25 (3)
DT= TV-TW (4)
D= DI*12. (5)
PSYM= 3.1416-((0.47*PJ*LT*(DT)**0.75)/(D**2.75))**0.142 (6)
PSYMG= PSYM*57.2957 (7)
BETA1= 0.899069+(0.199586E-3)*PSYMG-(0.619363E-5)*
PSYMG*PSYMG (8)
OMEGA= PJ*DEL1*CAVAP (9)
HESTM= (PSYM/3.1416)*((BETA1*OMEGA)/(DI*DT)**0.25) (10)

***** HESTER (HEST) *****

RESUMEN: CALCULO DEL COEFICIENTE DE TRANSFERENCIA DE CALOR EN
CONDENSACION. (MODELO ESTRATIFICADO)
(CHADDOCK J. B. REFRIGERATING ENGINEERING 195

PROBLEMA: SE CONSIDERA UN FLUJO LAMINAR DESCENDIENTE POR
TUBO EL ESPESOR DE PELICULA QUE MOJA COMPLETAMENTE
PERIFERIA DEL DUCTO.
LA PELICULA DE CONDENSADO DESCIENDE AL FONDO DEL TUBO
CONSIDERANDO ÚNICAMENTE EL EFECTO DE GRAVEDAD, ASÍ
EFECTO DE LA VELOCIDAD DEL VAPOR SOBRE EL ESPESOR
DE LA PELICULA SE DESPRECIA. SE SUPONE UNA DIFERENCIA DE
TEMPERATURA ΔT CONSTANTE ENTRE T_v Y T_w

***** COMMONS *****

COMMON /CALC/ALFA, HCON, DPER, DPAC, DUGO, OPTOT, HIOCL, HICCV, HIOCL,
G G G G G G G G

HIOCL, HICCV, REL, REV, PSY, LPRFP, FTF, F,
G G G G G G G G

COMMON /PROFIN/ DELT, DVA, DCLB, VIL, VIV, CIL, CTV, CPL, CPV,
F R R R R

, ECLA, CAVAP
R

COMMON /CORA/ DI, AFT, TETA, DC, LT,
R R R

COMMON /TEMP/ T1, T2, TE, TW, TENV,
R

COMMON /INTE/ I,
R

CALCULO DEL GRUPO PU DE PROPIEDADES FISICAS-GRAVEDAD PARA
CONDENSACION LAMINAR DE PELICULA.

C1=(DEL1-DLV1)*0.169332+1.*(CIL+43)

C2=VEL*(DEL1+CAVAP)*43

PU=(C1/2)*40.2

ET=TV-TS

CALCULO DEL VALOR MEDIO DEL ANULO EFECTIVO PSYM

DE EL DIAMETRO INTERNO EN PULGADAS

DECT=12.

PSYM=7.1410-((0.47*PU*LT*(CT)*1.75)/(D**2.75))*0.142

CALCULO DEL PARAMETRO GEOMETRICO RETA EN FUNCION DEL

ANGULO EFECTIVO PSYMG. (EXPRESADO EN GRADOS)

PSYMG=PSYM*7.2037

DEL1=1.599-59+(0.1025551-3)*PSYMG-(0.519763E-5)*PSYMG*PSYMG

CALCULO DEL COEFICIENTE HEST

OMEGA=PU*DEL1*CAVAP

HEST=/(PSYM/0.1416)*((CTIA+OMEGA)/(CT+1))*1.25)

IF(CTLE,0.1) *PITE(6,2.0) HEST=

FOR(1,10,1) *HEST=HEST*0.2214,5)

IF(CTLE,0.1) *PITE(6,1.1) PU, DT, PSYM, DECT, OMEGA

FOR(1,10,1) *HEST=PU/DT/PSY/DECT/OMEGA*0.1, (PSE11.4)

HEST=

HEST, 3.5 CIP, CIP, CIP, CIP, CIP

END

110

LAL FF 14 IBANK 135 DBANK 42 C01 07

AF 10

Subrutina HCOWA (HCWM, ICADP2).

Objetivo: Cálculo del coeficiente de transferencia de calor por condensación dentro de ductos de sección uniforme y con velocidad de vapor moderada. Modelo -onda, y/o cálculo de la caída de presión en flujo a dos fases mediante las correlaciones de LOCKHART-MARTINELLI.

H. Rosson A. Myers Chem. Eng. Prog. Sym. Ser. 1965.

A. Degance R. Atherton Chemical Engineering 1970.

La subrutina opera mediante un índice de cálculo ICADP2:

ICADP2 = 1 Cálculo de H

ICADP2 = 2 Cálculo de DP

ICADP2 = 3 Cálculo de ambos.

El coeficiente global propuesto por Rosson y Myers -- está basado en el cálculo de los coeficientes locales de transferencia alrededor de la periferia del ducto.

En la porción superior del tubo el coeficiente de película es independiente de la cantidad de condensado en el mismo.

Del análisis de Nusselt para condensación de película

se obtiene:

$$\left(\frac{HCON \cdot DO}{CTL}\right) = (\text{constante}) * \left(\frac{(DO^{**3}) * DEL1 * (DEL1 - DEV1) * G}{DO * VIL * DT}\right)^{**0.25}$$

Como existe esfuerzo cortante con el vapor, la constante es una función del Reynolds del vapor, al evaluar empíricamente esta correlación se obtiene una ecuación del tipo de la de Nusselt, modificada en su término constante.

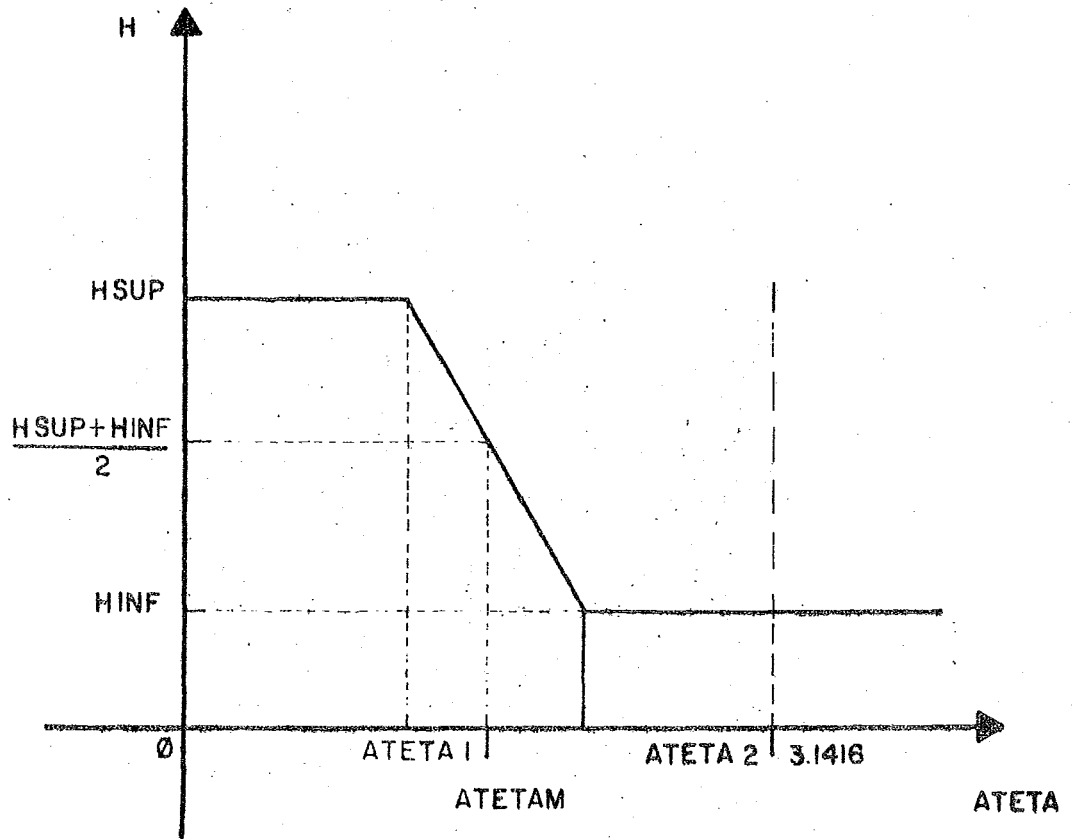
$$HSUP = 0.31 * (REL)^{**0.12} * \left(\frac{(CTL^{**3}) * CAVAP * DEL1 * (DEL1 - DEV1) * G}{DO * VIL * DT}\right)^{**0.25}$$

El coeficiente de la parte inferior representa la transferencia de calor de la porción de líquido estratificado en el fondo del ducto.

$$HINF = \frac{FI(L, V) * \left(\frac{CTL}{DO}\right) * SQRT(8. * REL)}{5. + \left(\frac{5.}{PRL}\right) * (ALOG(5. * PRL) + 1.)}$$

En donde FI (L,V) representa el parámetro de Lockhart-Martinelli de caída de presión para flujo a dos fases en función de los números de Reynolds de líquido y vapor respectivamente.

Los resultados experimentales de H v. s. ATETA pueden ser razonablemente aproximados en la mayoría de los casos por



una representación como muestra la gráfica.

El coeficiente local es aproximadamente igual a HSUP en la parte superior del tubo, $0 \leq ATETA \leq ATETA1$ y es muy cercano a HINF para la porción inferior del intervalo $ATETA2 \leq ATETA \leq 3.1416$. Para el intervalo $ATETA1 \leq ATETA \leq ATETA2$ el coeficiente decrece en forma lineal de HSUP hacia HINF, con el aumento de ATETA.

A un ángulo ATETAM el coeficiente local de transferencia es el promedio aritmético de HSUP y HINF.

Rosson y Myers sugirieron que ATETAM podía ser relacionado con parámetros de flujo y del sistema de la siguiente manera:

$$ATETAM = 0.27 * (3.1416) * (REV)^{0.1} \quad \text{Si} \quad \frac{(REV)^{0.6} * (REL)^{0.5}}{GA} < 6.4 \times 10^{-5}$$

$$ATETAM = 1.74 \times 10^{-5} * (3.1416) * GA \quad \text{Si} \quad \frac{(REV)^{0.6} * (REL)^{0.5}}{GA} \geq 6.4 \times 10^{-5}$$

En donde GA representa el número de Galileo

$$GA = \frac{(DI^{**3}) * DEL1 * (DEL1 - DEV1) * G}{(VIL^{**2})}$$

que expresa la relación entre la fuerza gravitacional y la fuerza viscosa.

Para la condición expresada en la figura el coeficiente medio a cualquier posición axial está dado por la siguiente expresión:

$$HCWM = HINF + (HSUP - HINF) * (ATETAM / 3.1416)$$

Para el cálculo de caída de presión la subrutina opera con un índice ICADP2 = 2, evaluando la función FI líquido de Lockhart-Martinelli en términos de los números de Reynolds - de líquido y del vapor para cualquiera de los cuatro casos - siguientes:

FITT líquido turbulento vapor turbulento

FITV líquido turbulento vapor viscoso

FIVT líquido viscoso vapor turbulento

FIVV líquido viscoso vapor viscoso

Una vez evaluada la función FI(L,V) se procede al cálculo de la caída de presión mediante la expresión:

$$\left(\frac{DP}{DL}\right) TP = ((FI(L,V))^{**2}) * DPL$$

En donde DPL representa la caída de presión en la fase líquida considerando que el líquido ocupa la totalidad del ducto.

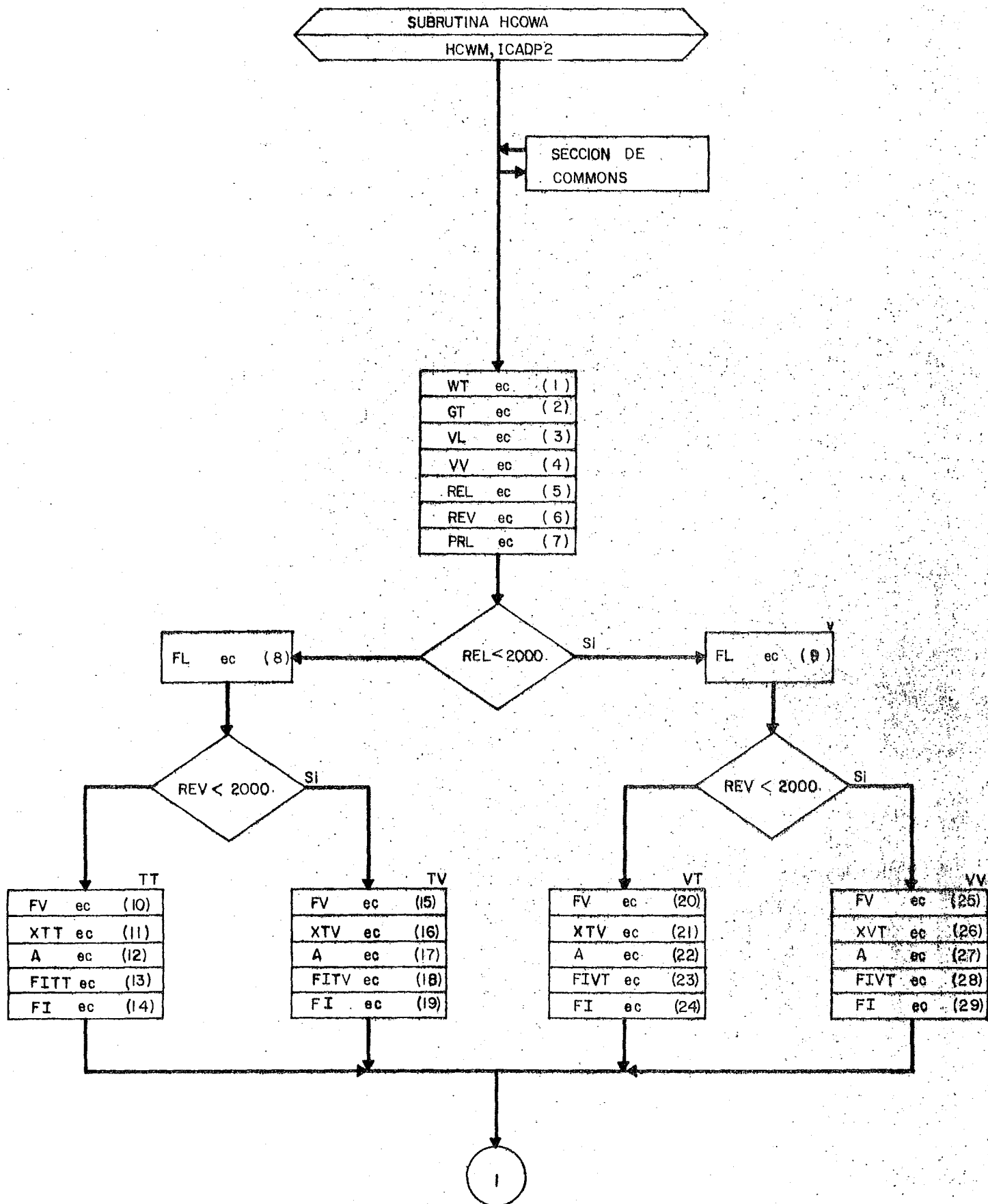
La caída de presión a simple fase se calcula mediante la correlación de : SIADER-TATE para fluido incompresible, - no isotérmico.

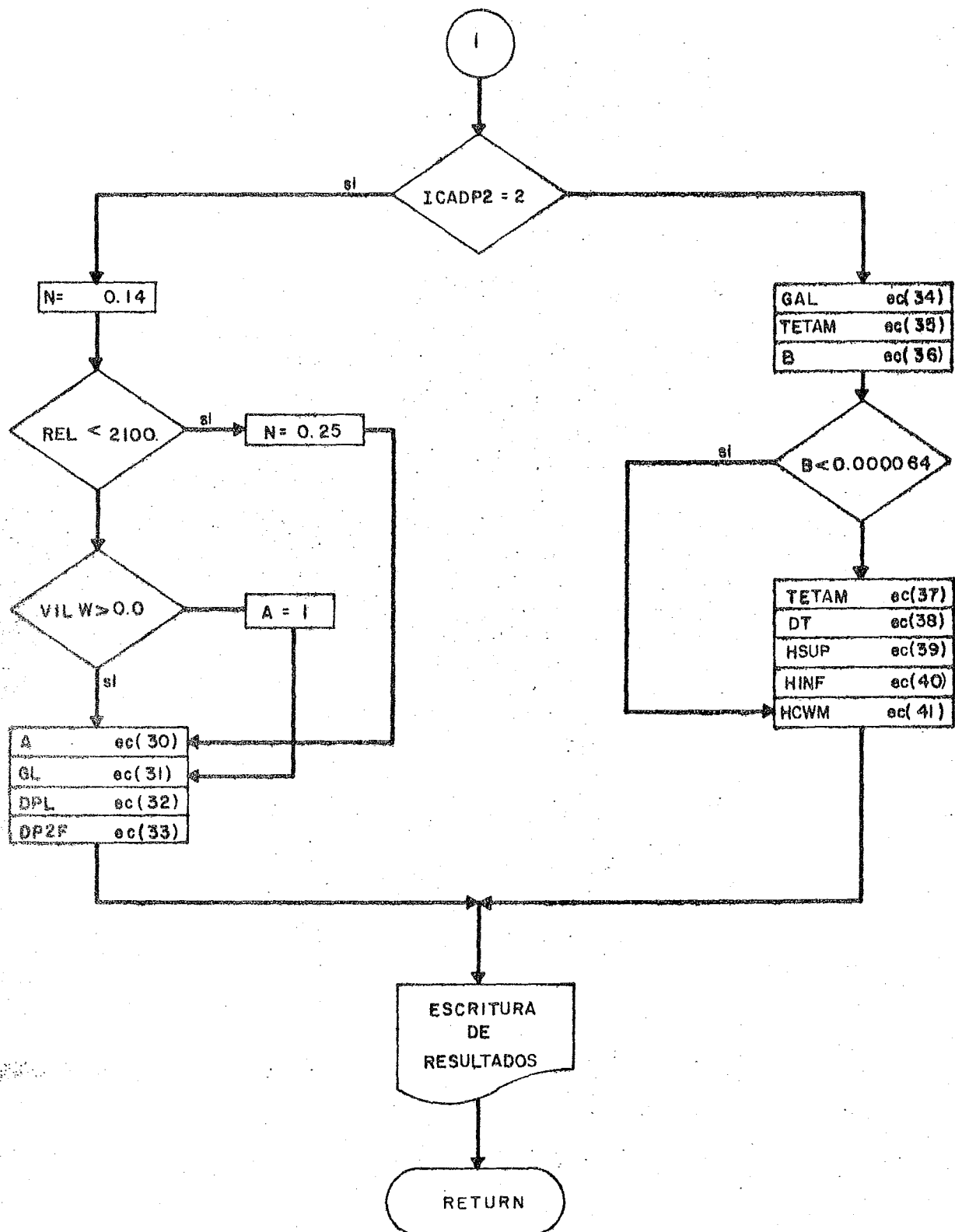
$$DPL = \frac{(FL * LT * (GL ** 2))}{2. * 416923200. * DEL1 * DI} * A$$

En donde A es el factor de corrección de viscosidad de Siader-Tate.

$$A = (VILW / VIL) ** N$$

Asignando el valor $N=0.25$ si REL (numero de Reynolds) es menor que 2100. y $N=0.14$ en caso contrario.





ECUACIONES SUBROUTINA HCOWA

```

WT= WL+WV (1)
GT= WT/AFT (2)
VL= GT*(1.-X)/DEL1 (3)
VV= GT*X/DEV1 (4)
REL= VL*DI*DEL1/VIL (5)
REV= VV*DI*DEL2/VIV (6)
PRL= CPL*VIL/CTL (7)
FL= 0.0056+(0.5/REL**0.32) (8)
FL= 64./REL (9)
FV= 0.0056+(0.5/REL**0.32) (10)
XTT= SQRT((DEL1*FL*VL**2)/(DEV1*FV*VV**2)) (11)
A= ALOG(XTT) (12)
FITT= EXP(C1+C2-C3-C4+C5+C6) (13)
FI= FITT (14)
FV= 64./REV (15)
XTV= SQRT((DEL1*FL*VL**2)/(DEV1*FV*VV**2)) (16)
A= ALOG(XTV) (17)
FITV= EXP(C1-C2-C3+C4+C5) (18)
FI= FITV (19)
FV= 0.0056+(0.5/REL**0.32) (20)
XVT= SQRT((DEL1*FL*VL**2)/(DEV1*FV*VV**2)) (21)
A= ALOG(XVT) (22)
FIVT= EXP(C1-C2-C3+C4+C5) (23)
FI= FIVT (24)
FV= 64./REV (25)
XVV= SQRT((DEL1*FL*VL**2)/(DEV1*FV*VV**2)) (26)
A= ALOG(XVV) (27)
FIVV= EXP(C1-C2-C3+C4+C5) (28)
FI= FIVV (29)
A1= (VILW/VIL)**N (30)
GL= WL/AFT (31)

```

DPL= (C16/C17)*A1 (32)
DP2F= (FI**2)*DPL (33)
GAL= (DI**3)*DEL1*(DEL1-DEV1)*416923200./(VIL*VIL) (34)
TETAM= 0.27*3.1416*REV**0.1 (35)
B= (REV**0.6)*(REL**0.5)/GAL (36)
TETAM= (1.74E-5)*3.1416*GAL/(180.*(REL*REV)**0.5) (37)
DT= TSAT-TW (38)
HSUP= C11*(C12/C13)**0.25 (39)
HINF= C14/C15 (40)
HCWM= HINF+(HSUP-HINF)*TETAM/3.1416 (41)

HPC-ET HCONA
13/75/ -02 36

SUBROUTINE HCONA(HCWM,ICADP2)

OBJETIVO CALCULO DEL COEFICIENTE DE TRANSFERENCIA DE CALOR
POR CONDENSACION DENTRO DE DUCTOS DE SECCION UNIFORME
Y CON VELOCIDAD DE VAPOR MODERADA MODELO ONDA, YAO
CALCULO DE LA CAIDA DE PRESION EN FLUJO A DOS FASES
MEDIANTE LAS CORRELACIONES DE LOCKHART-MARTINELLI,
(H. ROSSON A. MYERS CHEM. ENG. PROG. SYM. SER. 1966)
(A. DEGANCE R. ATHERTON CHEMICAL ENGINEERING 1970)

OBSERVACIONES LA FUNCION FI CALCULADA ES LA DE LOCKHART Y
MARTINELLI QUE RELACIONA LA CAIDA DE PRESION EN FLUJO
A DOS FASES CON LA CAIDA DE PRESION EN FASE LIQUIDA.

SECTION COMMONS

COMMON /PROPIM/ DEL1,DEV1,DEL2,VIL,VIV,CTL,CTV,CPL,CPV,BETA,
R R R R

ICAVIP,VILW

R R

COMMON /GEOM/ DT,AFT,TETA,DO,LT

R R R

COMMON /PROCC/ WL,WV,X

R R R

COMMON /INDT/ IF

R

COMMON /TEMPEX/ TT,TT2,TE,TW,TC,TV

R R

COMMON /CALC/ ALFA,HCON,DPER,DPRC,DPRG,DPTOT,HIOCL,HIOCV,HC,HR,HE,
F G G G G G G G G G

LHOCLE,HOCVE,REL,REV,PSY,DP2FP,HEFF,HJ

G G G G G G G G

WT=WL+WV

GT=WT/AFT

VL=GT*(1-X)/DEL1

VV=GT*X/DEV1

REL=VL*DI*DEL1/VIL

REV=VV*DI*DEV1/VIV

PRL=CPL*VIL/CTL

IF(DEL.LT.2000.) GO TO 1

FL=1.0056+(1.5/REL**0.32)

GO TO 6

REGIMEN DEL LIQUIDO VISCOSO (V)

1 FL=64./REL

IF(REV.LT.2000.) GO TO 2

GO TO 5

REGIMEN DEL LIQUIDO TURBULENTO (T)

3 IF(REV.LT.2000.) GO TO 3

GO TO 4

EN ESTE CASO EL VAPOR SIGUE TAMBIEN REGIMEN VISCOSO (V)

2 FV=64./REV

PARAMETRO XVV DE LOCKHART-MARTINELLI PARA REGIMENES

LIQ. VISCOSO, VAP. VISCOSO,

XVV=SQRT((DEL1*FL*VL**2)/(DEV1*FV*VV**2))

```

39. A=ALOG(XVV)
40. C
41. LIQ. VISCOSO, VAP. VISCOSO.
42. C1=(0.11634E-3)*A**5
43. C2=(0.14241E-2)*A**4
44. C3=(0.54719E-2)*A**3
45. C4=(0.95635E-1)*A**2
46. C5=-(0.429580)*A+0.979954
47. FIVV=EXP(C1-C2-C3+C4+C5)
48. FI=FIVV
49. GO TO 10
50. C
51. EN ESTE CASO EL VAPOR SIGUE REGIMEN TURBULENTO
52. 5 FV=0.3056+(0.5/REL**0.32)
53. XVT=SQRT((DEL1*FL*VL**2)/(DEV1*FV*VV**2))
54. A=ALOG(XVT)
55. C
56. FUNCION FI DE LOCKHART-MARTINELLI PARA REGIMENES
57. C LIQ. VISCOSO, VAP. TURBULENTO
58. C1=(0.118679E-3)*A**5
59. C2=(0.573279E-3)*A**4
60. C3=(0.521166E-2)*A**3
61. C4=(0.166814)*A**2
62. C5=-(0.443137)*A+1.24907
63. FIVT=EXP(C1-C2-C3+C4+C5)
64. FI=FIVT
65. GOTO 10
66. C
67. REGIMEN DEL VAPOR VISCOSO
68. 3 FV=64./REV
69. XTV=SQRT((DEL1*FL*VL**2)/(DEV1*FV*VV**2))
70. A=ALOG(XTV)
71. C
72. FUNCION FI DE LOCKHART-MARTINELLI PARA REGIMENES
73. C LIQ. TURBULENTO, VAP. VISCOSO.
74. C1=(0.171979E-3)*A**5
75. C2=(0.69570E-3)*A**4
76. C3=(0.443576E-2)*A**3
77. C4=(0.0718948)*A**2
78. C5=-(0.468444)*A+1.24916
79. FITV=EXP(C1-C2-C3+C4+C5)
80. FI=FITV
81. GO TO 10
82. C
83. EN ESTE CASO EL VAPOR SIGUE REGIMEN TURBULENTO
84. 4 FV=0.3056+(0.5/REL**0.32)
85. XTT=SQRT((DEL1*FL*VL**2)/(DEV1*FV*VV**2))
86. A=ALOG(XTT)
87. C
88. FUNCION DE LOCKHART-MARTINELLI PARA REGIMENES
89. C LIQ. TURBULENTO, VAP. TURBULENTO
90. C1=(0.104885E-4)*A**6
91. C2=(0.274659E-4)*A**5
92. C3=(0.11295E+2)*A**4
93. C4=(0.116414E-2)*A**3
94. C5=(0.0521161)*A**2
95. C6=-(0.014441)*A+1.44105
96. FITT=EXP(C1+C2-C3-C4+C5+C6)
97. FI=FITT
98. IF (TCAD*2.0,2) GO TO 11
99. GALE=(DI**3)*DEL1*(DEL1-DEV1)*41923270./(VIL*VIL)
100. C
101. CALCULO DE TETAM ANGULO PARA EL CUAL EL VALOR DEL COEF.
102. C ES EL PROMEDIO ARITMETICO DE HSUP=COEF. DE LA PARTE SUP. DEL
103. C DUCTO Y DE HINF=COEF. DE LA PARTE INF. DEL DUCTO
104. TETAP=0.27*7.1415*R**V**0.1
105. S=(0.1V**0.5)*(REL**0.5)/GAL
106. C B CONSTANTE

```

```

19. IF(P.LI.1, 'DE 44) GO TO 7
20. TETAM=(1.74F-5)*3.1416*GAL/((1.74F-5)*(RTL*REV)**0.5)
21. C. CALCULO DEL COEFICIENTE HSUP
22. 7 DT=TV-TW
23. C11=C.31*REV**0.12
24. C12=(CTL**3)*CAVAP*DEL1*(DEL1-FV1)*416923200.
25. C13=DI*VIL*DT
26. HSUP=C11*(C12/C13)**0.25
27. C. CALCULO DEL COEFICIENTE HINF
28. C14=FI*(CTL/DI)*SQRT(8.*REL)
29. C15=1.+(5./PRL)*(ALOG(5.*PRL)+1.)
30. HINF=C14/C15
31. C. CALCULO DEL COEFICIENTE MEDIO A CULQUIER POSICION AXIAL
32. HCWM=HINF+(HSUP-HINF)*TETAM/3.1416
33. IF(TE.20.1) WRITE(,100) HCWM
34. 1.10 FORMAT(3X,'EN HCWM HCWM=',1P14.6)
35. IF(TE.LE.2) WRITE(,101) REL,V,P,L,C,GAL,HINF,HSUP,TETAM
36. 10.1 FORMAT(3X,'N HCWM REL/REV/P/L/ZFI/GAL/HINF/HSUP/TETAM=',1P3E10.6)
37. *,/,3X,1P5E10.6)
38. IF(CALC-2)17,17,1
39. 17 GO TO 17
40. 11 A=1.14
41. IF(VEL.LT. 100.) A=0.25
42. IF(VELW.GT. 0.) GO TO 30
43. A1=1.0
44. 3.1 GL=WL/AFT
45. C16=(FL*LT*GL*GL)
46. C17=(2.*416923200.*DEL1*DI)
47. DPL=(C16/C17)*A1
48. DR2F=(FI**2)*DPL
49. DP2F=DR2F/144.
50. GO TO 13
51. 1. A1=(VILW/VEL)**AN
52. GO TO 31
53. C. SE MANDAN DESCRIBIR LOS REYNOLDS PARA PODER INTERPRETAR
54. C. LOS REGIMENES EXTERNAMENTE.
55. 103 IF(TE.20.1) WRITE(,104) DR2F,DP2F,DPL
56. 104 FORMAT(3X,'N HCOWA DR2F/DP2F/DPL=',1P3E14.6)
57. IF(TE.LE.2) WRITE(,102) VL,VV,CTL,REV,XVV,XVT,XIV,XIT,FI
58. 102 FORMAT(3X,'N HCOWA VL/VV/REL/REV/XVV/XVT/XIV/XIT/FI=',1P3E14.6,
59. *,/,3X,1P4E14.6)
60. 107 RETURN
61. 0 BUS UNIT(,),SUBCH,INIT,SUBSPACE
62. END

```

Subrutina COEFHO (IF, ICETC, HAIRE, HCNA, HSUE, HO)

Objetivo: Cálculo del coeficiente externo de transferencia -
de calor en diferentes medios.

La subrutina COEFHO funciona como directriz en torno
al cálculo de coeficiente externo de transferencia de calor.

Utiliza para su funcionamiento un índice IF de fase -
de fluido externo en caso de ser necesario y un índice de --
coeficiente externo de transferencia de calor ICETC, mediante
el cual se efectúa el cálculo del coeficiente externo de trans-
ferencia, según sea el medio exterior.

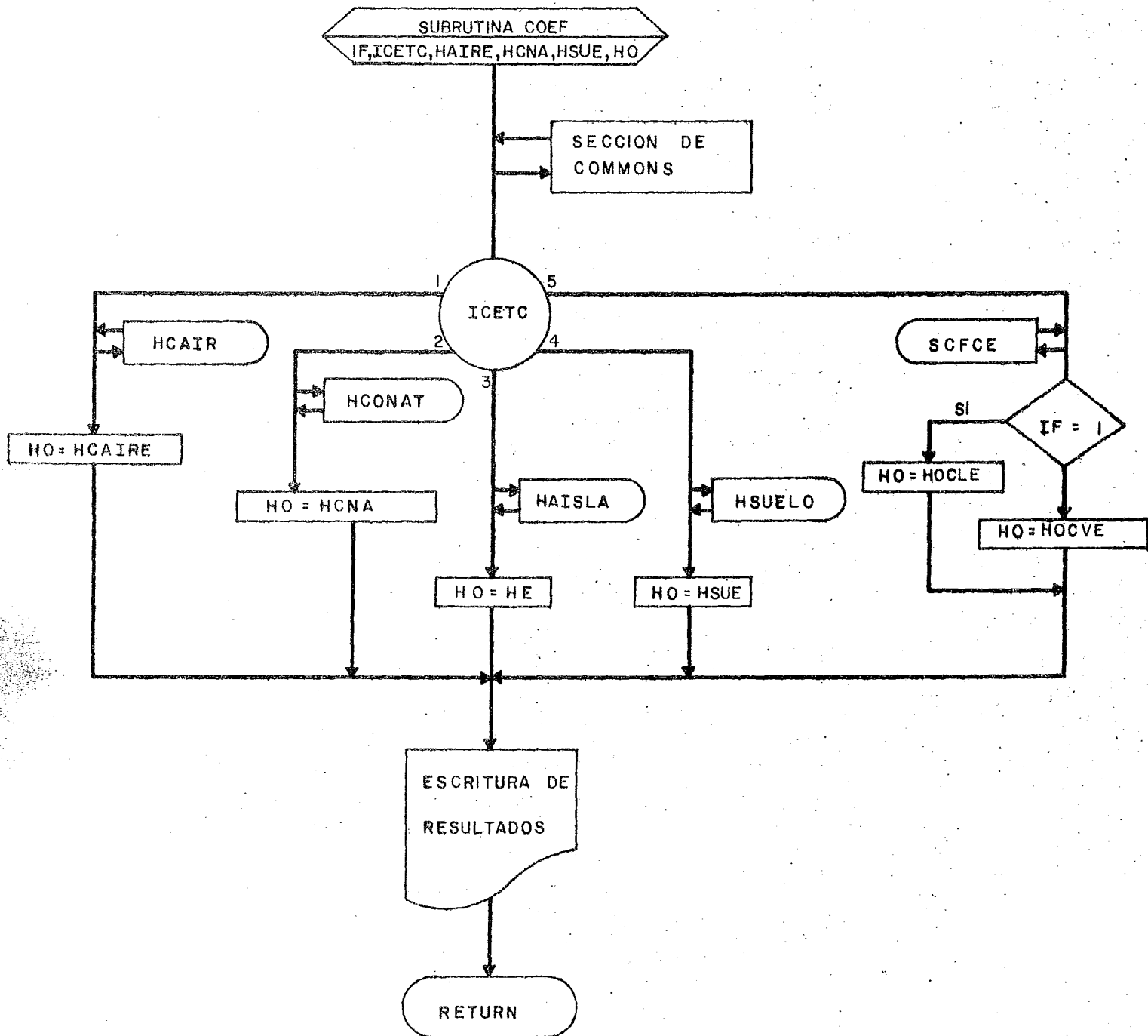
ICETC=1 evaluación del coeficiente externo de transferencia
de calor con aire a presión atmosférica y temperatu-
ra ambiente. Convección natural.

ICETC=2 evaluación del coeficiente de transferencia de calor
por convección natural con líquidos.

ICETC=3 evaluación del coeficiente externo en ductos aisla-
dos (convección natural con aire y radiación).

ICETC=4 evaluación del coeficiente de transferencia de calor
por conducción en ductos totalmente enterrados.

ICETC=5 evaluación del coeficiente externo de transferencia
de calor en cambiadores de doble tubo.



10/22/80-08 32

SUBROUTINE COEFHO(IF, ICETC, HAIRE, HCNA, HSUE, HO)

OBJETIVO CALCULO DEL COEFICIENTE EXTERNO DE TRANSFERENCIA DE CALOR EN DIFERENTES MEDIOS.

CORRELACIONES Y METODOS

CONVECCION NATURAL CON AIRE A TEMPERATURA AMBIENTE Y PRESION ATMOSFERICA POR CORRELACIONES DE MC. ADAMS.

CONVECCION NATURAL CON LIQUIDOS POR MC. ADAMS

DUCTOS AISLADOS COEFICIENTE EXTERNO DEFINIDO COMO LA SUMA DEL COEFICIENTE POR CONVECCION NATURAL CON AIRE CONSIDERANDO LA VELOCIDAD DEL VIENTO Y EL COEFICIENTE DE RADIACION POR R. VIVAS CARDONA

COEFICIENTE DE TRANSFERENCIA DE CALOR POR CONDUCCION EN DUCTOS TOTALMENTE ENTERRADOS POR W. M. ROHSENOW

COEFICIENTE EXTERNO DE TRANSFERENCIA DE CALOR SIN CAMBIO DE FASE. (CAMBIADORES DE DOBLE TUBO) POR SIEDER-TATE

SUBROUTINAS UTILIZADAS

HCAIR CALCULO DE H. DE CONVECCION NATURAL CON AIRE

HCONAT CALCULO DE H. DE CONVECCION NATURAL CON LIQUIDOS

HAISLA CALCULO DE H. EN DUCTOS AISLADOS

HSUELO CALCULO DE H. EN DUCTOS ENTERRADOS

SCFCE CALCULO DE H. EN CAMBIADORES DE DOBLE TUBO.

OBSERVACIONES

EL CALCULO DE LOS DISTINTOS COEFICIENTES EXTERNOS SE EFECTUA MEDIANTE UN INDICE DE COEFICIENTE EXTERNO DE TRANSFERENCIA DE CALOR. ICETC

ICETC=1 EVALUACION DEL COEFICIENTE EXTERNO DE TRANSFERENCIA DE CALOR CON AIRE A PRESION ATMOSFERICA Y TEMPERATURA AMBIENTE. (CONVECCION NATURAL CON AIRE)

ICETC=2 EVALUACION DEL COEFICIENTE EXTERNO DE TRANSFERENCIA DE CALOR CON LIQUIDOS. (CONVECCION NATURAL)

ICETC=3 EVALUACION DEL COEFICIENTE EXTERNO DE TRANSFERENCIA DE CALOR EN DUCTOS AISLADOS. (CONVECCION NATURAL CON AIRE Y RADIACION)

ICETC=4 EVALUACION DEL COEFICIENTE EXTERNO DE TRANSFERENCIA DE CALOR EN DUCTOS ENTERRADOS.

ICETC=5 EVALUACION DEL COEFICIENTE EXTERNO DE TRANSFERENCIA DE CALOR EN CAMBIADORES DE DOBLE TUBO.

SECCION DE COMMONS

COMMON/CALC/ALFA, HCON, DPER, DPAC, DFGP, DPTOT, HIOCL, HIOCV, HC, HR, HE, G G G

1HOCLE, HOCVE

C G

DO TO(10, 20, 30, 40, 50), ICETC

10 CALL HCAIR(HAIRE)

127

```

59.      HO=HAIRE
60.      GO TO 63
61.      20 CALL HCONAT(HCNA)
62.      HO=HCNA
63.      GO TO 60
64.      30 CALL HAISLA
65.      HO=HE
66.      GO TO 60
67.      40 CALL HSUELO(HSUE)
68.      HO=HSUE
69.      GO TO 60
70.      50 CALL SCFCE
71.      IF(IF.EQ.1) GO TO 70
72.      HO=HOCVF
73.      GO TO 60
74.      70 HO=HOCLE
75.      60 WRITE(6,301)
76.      301 FORMAT(5X,'EN COEFHO TERMINA EL CALCULO (USO=1)')
77.      RETURN
78.      DEBUG UNIT(8),SUBCHK,INIT,SUBTRACE
79.      END

```

END FTN 106 IBANK 46 DBANK 13 COMMON

Subrutina HCAIR (AIRE).

Objetivo: Cálculo del coeficiente de transferencia de calor por convección natural fuera de ductos, con aire a presión atmosférica y temperatura ambiente.

Wilham H. Mc Adams Heat transmission P. 197-77.

Al exponer una superficie caliente en contacto con aire a temperatura ambiente, en tanto que la densidad del aire cerca de la superficie caliente es menor que la densidad promedio del aire a temperatura ambiente que rodea la superficie, las fuerzas de flotación causan un flujo ascendente de aire cerca de la superficie.

Si la superficie estuviera más fría que el aire que le rodea, dicha densidad sería mayor, causando un flujo descendente de aire cerca de la superficie.

Cilindros verticales:

Para aire a la temperatura ordinaria y presión atmosférica la ecuación:

$$(HCAIR*LT/CTL)=C*((LT**3*(DEV1**2)*G*BETA*DT/VIL**2)*(CPL*VIL/CTC))$$

**n

que es de la forma $Y=CX^n$

se reduce a $HCAIR=C'Dt^n/L^{1-3n}$

Para X entre 10^9 a 10^{12}

$$HCAIR = 0.19 * DT ** 0.333$$

Para X entre 10^4 y 10^9

$$HCAIR = 0.29 ((TW-TE)/LT) ** 0.25$$

Cilindros horizontales.

Como en el caso anterior, para la convección con aire a temperatura ambiente y presión atmosférica, considerando el cambio de dimensión característica LT por DO a la definición propuesta de X, se obtiene para el rango de X entre 10^9 a 10^{12}

$$HCAIR = 0.18 (TW-TE) ** 0.333$$

Para cualquier valor de X comprendido entre 10^3 y 10^9
Mc Adams propone:

$$HCAIR = 0.27 ((TW-TE) / DO) ** 0.25$$

La subrutina opera según un índice de posición para ductos verticales u horizontales, calculando el coeficiente de convección natural como una función de XV ó XH respectivamente, entre los rangos establecidos, en caso de encontrar valores de XV ó XH fuera de los rangos determinados, imprime un mensaje y continúa el cálculo direccionándolo a la expresión adecuada para la obtención del coeficiente.

SUBROUTINA HCAIR
HAIRE

SECCION DE:
COMMONS

DT	ec	(1)
K	=	1
PRE	ec	(2)
CI	ec	(3)

I POS = 1

SI

XH ec (7)

XV ec (4)

$XH > 10^9$

$XH \leq 10^3$

SI

$XV \leq 10^4$

SI

SI

K=2

$XH \neq 10^{12}$

K=4

MENSAJE CALCULO
FUERA DE
RANGO

K=3

$XV > 10^{12}$

HAIRE ec (8)

IV

HAIRE ec (5)

III

HAIRE ec (9)

I

HAIRE ec (6)

II

K

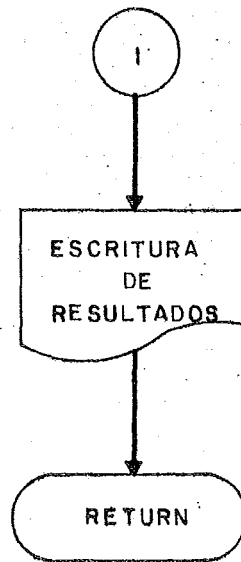
I

II

III

IV

I



ECUACIONES SUBROUTINA HCAIR

DT= TW-TE (1)
PRE= CPVE*VIVE/CTVE (2)
C1= 416923200.*BETAE*DT*DEVE1*DEVE1*PRE/(VIVE*VIVE) (3)
XV= C1*LT**3 (4)
HAIRE= 0.19*(DT**0.333) (5)
HAIRE= 0.29*(DT/LT)**0.25 (6)
XH= C1*DO**3 (7)
HAIRE= 0.18*(DT**0.333) (8)
HAIRE= 0.27*(DT/DO)** 0.25 (9)

1. H*U I T E C . H C * I R
 10/ 1/8 - 59 49

```

1.      SUBROUTINE HCATR(HAIRE)
2.      C*****
3.      C
4.      C      OBJETIVO: CALCULO DEL COEFICIENTE DE TRANSFERENCIA DE CALOR POR
5.      C      CONVECCION NATURAL FUERA DE DUCTOS, CON AIRE A PRESION
6.      C      ATMOSFERICA Y TEMPERATURA AMBIENTE.
7.      C      (WILHAM H. MC. ADAMS      HEAT TRANSMISSION      P. 175-77)
8.      C
9.      C      OBSERVACIONES: IPOS ES UN INDICE DE POSICION
10.     C      IPOS=1 VERTICAL
11.     C      =2 HORIZONTAL
12.     C
13.     C*****
14.     C
15.     C      SECCION COMMONS
16.     C
17.     C      COMMON /PROP/ DELE1,DEVE1,DELE2,VILE,VIVE,CTLE,CTVE,CPL,
18.     C      R      R      R
19.     C      1CPVE,BETLE
20.     C      R      R
21.     C      COMMON /DIM/ DI,AFT,TETA,DO,LT
22.     C      R      R
23.     C      COMMON /INDI/ IF,IFASE,IPOS
24.     C      R      R
25.     C      COMMON /TEMP/ TT1,TT2,TE,TW
26.     C      R      R
27.     C
28.     C      DT=TW-TE
29.     C      K=1
30.     C      PRE=CPVE*VIVE/CTVE
31.     C      C1=4169.3200.*BETLE*DT*DEVE1*DEVE1*PRE/(VIVE*VIVE)
32.     C      IF(IPOS.EQ.1) GO TO 35
33.     C      XH=C1*DO**3
34.     C      IF(XH.LT.1000.) GO TO 60
35.     C      IF(XH.LT.1.E9) GO TO 51
36.     C      IF(XH.GE.1.E12) GO TO 59
37.     C      54 HAIRE=.16*DT**0.333
38.     C      GO TO 200
39.     C      51 HAIRE=0.17*(DT/DO)**0.25
40.     C      GO TO 200
41.     C      59 K=4
42.     C      GO TO 60
43.     C      50 XV=C1*LT**3
44.     C      IF(XV.LT.1.E4) GO TO 54
45.     C      IF(XV.LT.1.E9) GO TO 52
46.     C      IF(XV.GE.1.E12) GO TO 57
47.     C      53 HAIRE=.17*DT**0.333
48.     C      GO TO 200
49.     C      52 HAIRE=.25*(DT/LT)**0.25
50.     C      GO TO 200
51.     C      58 K=2
52.     C      GO TO 60
53.     C      57 K=3
54.     C      60 WRITE(6,'1')
55.     C      91 FORMAT(1X,'CALCULO FUERA DE RANGO,(CONTINUA)')
56.     C      GO TO (51,52,53,14),K
57.     C      92 IF(TE.EQ.1) WRITE(6,150) HAIRE
58.     C      150 FORMAT(1X,'EN HCATR HAIRE=',1PE14.6)

```

```

59. IF (YE.LE.2) WRITE (6,101) DT, XH, XV, HAIRF
60. 151 FORMAT('X, 'EN HCAID DT/01/XH/XV/HAIRF=',JP5E14.6)
61. RETURN
62. DEFUC UNIT(8), SUBCHK, INIT, SUBTRACC
63. END

```

1 F TN 159 I RANK 146 DRANK 22 COMMON

1A

Subrutina HCONAT (HCNA).

Objetivo: Cálculo del coeficiente de transferencia de calor por convección natural fuera de ductos con líquidos.

Wilham H. Mc. Adams Heat Transmission P. 175-77

Correlación para cilindros verticales:

En 1932 King. correlacionó sus datos para planos verticales con los de otros observadores, para planos y cilindros verticales, Colburn contribuyó aportando datos de agua fluyendo a bajas velocidades en ductos verticales.

Usando una longitud LT en los números Nusselt y Grashof los datos fueron correlacionados en una gráfica logaritmo de Nu v.s. logaritmo de GrPr obteniéndose la representación de una ecuación de la forma $Y=CX^n$, es decir:

$$(HCNA*LT/CTL)=C*((LT**3*(DEL1**2)*G*BETA*DT/VIL**2)*(CPL*VIL/CTL))**n$$

Para todos los valores de X entre 3.5×10^7 a 10^{12} -
 $C=0.13$ y $n=0.333$ y para valores de X entre 10^4 a 3.5×10^7 -
 $C=0.55$ y $n=0.25$.

Para cilindros horizontales se reemplaza la longitud

LT por el diámetro externo DO, Saunders y Weise realizaron la corrección del coeficiente basándose en un conjunto extensivo de datos, como lo muestra la figura, en donde la curva continua muestra la correlación recomendada.

En el rango turbulento para X entre 10^9 y 10^{12} , la ecuación recomendada es:

$$(HCNA*LT/CTL)=0.13*((LT**3*(DEL1**2)*G*BETA*DT/VIL**2)*(CPL*VIL/CTL))$$

****ø.333**

En el rango de flujo laminar, para X entre 10^4 y 10^9 , se sugiere la expresión:

$$(HCNA*LT/CTL)=0.59*((LT**3*(DEL1**2)*G*BETA*DT/VIL**2)*(CPL*VIL/CTL))$$

****ø.25**

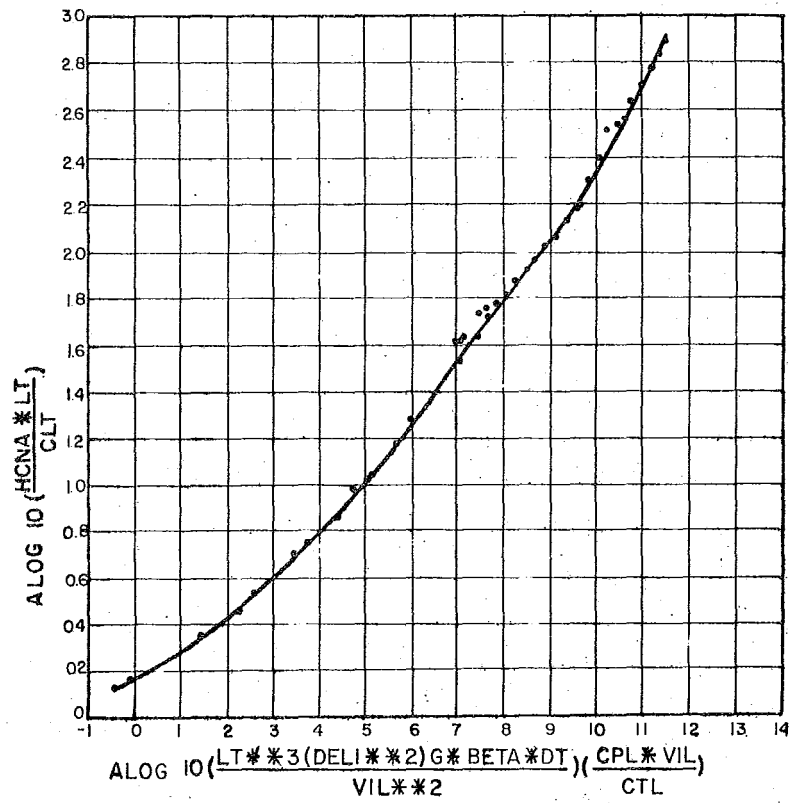
Correlación para cilindros horizontales:

Ackermann propuso para X entre 10^3 y 10^9 la siguiente ecuación:

$$(HCNA*DO/CTL)=0.53*((DO**3*(DEL1**2)*G*BETA*DT/VIL**2)*CPL*VIL/CTL))$$

****ø.25**

Si la dimensión característica tomada es la distancia máxima que viaja el líquido $LT=(3.1416)*DO/2$. en lugar de DO,



la constante toma el valor de 0.59 como en el caso de cilindros verticales.

Para el caso de ductos horizontales, la ecuación propuesta por Mc. Adams es:

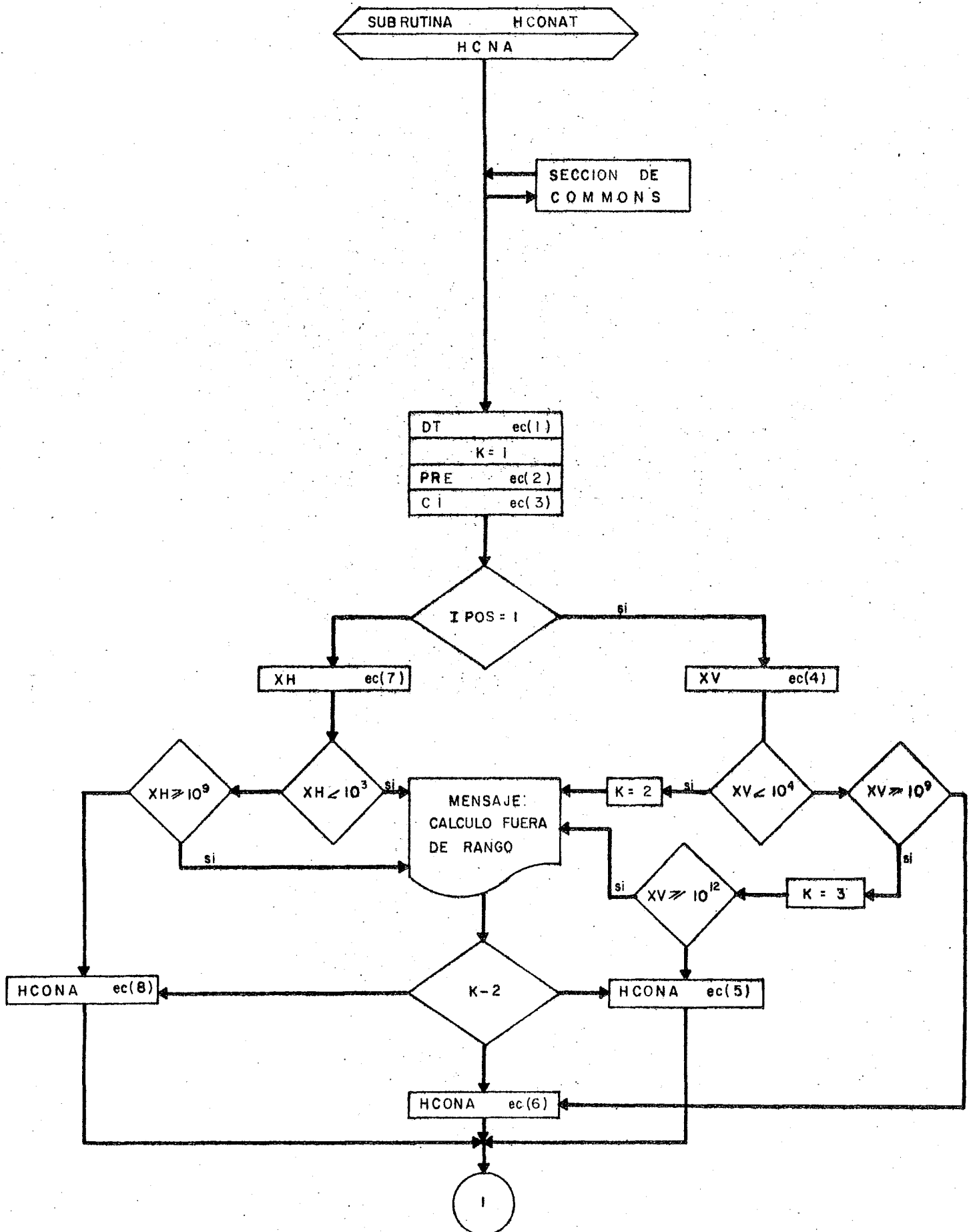
$$Nu = 0.53 \cdot Ra^{1/4}$$

en donde el número de Rayleigh queda definido como el producto del número de Grashof y el número de Prandtl, al ser expresada en unidades dimensionales más adecuadas para el diseño se obtiene (ver apéndice) la siguiente expresión:

$$HCNA * 113.0 * ((CTL^{*3} * (DEL1^{*2}) * CPL/VIL) * (BETA * DT/DO))^{*0.25}$$

D. Kern dedujo una expresión igual a la anterior con un valor de la constante ligeramente mayor, es decir 116.0 en lugar de 113.

La subrutina HCONAT está diseñada para calcular el coeficiente de transferencia de calor por convección natural en función de la posición del ducto y de los rangos para X establecidos, en caso de obtener valores fuera de los rangos determinados para X la subrutina escribe un mensaje indicando que el cálculo está fuera de rango y continua el cálculo direccionando éste a la expresión adecuada para la obtención del coeficiente.





ECUACIONES SUBROUTINA HCONAT

DT= TW-TE (1)

PRE= CPLE*VILE/CTLE (2)

C1= 416923200.*BETAE*DT*DELE1*DELE1*PRE/(VILE*VILE) (3)

XV= C1*LT**3 (4)

HCNA= $0.13 * (CTLE * (XV) ** 0.333) / LT$ (5)

HCNA= $0.59 * (CTLE * (XV) ** 0.25) / LT$ (6)

XH= C1*DO**3 (7)

HCNA= $0.53 * (CTLE * (XH) ** 0.25) / DO$ (8)

H*CFETLS.HCONAT

*10/21/80-09 49

```

1.      SUBROUTINE HCONAT(HCNA)
2.      C*****
3.      C
4.      C      OBJETIVO CALCULO DEL COEFICIENTE DE TRANSFERENCIA DE CALOR POR
5.      C      CONVECCION NATURAL FUERA DE DUCTOS CON LIQUIDOS.
6.      C      (WILHAM H. MC. ADAMS      HEAT TRANSMISSION      P. 175-77)
7.      C
8.      C      OBSERVACIONES      IPO$ ES UN INDICE DE POSICION
9.      C      IPO$=1 VERTICAL
10.     C      =2 HORIZONTAL
11.     C
12.     C*****
13.     C
14.     C      SECCION COMMONS
15.     C
16.     C      COMMON /PROPON/ DELE1,DEVE1,DELF2,VILE,VIVE,CTLE,CTVE,CPLF,
17.     C                      R                      R                      R
18.     C      ICPVF,BETAF
19.     C                      R
20.     C      COMMON/GLOM/ DI,AFT,TETA,DU,LT
21.     C                      R      R
22.     C      COMMON /INDI/ IE,IFASE,IPOS
23.     C                      R      R
24.     C      COMMON/TEMPE/ TT1,TT2,TE,TW
25.     C                      R      R
26.     C
27.     C      DT=TW-TE
28.     C      K=1
29.     C      PRE=CPLF*VILE/CTLE
30.     C      C1=416923200.*BETAF*DT*DELE1*DELE1*PRE/(VILE*VILE)
31.     C      IF(IPOS.EQ.1) GO TO 50
32.     C      XH=C1*DE**3
33.     C      IF(XH.LT.1.E00) GO TO 100
34.     C      IF(XH.GE.1.E9) GO TO 100
35.     C      61 HCNA=D.53*(CTLE*(XH)**D.25)/DE
36.     C      GO TO 200
37.     C      50 XV=C1*LT**3
38.     C      IF(XV.LT.1.E4) GO TO 20
39.     C      IF(XV.GE.1.E9) GO TO 21
40.     C      62 HCNA=D.59*(CTLE*(XV)**D.25)/LT
41.     C      GO TO 200
42.     C      20 K=2
43.     C      GO TO 100
44.     C      21 K=3
45.     C      IF(XV.GE. 1.E12) GO TO 100
46.     C      63 HCNA=D.13*(CTLE*(XV)**D.333)/LT
47.     C      GO TO 200
48.     C      100 WRITE(8,91)
49.     C      91 FORMAT(5X,'CALCULO FUERA DE BANCO,(CONTINUA)')
50.     C      IF(K-2)61,62,63
51.     C      100 IF(IE.EQ.1) WRITE(6,150)HCNA
52.     C      150 FORMAT(3X,'EN HCONAT      HCNA=',1P5E14.6)
53.     C      IF(IE.LE.2)WRITE(6,151)DT,C1,XH,XV,HCNA
54.     C      151 FORMAT(5X,'EN HCONAT      DT/C1/XH/XV/HCNA=',1P5E14.6)
55.     C      RETURN
56.     C      DEBUG UNIT(8),SUBCHK,INTT,SUBTRACE
57.     C      END

```

Subrutina HAISLA.

Objetivo: Cálculo de coeficiente externo de transferencia de calor en ductos recubiertos con aislante. El coeficiente externo (HE) se define como la suma del - - coeficiente de transferencia de calor por convec--ción con el aire (HC) y el coeficiente de radiación (HR), es decir $HE=HC+HR$.

R. Vivas R. Cardona revista IMP julio de 1979.

Un material aislante es aquel que ofrece básicamente una gran resistencia al flujo de calor a través de él, requiere de otras propiedades como son:

Resistencia mecánica, estabilidad dimensional, no corrosivo, que no propicie microorganismos, que no sea combustible, que no desprenda gases tóxicos, etc.

La resistencia al flujo de calor es inversamente proporcional a la densidad del material, esto constituye una limitante para obtener mejores aislantes ya que serían necesariamente materiales muy frágiles y no llenarían los demás requisitos mencionados anteriormente.

Dependiendo de su estructura se pueden clasificar en fibrosos, espumosos, monolíticos y reflectivos, por su pre--

sentación se clasifican en rígidos, semirígidos y flexibles.

Existen tres razones fundamentales que justifican el uso de sistemas de aislamiento térmico en instalaciones industriales.

Seguridad Industrial.

Condiciones de proceso.

Administración de energía.

Seguridad Industrial:

Las plantas de proceso constan de una serie de operaciones y procesos unitarios que transforman materias primas en productos, lo que implica necesariamente la creación de medios artificiales requeridos por el proceso, que involucran cambios de presión, temperatura composición de los materiales entre otras variables, incluyendo una generación, transformación y transferencia de energía y por consiguiente una serie de riesgos potenciales a los operadores que requieran moverse en el área y que deberán ser eliminados.

En el aspecto térmico los sistemas de aislamiento son el medio más importante para dar protección al personal.

Condiciones de proceso:

En la mayoría de los procesos industriales, existen -

secciones críticas en las que es necesario tener un control riguroso de la temperatura, ya que de esto pueden depender - tanto la calidad del producto como las mismas condiciones del proceso, razón por la cual se debe diseñar un sistema sofisticado de control o bien diseñar un sistema de aislamiento - térmico que garantice que dichas secciones estén "libres de pérdidas de energía".

Administración de energía:

Debido a que el combustible como principal energético era barato hasta hace pocos años, este renglón tuvo una importancia secundaria para la especificación del aislamiento térmico. Actualmente el precio elevado del petróleo en el mercado internacional, hace pensar en una mejor administración de la energía en términos de una mayor eficiencia en el aprovechamiento de los efluentes de proceso de cualquier sistema.

En superficies planas las variaciones en el espesor - del aislante no modifican la superficie externa del sistema, considerando que la transferencia de calor se efectúa en régimen permanente se puede decir que:

$$\frac{Q}{A} = \text{Constante} = q$$

A diferencia cuando se pretende aislar una superficie curva, cualquier variación en el espesor del aislante implica una variación logarítmica de la superficie de la cara externa, de manera que no es posible establecer que es constante la relación.

$$\frac{Q}{A} \neq \text{Constante}$$

En este caso las ecuaciones de transferencia de calor de acuerdo con la ley de Fourier son:

$$Q2 = \frac{(3.1416) * (TM - TE)}{\frac{1.}{(DI * HI)} \frac{ED}{(CTD * DLM)} + \frac{1.}{(2. * CTA1)} * ALOG\left(\frac{DEA1}{DO}\right) + \frac{1.}{(2. * CTA2)} * ALOG\left(\frac{DEA2}{DEA1}\right) + \frac{1.}{(HE * DEA2)}}$$

$$TM = (T1 + T2) / 2$$

$$DEA1 = DO + (2. * EA1)$$

$$DEA2 = DO + 2. * (EA1 + EA2)$$

$$DLM = \frac{ED}{ALOG(DO/DI)}$$

$$Q1 = (3.1416) * HE * DEA2 * (T - TE)$$

El cálculo de coeficiente de radiación HR, se obtiene de la expresión:

$$HR = \frac{(0.173 * E * \left(\left(\frac{T}{100.}\right)^{**4} - \left(\frac{TE}{100.}\right)^{**4}\right))}{T - TE}$$

Para el cálculo del coeficiente de convección se aplican los siguientes valores de PGALFA:

Tubería horizontal DO<24 in PGALFA = $1.56 (DO)^{(-0.198)}$

Tubería vertical DO<24 in PGALFA = $1.239 (DO)^{(-0.2)}$

en la ecuación de convección debido al aire

$$HC = PGALFA * \frac{(T+TE)}{2} ** (-0.181) * (T-TE) ** (0.266*B)$$

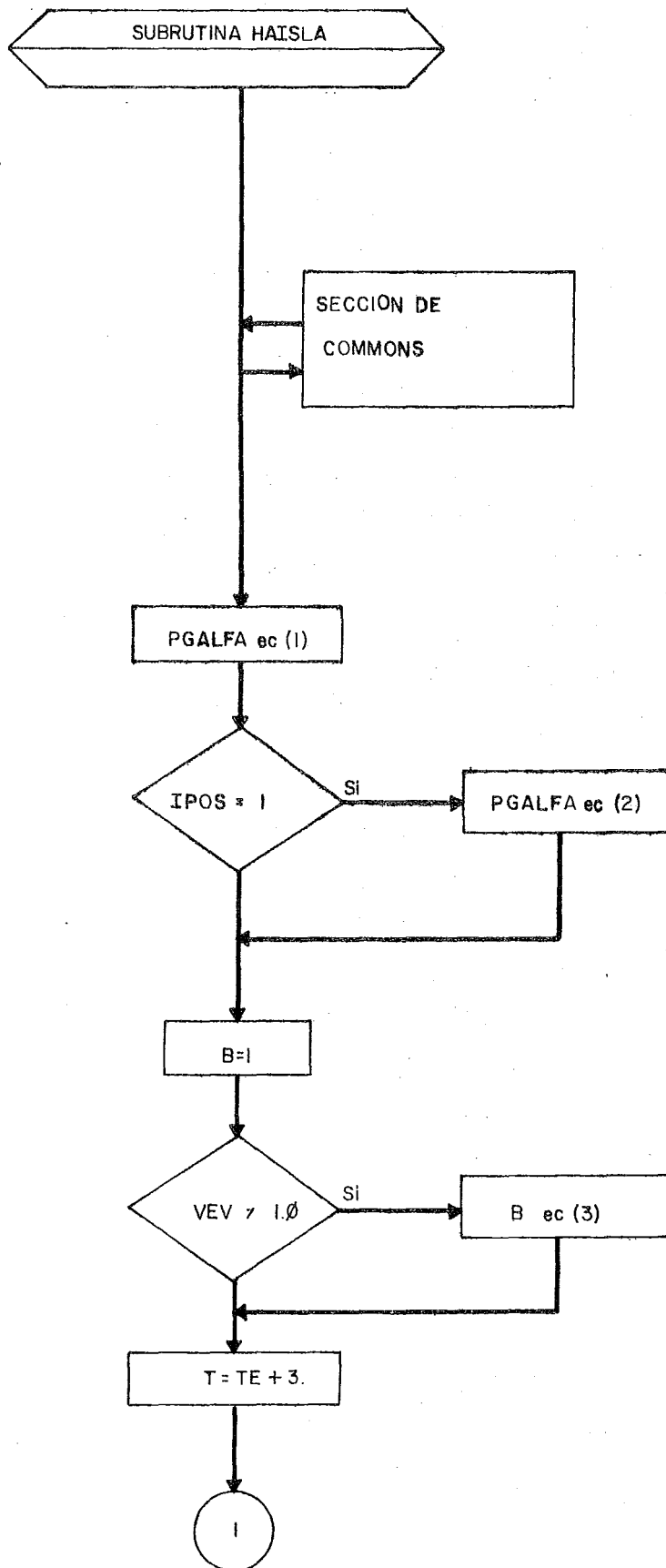
En donde el factor geométrico PGALFA queda definido por las ecuaciones anteriores como función de la posición.

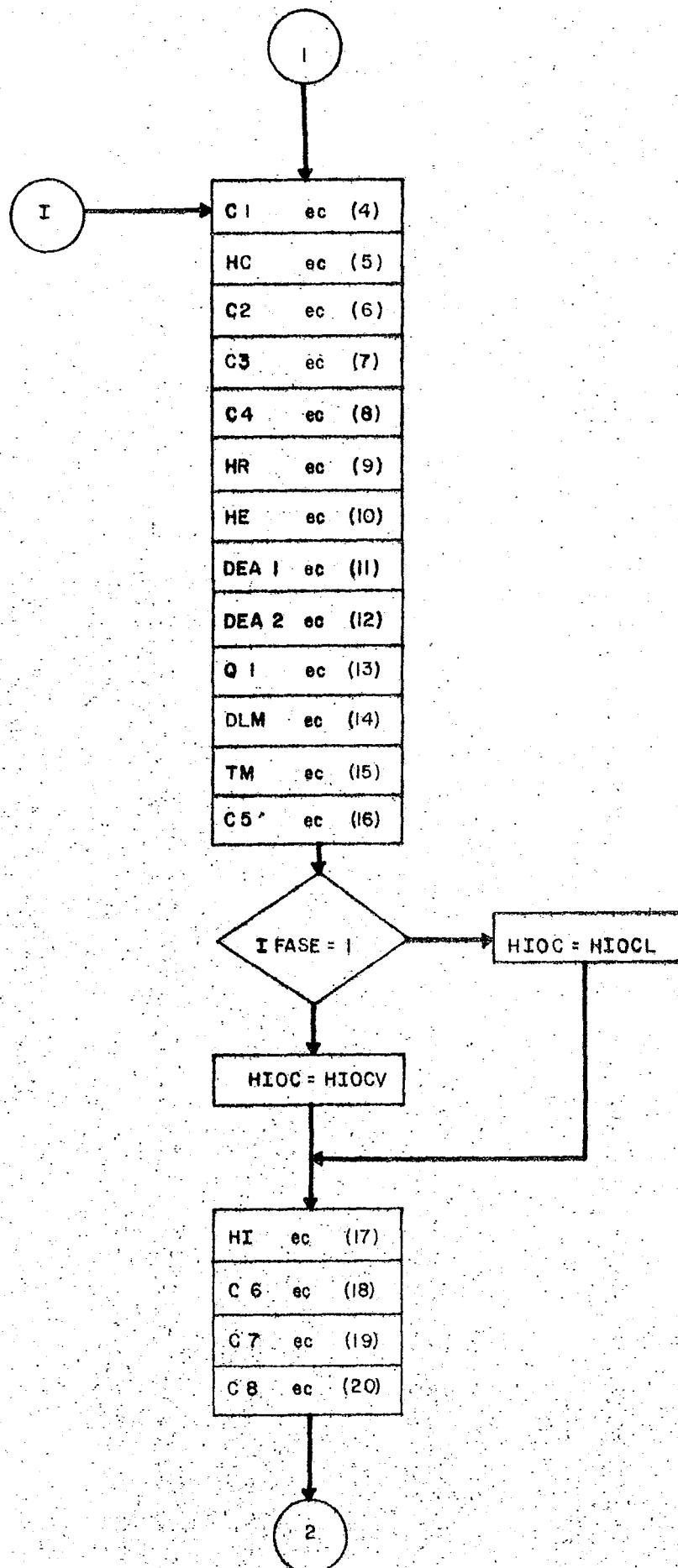
B es el factor que considera la velocidad del viento VEV y toma los siguientes valores:

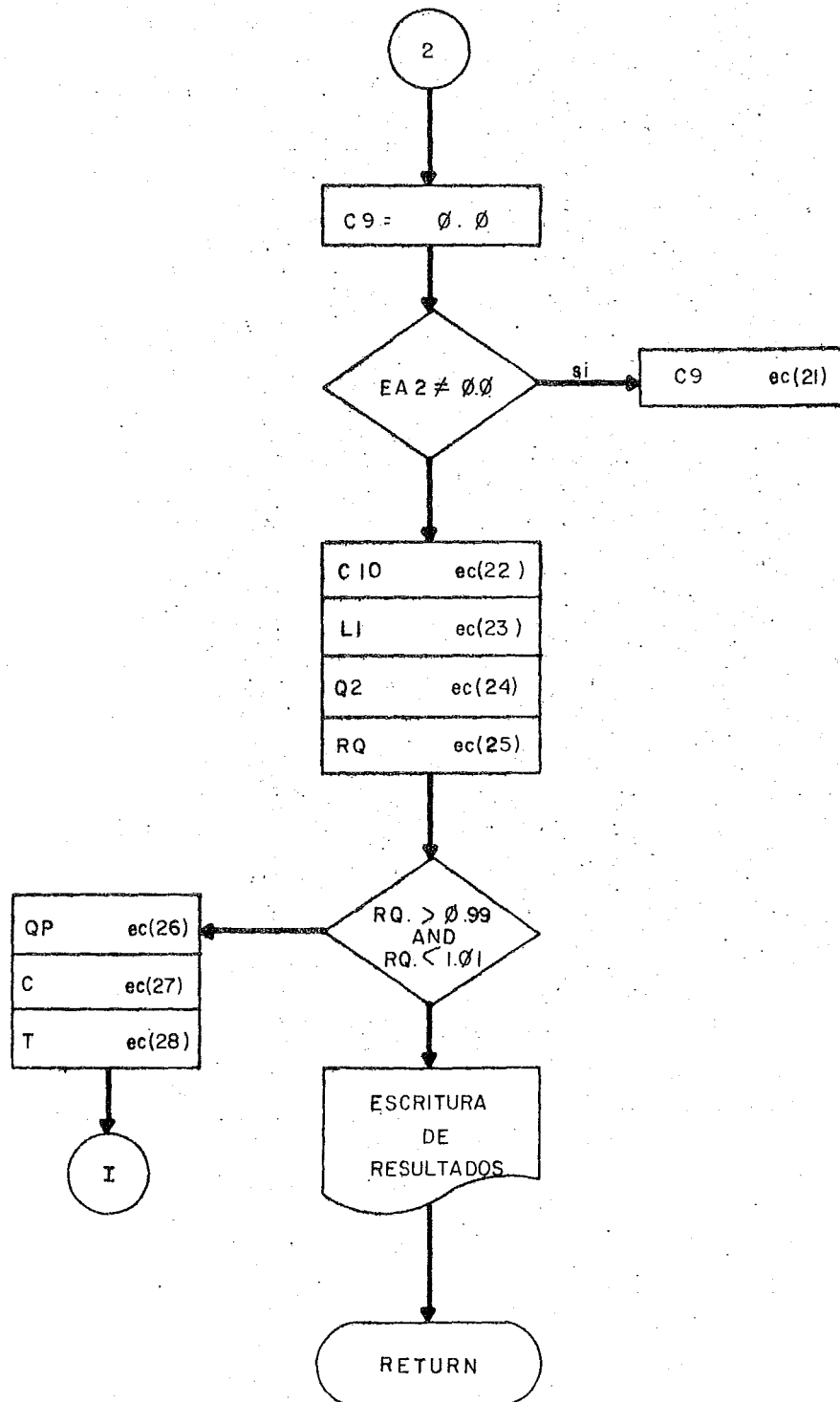
Convección natural B = 1 si VEV < 1 ft/seg

$$B = (60*VEV + 68.9) ** 0.5 / 68.9 \text{ si VEV } \geq 1 \text{ ft/SEG}$$

La subrutina tiene la posibilidad de calcular el coeficiente externo considerando dos aislantes distintos.







ECUACIONES SUBROUTINA HAISLA

```

PGALFA= 1.56*DO**(-0.198) (1)
PGALFA= 1.239*DO**(-0.2) (2)
B= (SQRT(60.*VEV+68.9))/68.9 (3)
C1= PGALFA*(T-TE)**(0.266*B) (4)
HC= C1*((T+TE)/2.)**(-0.181) (5)
C2= (T/100.)**4 (6)
C3= (TE/100.)**4 (7)
C4= 0.173*E/(T-TE) (8)
HR= C4*(C2-C3) (9)
HE= HC+HR (10)
DEA1= DO+(2.*EA1) (11)
DEA2= DO+(2.*(EA1+EA2)) (12)
Q1= 3.1416*HE*DEA2*(T-TE) (13)
DLM= ED/ALOG(DO/DI) (14)
TM= (T1+T2)/2. (15)
C5= 3.1416*(TM-TE) (16)
HI= HIOC*(DO/DI) (17)
C6= (1./DI*HI)+RDI (18)
C7= (ED/(CTD*DLM)) (19)
C8= (1/(2.*CTA1))*ALOG(DEA1/DO) (20)
C9= (1/(2.*CTA2))*ALOG(DEA2/DEA1) (21)
C10= (1./(HE*DEA2)) (22)
U= (C6+C7+C8+C9+C10) (23)
Q2= (C5/U) (24)
RQ= (Q2/Q1) (25)
QP= (Q1+Q2)/2. (26)
C= 3.1416*HE*DEA2 (27)
T= (QP/C)+TE (28)

```

*R#METIS.HAISLA
*10/1/87-09 50

SI ROUTINE HAISLA

```

1. C
2. C*****C
3. C
4. C OBJETIVO CALCULO DEL COEFICIENTE EXTERNO DE TRANSFERENCIA DE C
5. C CALOR EN DUCTOS RECUBIERTOS CON AISLANTE. EL COEFICIENTE- C
6. C TE EXTERNO (HE) SE DEFINE COMO LA SUMA DEL COEFICIENTE- C
7. C TE DE TRANSFERENCIA DE CALOR POR CONVECCION CON EL C
8. C AIRE (HC) Y POR EL COEFICIENTE DE RADIACION (HR) ES C
9. C DECIR. HE=HC+HR C
10. C (R. VIVAS R. CARDONA REVISTA IMP JULIO 1979) C
11. C
12. C OBSERVACIONES IFASE=1 LIQUIDO IPOS=1 VERTICAL C
13. C =2 VAPOR =2 HORIZONTAL C
14. C VEV REPRESENTA LA VELOCIDAD DEL VIENTO C
15. C
16. C*****C
17. C
18. C SECCION DE COMMONS C
19. C
20. C COMMON/PROPEL/ CTD,CTAI,CTAD,ED,EA1,EA2,E,RDI C
21. C P R DO R R RO R R C
22. C COMMON/GLOM/LI,AFT,TETA,DO C
23. C R R C
24. C COMMON/PROC/L,MV,X,ENT,VEV C
25. C R C
26. C COMMON/TMPE/TI1,TI2,TE,TW,TC,TV,T1,T2 C
27. C R R C
28. C COMMON/INDI/ IE,IFASE,IPOS C
29. C R R P C
30. C COMMON/CALC/ ALFA,HC0,OPFR,IPAC,OPFR,OPTOT,HIOCL,HIOCV,HC,HR,HE C
31. C RO RO G G G C
32. C
33. C PGALFA ES EL PARAMETRO GEOMETRICO QUE INTERVIENE EN EL C
34. C CALCULO DEL COEFICIENTE DE CONVECCION NATURAL CON EL AIRE C
35. C PGALFA=1.56*10**(-0.198) C
36. C IF(IPOS.EQ.1)PGALFA=1.239*10**(-0.2) C
37. C P=1. C
38. C IF(VEV.NE.1.)B=(SQRT(60.*VEV+68.9))/68.9 C
39. C T=TE+3. C
40. C 98 C1=P*ALFA*(T-TE)**(1.256*B) C
41. C HC=C1*((T+TE)/2.)**(-0.181) C
42. C C2=(T/100.)**4 C
43. C C3=(TE/100.)**4 C
44. C C4=0.173*F/(T-TE) C
45. C HP=C4*(C2-C3) C
46. C HE=HC+HP C
47. C DEAI=DO+(2.*EA1) C
48. C DEAI2=DO+(2.*(EA1+EA2)) C
49. C C1=7.1416*HE*DEAI*(T-TE) C
50. C FLN=ED/ALOG(DO/DI) C
51. C TX=(TI1+TI2)/2. C
52. C C5=3.1416*(TX-TE) C
53. C IF(IFASE.EQ.1) GO TO 10 C
54. C HIOCV=HIOCV C
55. C GO TO 11 C
56. C 10 HIOCL=HIOCL C
57. C 11 HIF=HIOCV*(DO/LI) C
58. C C6=(1./DI*HIF)+RDI

```

```

59.      C7=(ED/(CTD*CLE))
60.      C8=(1./(2.*CTA1))*ALOG(DEA1/EO)
61.      C9=0.0
62.      IF(EA2,IE.D.C) C9=(1./(2.*CTA2))*ALOG(DEA2/DEA1)
63.      C10=(1./(HE*DEA2))
64.      U=(C6+C7+C8+C9+C10)
65.      Q2=(C5/U)
66.      RQ=(Q2/Q1)
67.      IF(RQ.GT. 0.99 .AND. RQ.LT. 1.01)GO TO 99
68.      QP=(C1+C2)/2.
69.      C=3.1416*HE*LEA2
70.      T=(CP/C)+TE
71.      GO TO 93
72.      99 IF(IE.EC.1)WRITE(6,100) HE
73.      100 FORMAT(3X,'EN HAISLA  HE=',1P5F14.6)
74.      IF(IE.LE.2)WRITE(6,101)HC,HP,U,Q1,Q2
75.      101 FORMAT(5X,'EN HAISLA  HC/HP/U/Q1/Q2=',1P5F14.6)
76.      RETURN
77.      DEBUC UNIT(8),SPECHK,INIT,SUBTRACE
78.      END

```

N 357 IFANK 240 FRANK 35 COMMON

Subrutina HSUELO (HSUE)

Objetivo: Cálculo del coeficiente de transferencia de calor por conducción en un ducto totalmente enterrado - en posición horizontal dentro de un sólido infinito como la tierra del subsuelo y cálculo del flujo de calor por unidad de longitud normal al eje del ducto. (BTU/HR*ft).

M. Rohsenow Hnadbook of heat transfer P. 3-121

El coeficiente de transferencia de calor por conducción normal al eje del ducto es igual a la conductividad térmica del suelo por unidad de longitud, es decir, - - - - (BTU/HR*ft*F)/ft lo cual expresa unidades de coeficiente.

Por lo tanto HSUE=CTSUE

El flujo de calor por conducción QC, se calcula como una función de la relación de profundidad RPROF, entre la profundidad a la cual se encuentra enterrado el ducto (PROF) y el diámetro externo del mismo (DO), es decir $RPROF = (PROF/DO)$, así el cálculo es dirigido a las expresiones correspondientes en tanto que:

$PROF \leq 2 \cdot DO$

Caso I

$PROF \leq 5.*DO$

Caso II

$PROF \leq 5.*DO$

Caso III

Caso I

$X = (2.*PROF)$

$A = (3.1416) * (EXP(X) - EXP(-X))$

$D = A$

Caso II

$BP = (2.*RPROF) + SQRT((2.*RPROF) - 1.)$

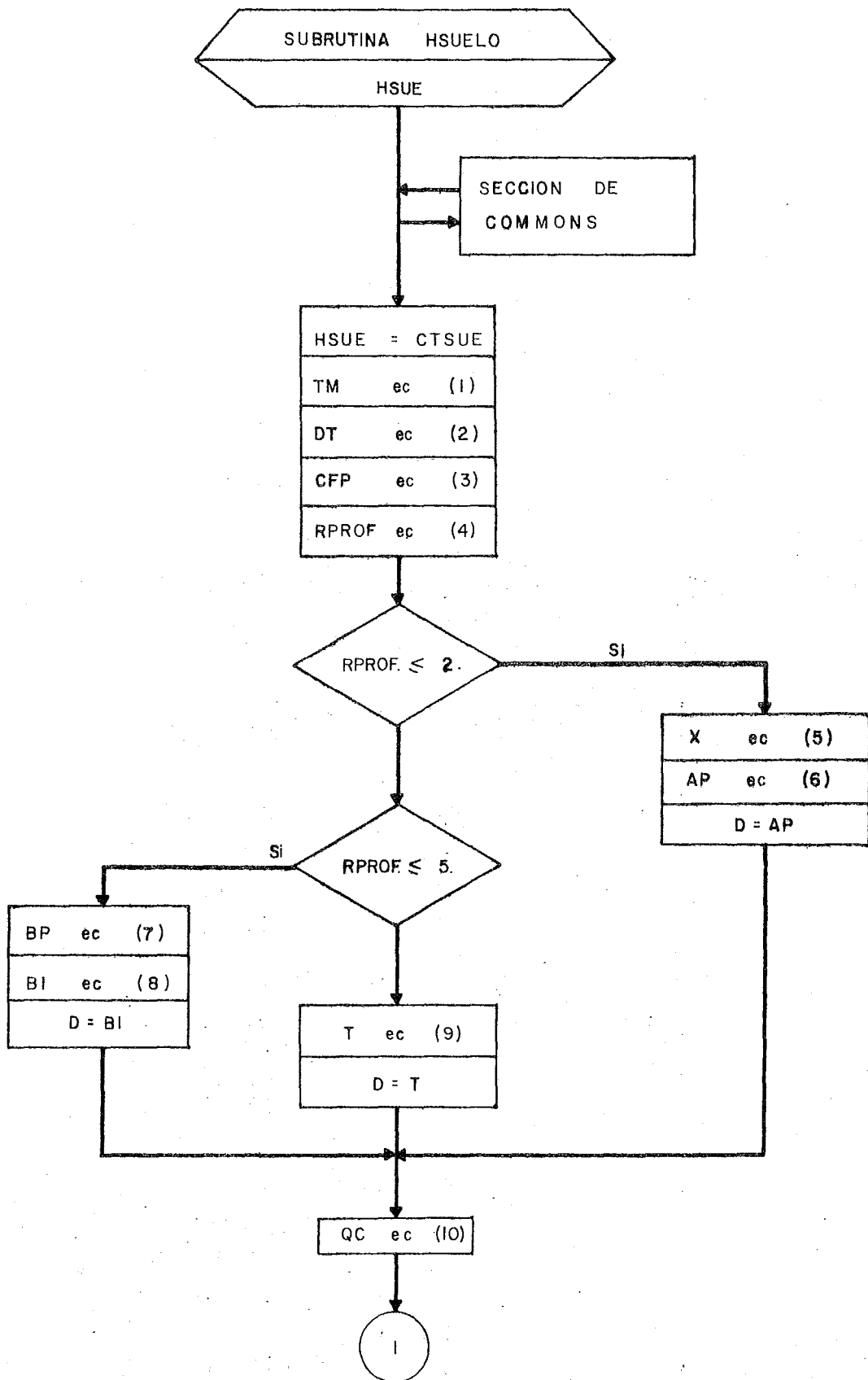
$B1 = (2.*3.1416) / ALOG(BP)$

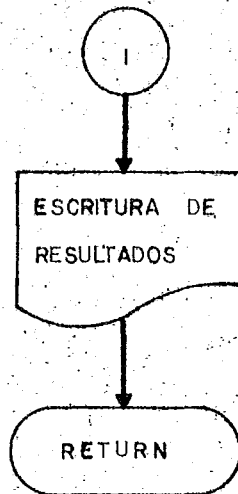
Caso III

$T = (2.*3.1416) / ALOG(4.*RPROF)$

El flujo de calor QC por unidad de longitud normal -
al eje del ducto se calcula mediante la siguiente expresión:

$QC = D * CTSUE * DT$





ECUACIONES SUBROUTINA HSUELO

TM= (T1+T2)/2. (1)
DT= (TM-TSUE) (2)
CFP= (2.*PROF)/DO (3)
RPROF= (PROF/DO) (4)
X= (2.*PROF) (5)
AP= (3.1416)*(EXP(X)-EXP(-X)) (6)
BP= (2.*RPROF)+SQRT((2.*RPROF)-1.) (7)
B1= (2.*3.1416)/ALOG(BP) (8)
T= (2.*3.1416)/ALOG(4.*RPROF) (9)

PROG LITC.HSUELO

```

100  /e - 3
101  SUBROUTINE HSUELO (HSCUE)
102  C*****
103  C
104  C OBJETIVO: CALCULO DEL COEFICIENTE DE TRANSFERENCIA DE CALOR
105  C POR CONDUCCION EN UN DUCTO TOTALMENTE ENTERRADO EN
106  C POSICION HORIZONTAL EN UN SOLIDO INFINITO COMO LA
107  C TIERRA DEL SUBSUELO. Q ES EL FLUJO DE CALOR POR
108  C UNIDAD DE LONGITUD NORMAL AL EJE DEL DUCTO. (BTU/HR*FT)
109  C (M. ROSENOW, HANDBOOK OF HEAT TRANSFER P. 3-121)
110  C
111  C OBSERVACIONES: LA VARIABLE PROF REPRESENTA LA PROFUNDIDAD A LA
112  C CUAL SE ENCUENTRA ENTERRADO EL DUCTO, MEDIDA DESDE
113  C LA SUPERFICIE DE LA TIERRA HASTA EL DIAMETRO DEL
114  C TUBO PARALELO A LA SUPERFICIE DE LA MISMA.
115  C
116  C*****
117  C
118  C SELECCION DE COMMONS
119  C
120  C COMMON/PROPTU/ CTD,CTA1,CTA2,ED,EA1,EA2,E,RDI,RDO,PROF
121  C
122  C COMMON/CON/LI,AFI,TETA,DO
123  C
124  C COMMON/TDPI/ IE
125  C
126  C COMMON/TEMPF/ TT1,TT2,TF,TD,TC,TV,TI,T2,T01,T02,TSUE
127  C
128  C COMMON/PROCC/ WL,V,X,ENT,VLV,VAP1,VAP2,CTSUE
129  C
130  C
131  C EL COEFICIENTE DE TRANSFERENCIA DE CALOR POR CONDUCCION
132  C NORMAL AL EJE DEL DUCTO ES IGUAL A LA CONDUCTIVIDAD
133  C TERMICA DEL SUELO POR UNIDAD DE LONGITUD NORMAL, ES DECIR
134  C  $(BTU/HR*FT*F)/F$ 
135  C  $TSUE=CTSUE$ 
136  C  $TM=(T1+T2)/2.$ 
137  C  $TE=(TM-TSUE)$ 
138  C  $PROF=(2.*TE)/DO$ 
139  C  $PROF=(5*CF/DO)$ 
140  C IF (PROF.LE.2.) GO TO 13
141  C IF (PROF.LE.5.) GO TO 23
142  C  $T=(2.*3.1416)/ALOG(4.*PROF)$ 
143  C  $CF=$ 
144  C GO TO 3
145  C  $CF=(2.*PROF)$ 
146  C  $CF=(0.1416)*(EXP(Y)-EXP(-X))$ 
147  C  $CF=$ 
148  C GO TO 3
149  C  $CF=(0.*PROF)+SIN((2.*PROF)**2-1.)$ 
150  C  $CF=(0.*3.1416)/ALOG(CF)$ 
151  C  $CF=1$ 
152  C  $CF=(DO*CTSUE*FI)$ 
153  C  $CF=(TD*CTA2)UNIT(6,1,1)WHL,E,R1,1,DT,CC$ 
154  C  $CF=(8*UNIT(2,1)E14 HSUE/AF/1/T/DT/CC)*1P5E14.6,/3X,$ 
155  C  $*1P5E14.6)$ 
156  C RETURN
157  C
158  C STOP UNIT(8),SURF4,INIT,SURFACE

```

Subrutina WARD (HCWAR).

Objetivo: Cálculo del coeficiente de transferencia de calor en la condensación de vapores multicomponentes sin la presencia de gases incondensables.

Dennis J. Ward Petro/Chem Engineer Oct. 1960

El método de Ward que a continuación se describe, supone dos consideraciones muy importantes.

1).- La mezcla de vapores debe de tener un rango de condensación (o una variación del peso molecular de la mezcla a lo largo del equipo), suficientemente pequeño para que no se presenten problemas de difusión en la vecindad del condensado y tampoco se presenten las condiciones para la transformación de niebla.

2).- Debe existir suficiente interacción entre el líquido y el vapor para mantener el equilibrio físico entre las dos fases.

La expresión propuesta por Ward es la siguiente:

$$HEFF = HV * (1. + \frac{CAVAP * DVDT}{WVAP * CVP})$$

en donde:

HV: Coeficiente de transferencia de calor de la fase vapor -
(Sieder y Tate).

CAVAP: Calor latente de vaporización.

DVDT: Relación entre el cambio de vaporización y la diferen
cia de temperatura en el intervalo $(VAP1 - VAP2)/(TT1 - TT2)$.

WVAP: Media aritmética de la vaporización en el intervalo -
 $(VAP1 + VAP2)/2$.

CPV: Capacidad calorífica a presión constante del vapor.

Y se debe interpretar como la expresión que define el
coeficiente efectivo entre el seno del vapor y la superficie
de la película del condensado.

FIG. 1

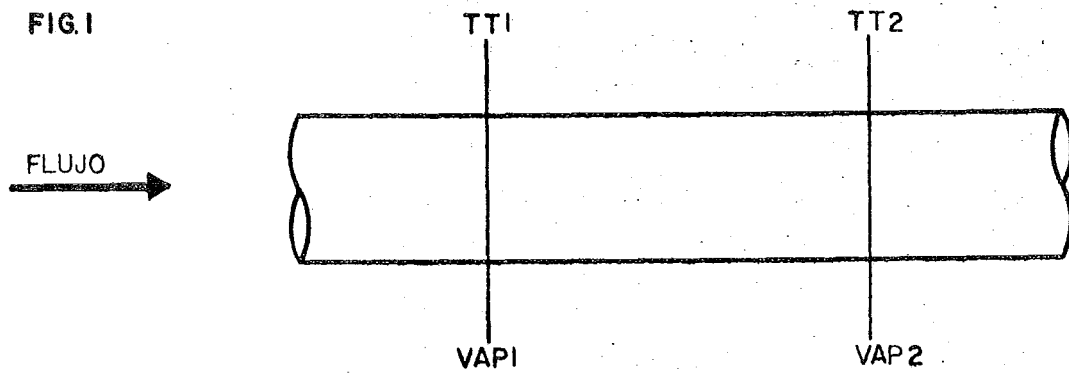
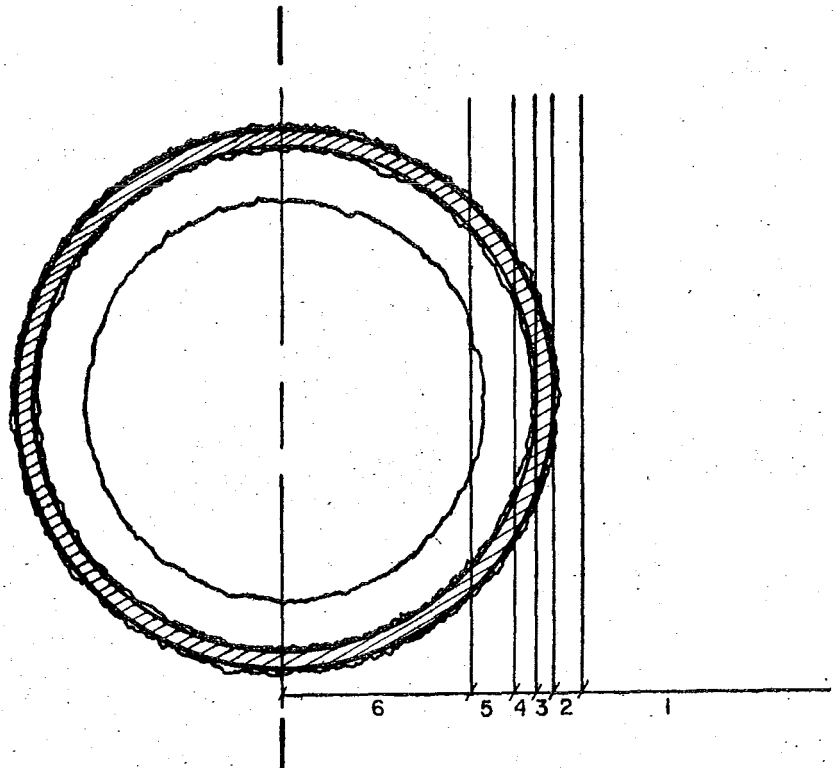


FIG. 2



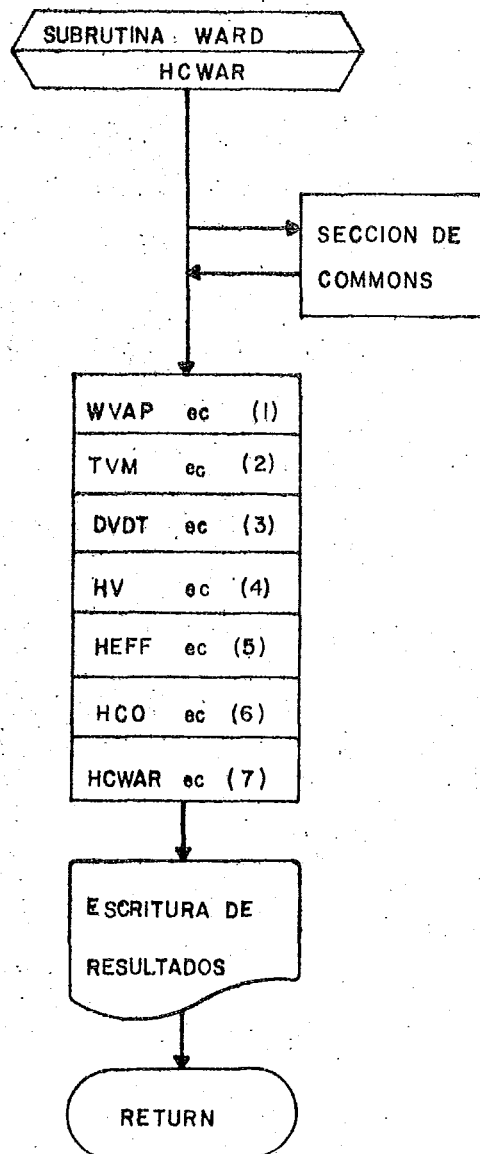
- 1 HO: Coeficiente externo.
- 2 RDO: Ensuciamiento externo.
- 3 RW: Resistencia de la pared y aislantes.
- 4 RDI: Ensuciamiento interno.
- 5 HCON: Coeficiente de transferencia de calor por condensa
ción modelo anular.
- 6 HEFF: Coeficiente de transferencia de calor efectivo pro
puesto por Ward.

El coeficiente efectivo considera el enfriamiento sen
sible del vapor que no condensa en ese intervalo, el cambio
de estado, a través del calor latente y los efectos de trans
ferencia de una masa que puedan existir.

Este coeficiente se integrará a la expresión tradicio
nal de coeficiente global de transferencia de calor en ese
intervalo.

$$UI = \frac{1.}{\frac{1.}{HEFF} + \frac{1.}{HCON} + RDO + RW + RDI + \frac{1.}{HIO}}$$

La deducción de la expresión del coeficiente efectivo
se consigna en el apéndice.



*OBJET J. WARD

/04/6 - 12 36

SUBROUTINE WARD(HCWAR)

*****C
 C OBJETIVO CALCULO DEL COEFICIENTE DE TRANSFERENCIA DE CALOR C
 C EN LA CONDENSACION DE VAPORES MULTICOMPONENTES C
 C SIN LA PRESENCIA DE GASES INCONDENSABLES. C
 C (DENNIS J. WARD PETRO/CHEM ENGINEER OCT. 1960) C

OBSERVACIONES

C TT1 TEMPERATURA DEL VAPOR A LA ENTRADA DEL INTERVALO C
 C TT2 TEMPERATURA DEL VAPOR A LA SALIDA DEL INTERVALO C
 C VAP1 CANTIDAD DE VAPOR A LA ENTRADA DEL INTERVALO (LB/HR) C
 C VAP2 CANTIDAD DE VAPOR A LA SALIDA DEL INTERVALO (LB/HR) C
 C EL CALCULO SE LLEVA A CABO POR INTERVALOS A LO LARGO DEL EQUIPO C
 C EL VALOR DE VAP2 DEBERA SER SUPUESTO Y POSTERIORMENTE COMPROBADO C
 C POR MEDIO DE BALANCES DE CALOR Y DE TRANSFERENCIA. C
 C HCWAR RESULTADO DEL CALCULO (COEFICIENTE EFECTIVO) C
 C UNIDADES BTU/HR-FT²-F. C

*****C

SECTION COMMONS

C COMMON /PROPIN/ DEL1,DEV1,DEL2,VIL,VIV,CTL,CTV,CPL,CPV, R

C IBETA,CAVAP R

C COMMON /PROFDU/ CTD,CTA1,CTA2,ED,EA1,EA2,E,RDE,RDO R R

C COMMON /GEOM/ DI,AFT,TETA,DO R R

C COMMON /PROC/ WL,WV,X,ENT,VEV,VAP1,VAP2 R R

C COMMON /INDI/ IE R

C COMMON /TENPE/ TT1,TT2,TE,TW R R R

C COMMON /CALC/ ALFA,HCON,DPER,DPAC,DPGR,DPTOT,HIOCL,HIOCV,HC,HE, R
 C IHOCLE,HOCVE,REL,REV,PSY,DPZFP,HEFF R

C CALCULO DE LA TEMPERATURA MEDIA DEL VAPOR EN EL INTERVALO

C CALCULO DE LA CANTIDAD DE VAPOR QUE CONDENSA EN ESE INTERVALO

C $WVAP = (VAP1 + VAP2) / 2$

C $TVM = (TT1 + TT2) / 2$

C CALCULO DE VARIACION DE LA VAPORIZACION

C CON RESPECTO A LA TEMPERATURA

C $DVDT = (VAP1 - VAP2) / (TT1 - TT2)$

C $HV = HIOCV * (DO / DI)$

C CALCULO DEL COEFICIENTE EFECTIVO PARA LA FASE GASEOSA

C $HEFF = HV * (1 + (CAVAP * DVDT / (WVAP * CPV)))$

C $HCO = HCON * DI / (DI + 2 * ED)$

C SE REFIRIO EL HCO AL AREA EXTERNA DEL TUBO.

C CALCULO DEL COEFICIENTE DE TRANSFERENCIA DE CALOR

C DE TODO EL FENOMENO DE LA CONDENSACION.

C $HCWAR = HCON * HEFF / (HEFF + HCON)$

C IF (T.EQ.1) WRITE(6,400) HCWAR

C FORMAT(3X,'EN WARD HCWAR=',1P14.6)

C IF (T.LE.2) WRITE(6,500) DVDT,HEFF,HCON

167

00
01
02

500 FORMAT(5X, 'EN HARD DVOT/HEFF/HCON=', IP3E14.6)
RETURN
DEBUG UNIT(8), SUBCHK, INIT, SUBTRACE
END

END FTN 93 IBANK 86 DBANK 54 COMMON

0FIN

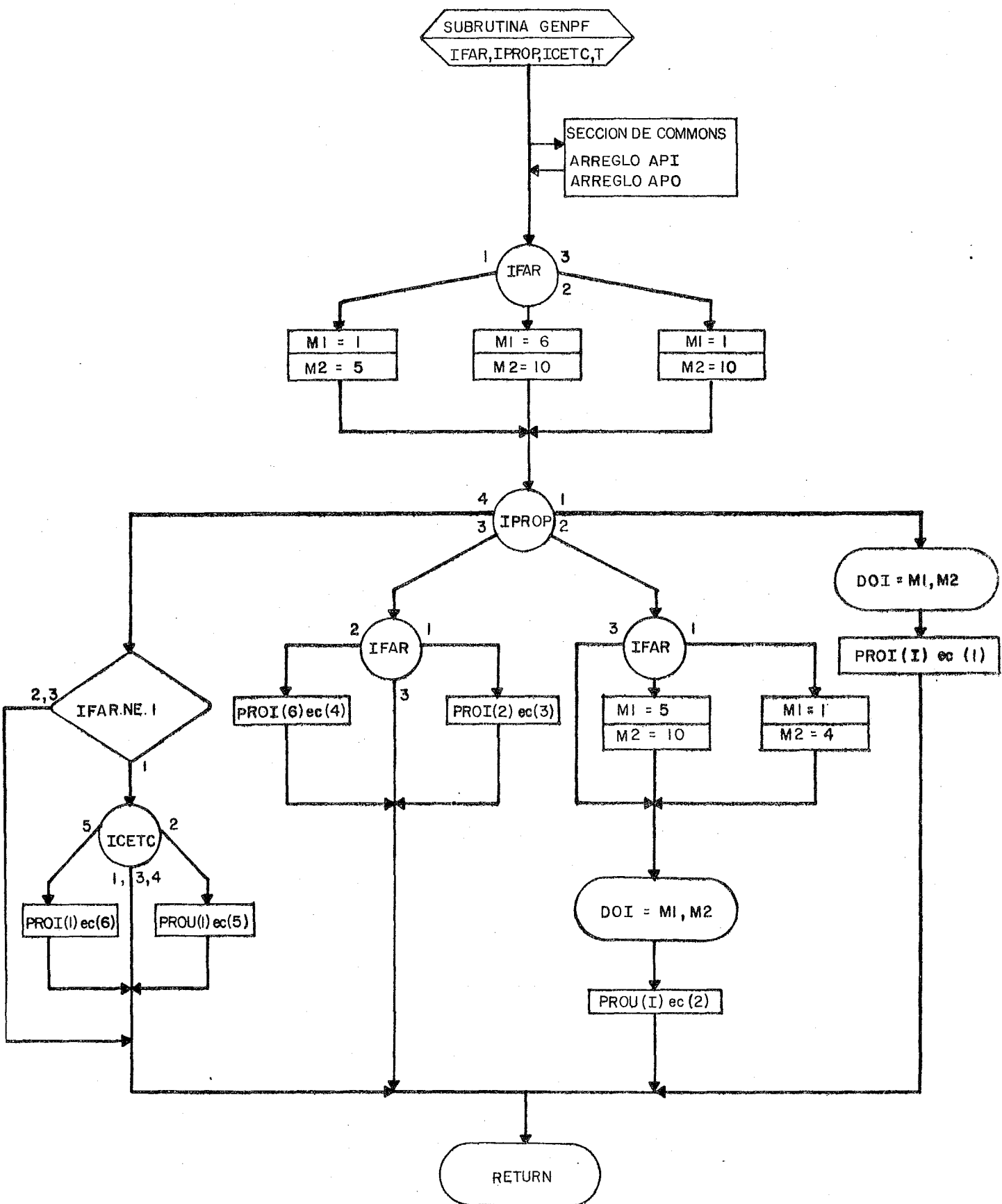
Subrutina GENPF (IFAR, IPROP, ICETC, T)

Objetivo: Evaluación de las propiedades físicas dentro y/o fuera de ductos en base a funciones no lineales de la temperatura.

Para el caso de evaluación de propiedades por dentro de ductos la subrutina utiliza un arreglo de coeficientes - $API(I,J)$.

En caso de evaluación de propiedades por fuera de ductos la subrutina utiliza el arreglo de coeficientes $APO(I,J)$.

Ambos arreglos, contienen los coeficientes de cada -- propiedad representada por el sub-índice I, el sub-índice J de cada elemento del arreglo indica el j ésimo coeficiente -- para formar cada una de dichas funciones, las cuales se evalúan a las temperaturas adecuadas dependiendo del índice de método IMET, esto se hace para efecto de evitar que en algún momento las propiedades físicas involucradas en los cálculos sean iguales y su diferencia y la diferencia entre las temperaturas a las cuales fueron evaluadas resulten cero.



ECUACIONES SUBROUTINA GENPF

PROI(I)= API(I,1)+API(I,2)T+API(I,3)T**2+API(I,4)T**3

I=M1,M2 ec (1)

PROV(I)= APO(I,1)+APO(I,2)T+APO(I,3)T**2+APO(I,4)T**3

I= M1,M2 ec (2)

PROI(2)=API(2,1)+API(2,2)T+API(2,3)T**2+API(2,4)T**3 ec (3)

PROI(6)=API(6,1)+API(6,2)T+API(6,3)T**2+API(6,4)T**3 ec (4)

PROV(1)=APO(1,1)+APO(1,2)T+APO(1,3)T**2+APO(1,4)T**3 ec (5)

PROI= API(1,1)+API(1,2)T+API(1,3)T**2+API(1,4)T**3 ec (6)

,DIMPLETES,GENPF

#10/21/80-21 10

```
1.      SUBROUTINE GENPF(IFAR,IPROP,ICETC,T)
2.      C*****
3.      C
4.      C      OBJETIVO EVALUACION DE LAS PROPIEDADES FISICAS DENTRO Y/O FUERA
5.      C      DE DUCTOS EN BASE A FUNCIONES NO LINEALES DE LA
6.      C      TEMPERATURA.
7.      C
8.      C      OBSERVACIONES PARA EL CASO DE PROPIEDADES POR DENTRO DE DUCTOS
9.      C      LA SUBROUTINA UTILIZA UN ARREGLO DE COEFICIENTES API(I,J)
10.     C      EN CASO DE PROPIEDADES POR FUERA DE DUCTOS UTILIZA EL
11.     C      ARREGLO APO(I,J), LOS CUALES SE DAN COMO DATO.
12.     C
13.     C      IFASE=1 LIQUIDO
14.     C      =2 VAPOR
15.     C      =3 LIQUIDO Y VAPOR
16.     C
17.     C      IPROP=1 EVALUA TODAS LAS PROPIEDADES POR DENTRO DEL DUCTO
18.     C      IPROP=2 EVALUACION DE TODAS LAS PROP. POR FUERA DE DUCTO
19.     C      IPROP=3 EVALUACION DE LA VISCOSIDAD DEL LIQUIDO O VAPOR
20.     C      POR DENTRO DE DUCTOS.
21.     C      IPROP=4 EVALUACION DE LA DENSIDAD DEL LIQUIDO POR DENTRO
22.     C      O POR FUERA DE DUCTOS.
23.     C
24.     C      ICETC=1 EVALUACION DEL COEFICIENTE EXTERNO DE TRANSFERENCIA
25.     C      DE CALOR CON AIRE A PRESION ATMOSFEICA Y TEMPERATURA
26.     C      AMBIENTE.
27.     C      ICETC=2 EVALUACION DEL COEFICIENTE EXTERNO DE TRANSFERENCIA
28.     C      DE CALOR CON LIQUIDOS.
29.     C      ICETC=3 EVALUACION DEL COEFICIENTE EXTERNO DE TRANSFERENCIA
30.     C      DE CALOR EN DUCTOS AISLADOS.
31.     C      ICETC=4 EVALUACION DEL COEFICIENTE EXTERNO DE TRANSFERENCIA
32.     C      DE CALOR EN DUCTOS ENTERRADOS.
33.     C      ICETC=5 EVALUACION DEL COEFICIENTE EXTERNO DE TRANSFERENCIA
34.     C      DE CALOR EN CAMBIADORES DE DOBLE TUBO.
35.     C*****
36.     C
37.     C      DIMENSION PROI(10),PROU(10)
38.     C
39.     C      SECCION COMMONS
40.     C
41.     C      COMMON/PROPIN/ DEL1,CEV1,DEL2,VIL,VIV,CTL,CTV,CPL,CPV,
42.     C      G G G G G G G G
43.     C      1BETA,CAVAP,VILW,VIVW,TENSUP
44.     C      G G G G
45.     C      COMMON/PROPOU/ DELE1,DEVE1,DELE2,VILE,VIVE,CTLE,CTVE,CPLE,CPVE,
46.     C      C G G G G G G G G
47.     C      1BETA2
48.     C      G
49.     C      COMMON/PROOC/ WL,WV,X,ENT,VE,VAP1,VAP2
50.     C      G G
51.     C      COMMON/APROP/ API(10,4),APO(10,4)
52.     C      R R
53.     C
54.     C      DO 5 I=1,10
55.     C      5 READ(5,888)(API(I,J),J=1,4),(APO(I,J),J=1,4)
56.     C      888 FORMAT(8F10.4)
57.     C      DO 10 I=1,20,30,40,50
58.     C      10 TO(11,20,30),IFAR
```

```

50.      10 M1=1
60.      M2=5
61.      GO TO 40
62.      20 M1=6
63.      M2=10
64.      GO TO 40
65.      30 M1=1
66.      M2=10
67.      40 GO TO(11,21,31,41),IPROP
68.      11 DO 1 I=M1,M2
69.      C  EVALUACION DE TODAS LAS PROPIEDADES POR DENTRO DE DUCTOS
70.      1 PROI(I)=API(I,1)+API(I,2)*T+API(I,3)*(T**2)+API(I,4)*(T**3)
71.      IF(I.EQ.1)DELE1=PROI(I)
72.      IF(I.EQ.2)VIL=PROI(I)
73.      IF(I.EQ.3)CTLE=PROI(I)
74.      IF(I.EQ.4)CPLE=PROI(I)
75.      IF(I.EQ.5)TENSUP=PROI(I)
76.      IF(I.EQ.6)DEVI=PROI(I)
77.      IF(I.EQ.7)VIV=PROI(I)
78.      IF(I.EQ.8)CTV=PROI(I)
79.      IF(I.EQ.9)CPV=PROI(I)
80.      IF(I.EQ.10)CAVAP=PROI(I)
81.      GO TO 51
82.      21 GO TO(111,222,333),IFAR
83.      111 M1=1
84.      M2=4
85.      GO TO 333
86.      222 M1=5
87.      M2=10
88.      GO TO 333
89.      333 DO 2 I=M1,M2
90.      C  EVALUACION DE TODAS LAS PROPIEDADES POR FUERA DEL DUCTO
91.      2 PROU(I)=APO(I,1)+APO(I,2)*T+APO(I,3)*(T**2)+APO(I,4)*(T**3)
92.      IF(I.EQ.1)DELE1=PROU(I)
93.      IF(I.EQ.2)VILE=PROU(I)
94.      IF(I.EQ.3)CTLE=PROU(I)
95.      IF(I.EQ.4)CPLE=PROU(I)
96.      IF(I.EQ.5)DEVE1=PROU(I)
97.      IF(I.EQ.6)VIVE=PROU(I)
98.      IF(I.EQ.7)CTVE=PROU(I)
99.      IF(I.EQ.8)CPVE=PROU(I)
100.      IF(I.EQ.9)VAP1=PROU(I)
101.      IF(I.EQ.10)VAP2=PROU(I)
102.      GO TO 51
103.      31 GO TO(555,444,51),IFAR
104.      C  EVALUACION DE LA VISCOSIDAD DEL VAPOR POR DENTRO DEL DUCTO
105.      444 PROI(I)=API(2,1)+API(2,2)*T+API(2,3)*(T**2)+API(2,4)*(T**3)
106.      VIVW=PROI(I)
107.      GO TO 51
108.      C  EVALUACION DE LA VISCOSIDAD DEL LIQUIDO POR DENTRO DEL DUCTO
109.      555 PROI(I)=API(7,1)+API(7,2)*T+API(7,3)*(T**2)+API(7,4)*(T**3)
110.      VILW=PROI(I)
111.      GO TO 51
112.      41 IF(IFAR.NE.1) GO TO 51
113.      GO TO(51,666,51,,51,777),ICETC
114.      C  EVALUACION DE LA DENSIDAD DEL LIQUIDO POR FUERA DEL DUCTO.(DELE2)
115.      666 PROU(I)=APO(1,1)+APO(1,2)*T+APO(1,3)*(T**2)+APO(1,4)*(T**3)
116.      DELE2=PROU(I)
117.      GO TO 51
118.      C  EVALUACION DE LA DENSIDAD DEL LIQUIDO POR DENTRO DEL DUCTO.(DEL2)

```

```
119.      777 PROI(I)=API(1,1)+API(1,2)*T+API(1,3)*(T**2)+API(1,4)*(T**3)
120.      DELP=PROI(I)
121.      51 RETURN
122.      DEBUG UNIT(8),SUBCHK,INIT,SUBTRACE
123.      END
```

```
978 IF ANK 276 DEANK 111 COMMON
```

PROGRAMA PRINCIPAL

O P E R A T O R I A

Se presenta un algoritmo de carácter general para la integración de las subrutinas en el diagrama de flujo -- considerado a continuación.

En este algoritmo, los coeficientes de transferencia de calor sin cambio de fase, por dentro del ducto son calculados y en caso de ser necesario, corregidos por efectos de convección natural.

Para los coeficientes externos se hace uso de las subrutinas correspondientes, en función del fenómeno externo involucrado. (aire, agua, tierra u otros fluidos).

El algoritmo considera tres métodos para el cálculo del coeficiente global de transferencia de calor para fluidos sin cambio de fase.

METODO I

Método de temperatura media, en el cual se evalúan las propiedades físicas de los fluidos a dicha temperatura y se realizan los cálculos de coeficientes y caída de presión.

METODO II

Método de la U logarítmica, en este método se calculan los coeficientes de transferencia de calor y los coeficientes globales a las condiciones frontera. (Condiciones de entrada y salida). Y se ponderan en forma logarítmica con los acercamientos de temperatura correspondientes.

METODO III

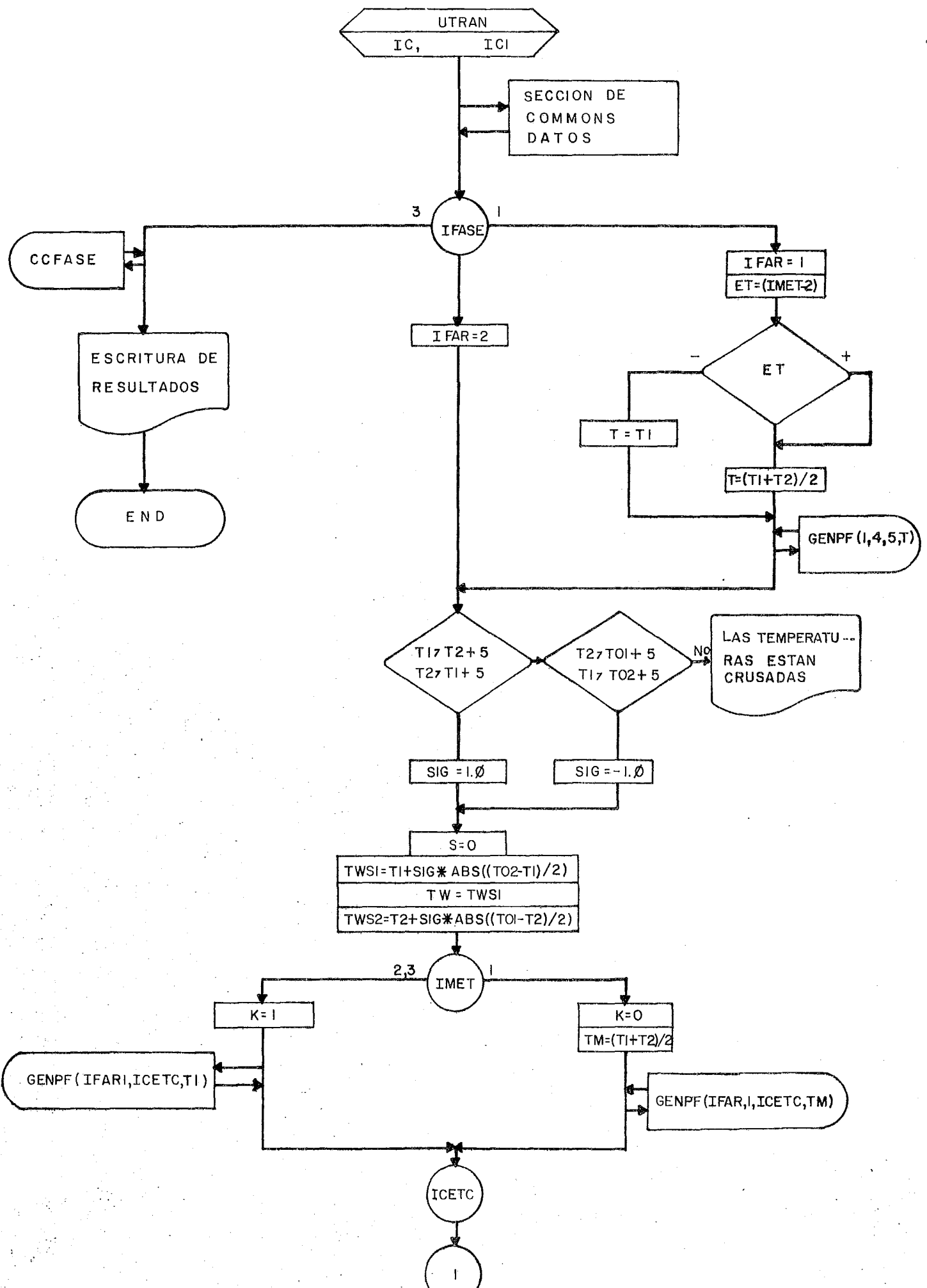
Método de temperatura calórica, este método considera el -- cálculo de una temperatura a la cual se evalúan las propiedades físicas representativas de los fluidos de manera que se tomen en cuenta los coeficientes globales de transferencia de calor, haciendo el cálculo de prueba y error.

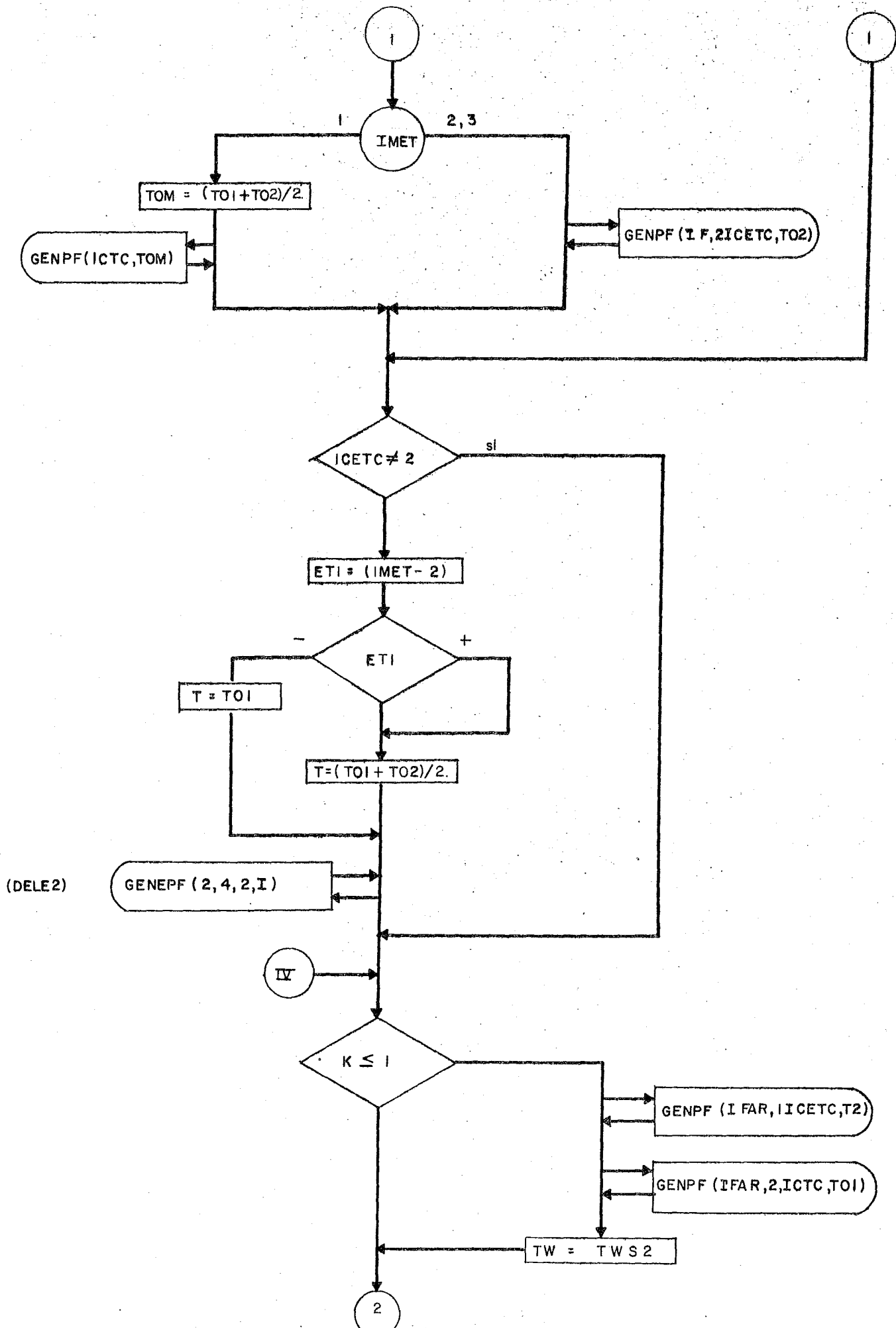
Para el caso del cálculo del coeficiente con cambio de fase se propone un cálculo por intervalos en función de -- la diferencia total de temperatura, que a su vez permite la determinación de la longitud y el área de transferencia de -- dicho intervalo. Se determina el patrón de flujo, se evalúa el coeficiente de transferencia de calor por condensación mediante la suposición de una temperatura del condensado y una temperatura supuesta de pared, (se calcula el coeficiente de transferencia externo (h_o)), se evalúa el coeficiente del -- núcleo que forma la fase vapor en los modelos de condensación dentro de ductos, y que es requerido para el cálculo del --

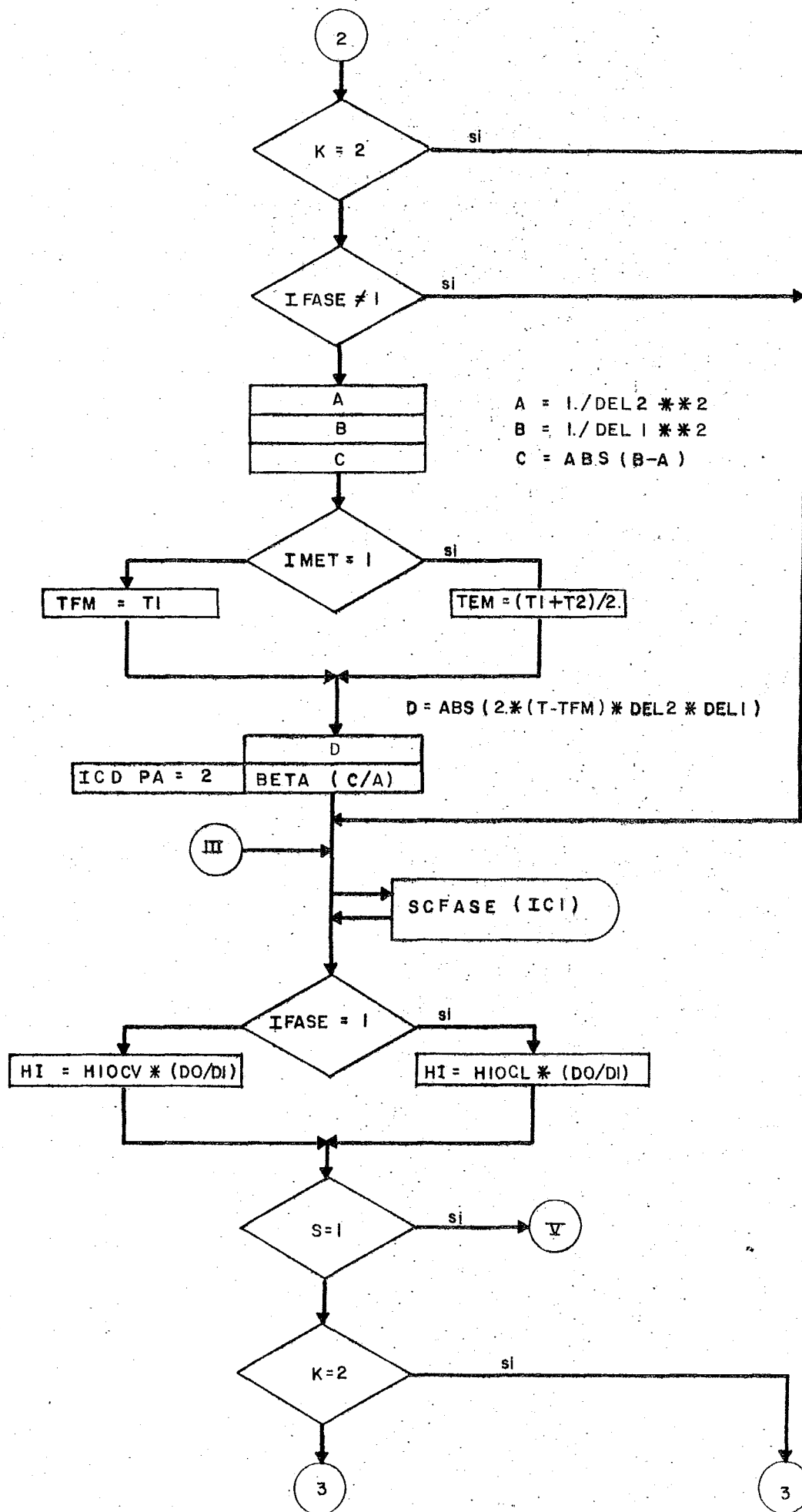
coeficiente efectivo de Ward, dicho coeficiente, permite el balance de calor requerido para determinar la temperatura - del condensado y la convergencia con el valor supuesto.

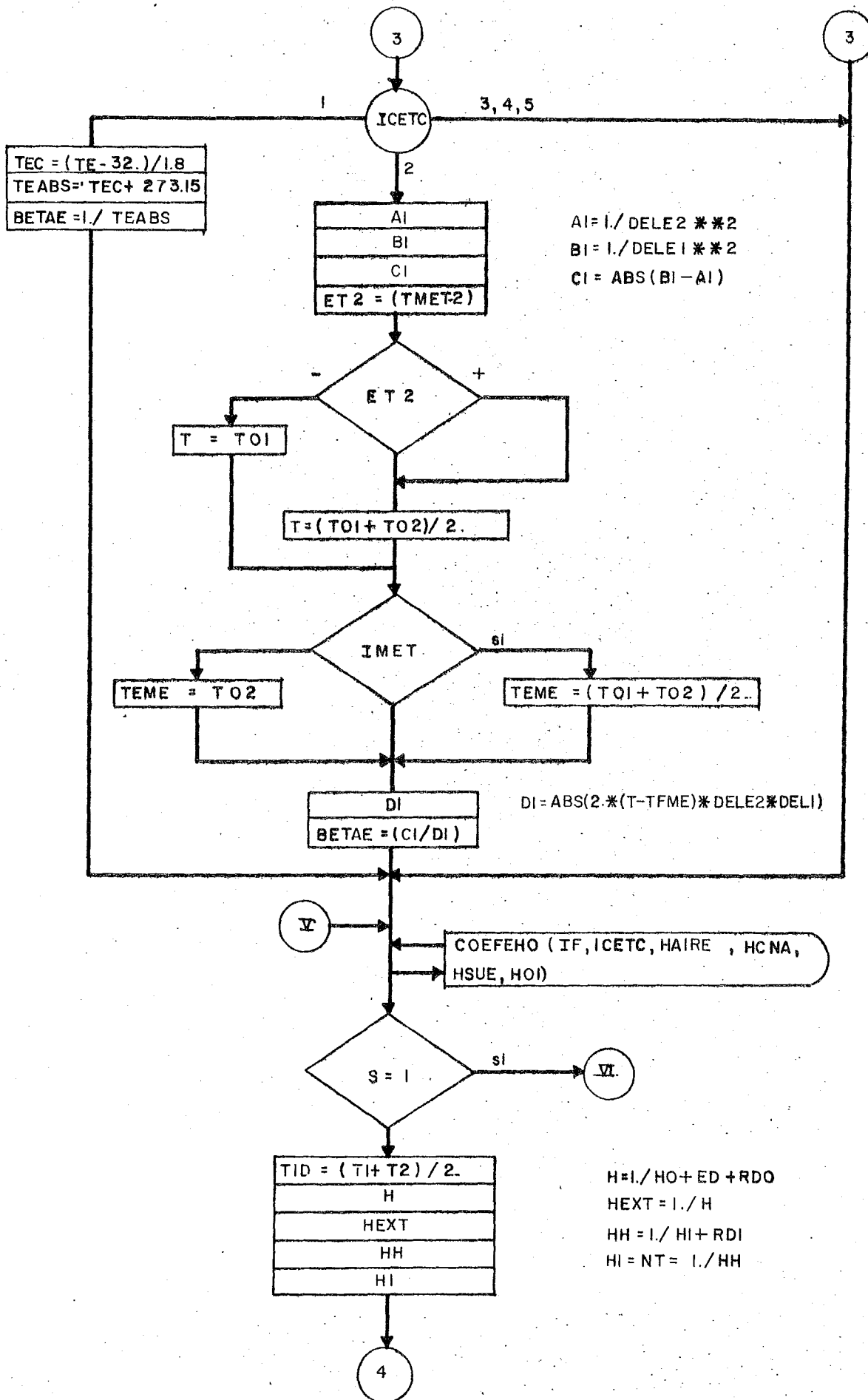
Posteriormente se propone el efectuar el balance - de calor para determinar la temperatura de pared correcta.

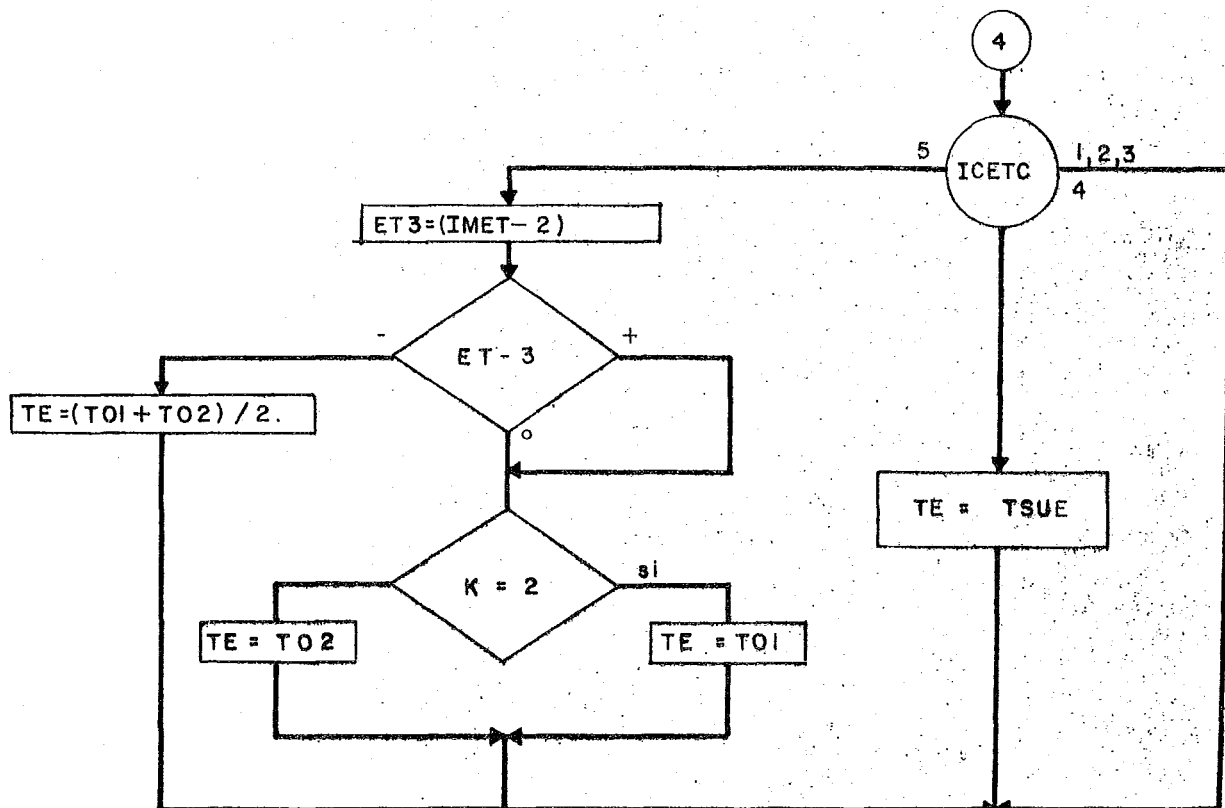
Una vez que se satisfacen las condiciones de convergencia se evalúa el coeficiente global y se procede a determinar las temperaturas del nuevo intervalo, así como su - - área de transferencia y se continua hasta concluir la longitud total del ducto.



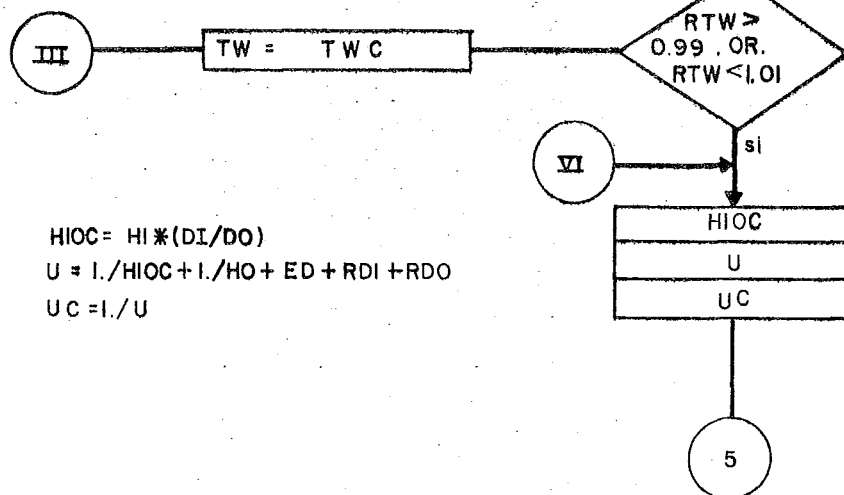




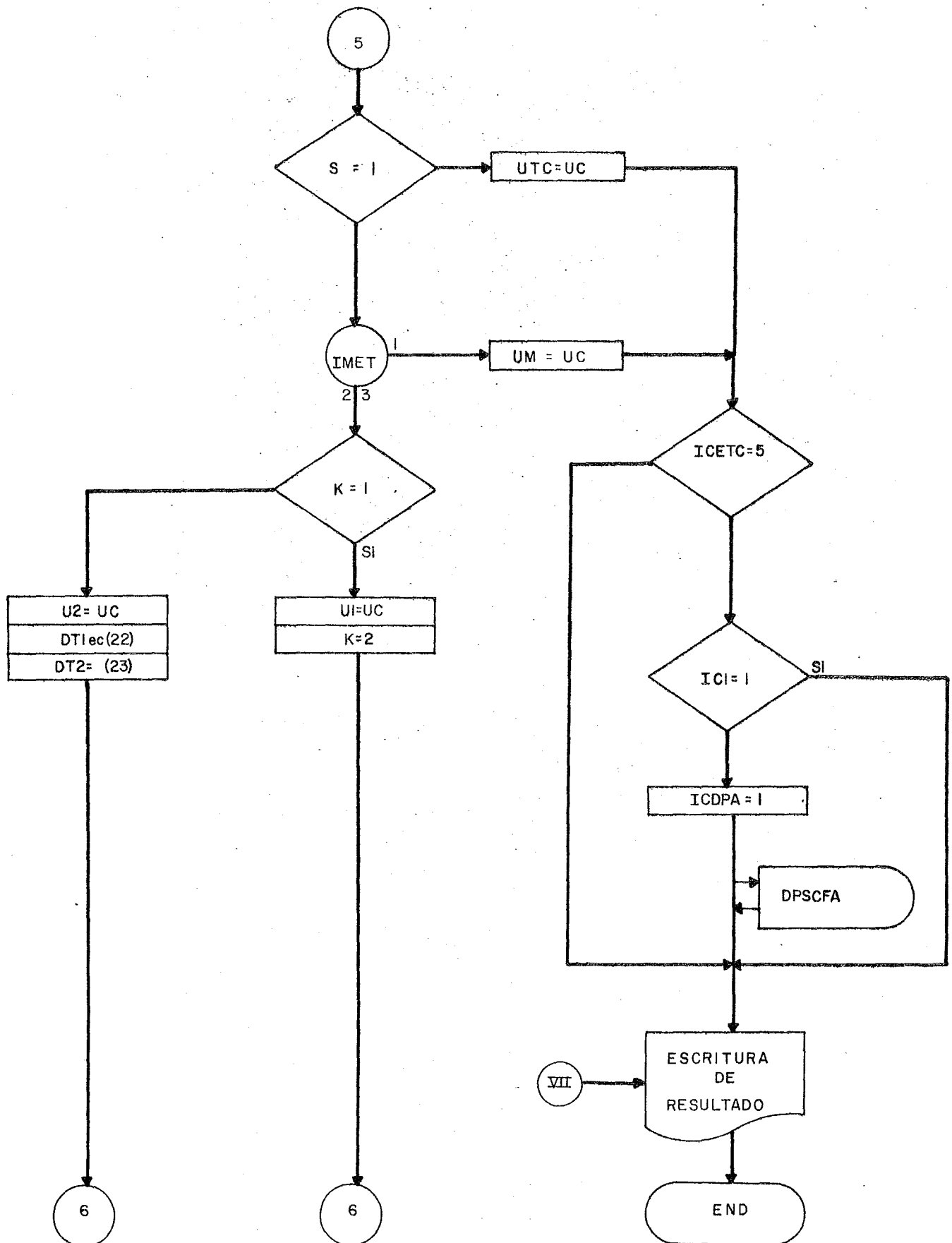


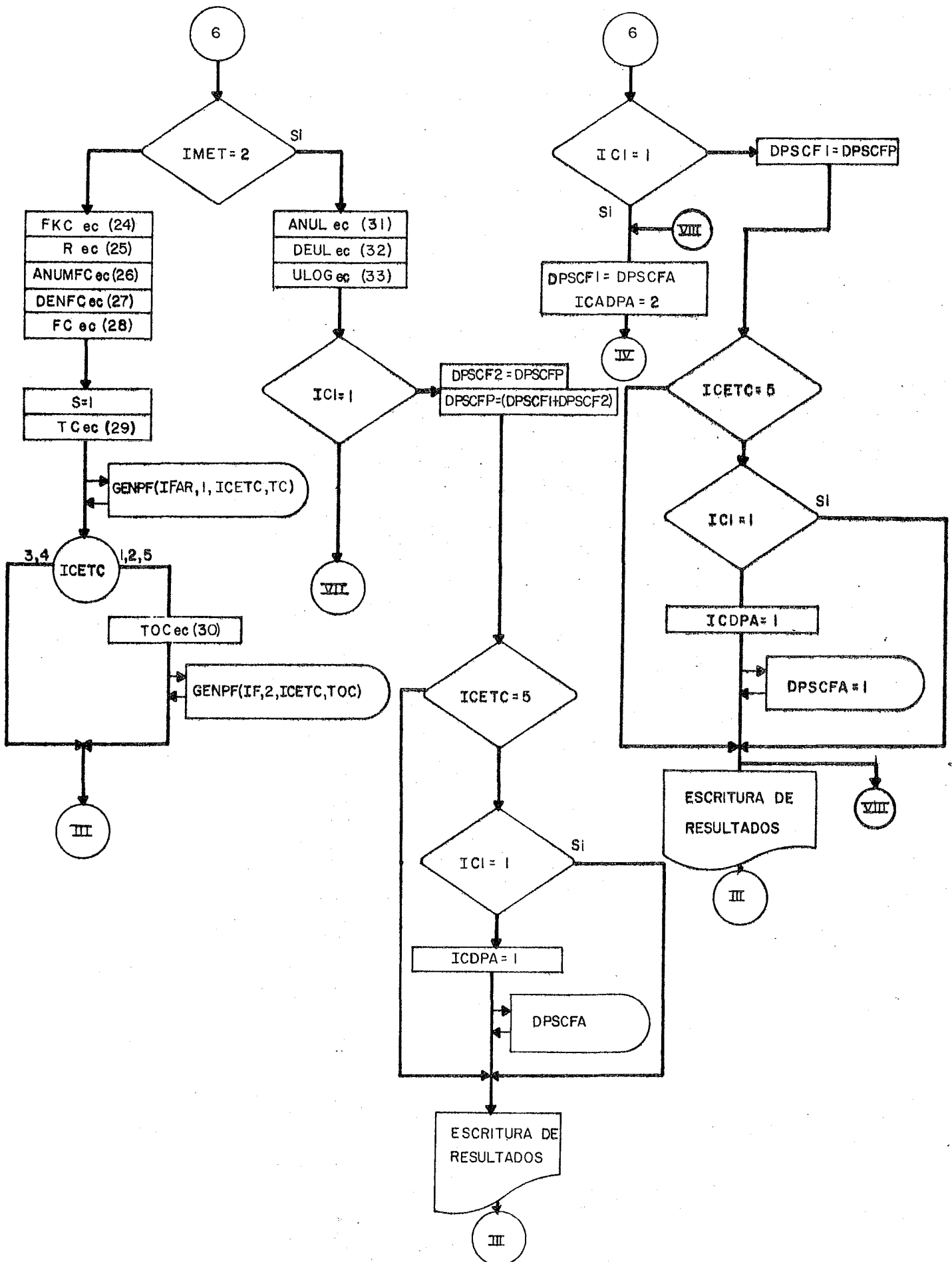


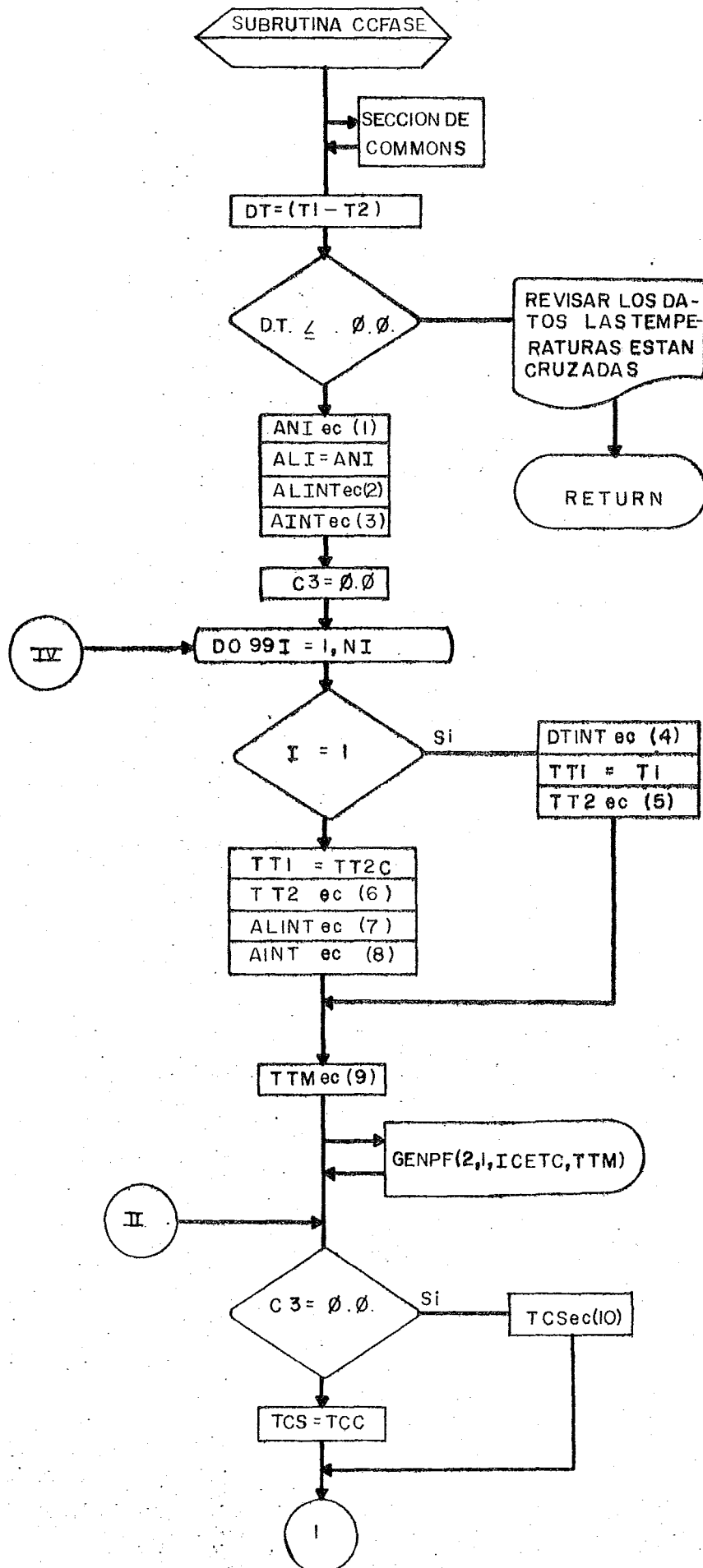
$ANUM = HEXT * TE + HINT * TIO$
 $DEN = XEXT * HINT$
 $TWC = (ANUM / DEN)$
 $RTW = (TW / TWC)$

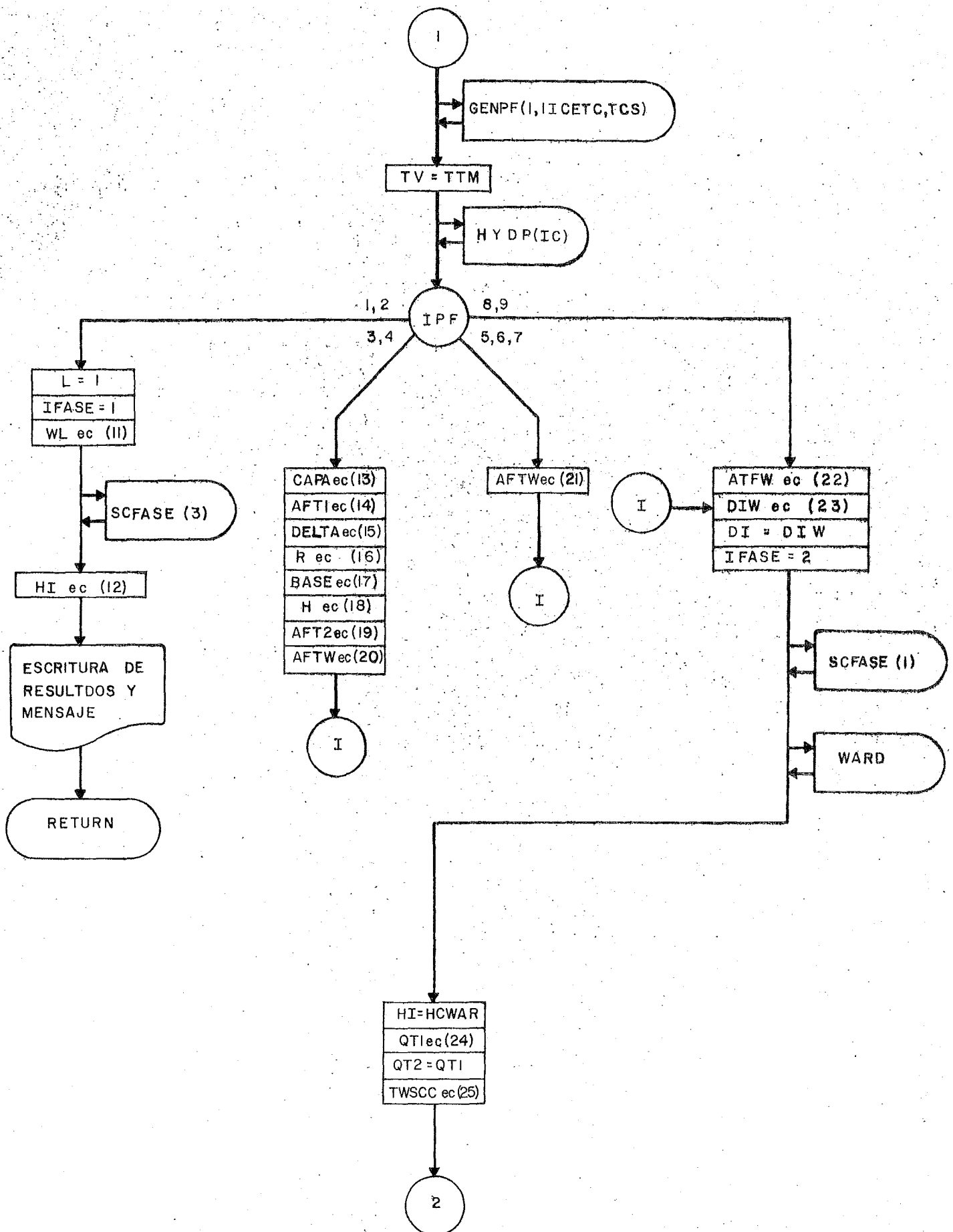


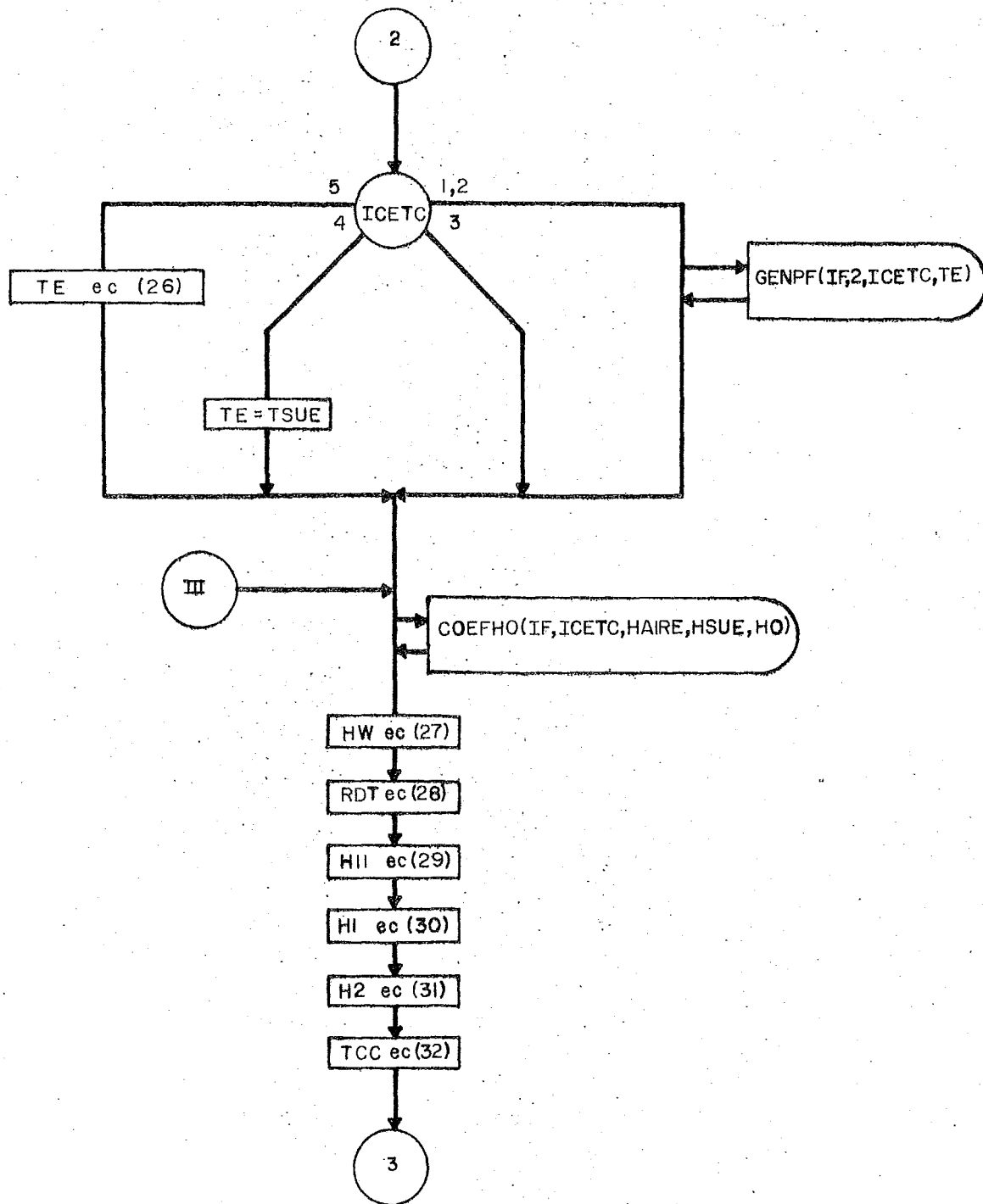
$HIOC = HI * (DI / DO)$
 $U = 1 / HIOC + 1 / HO + ED + RDI + RDO$
 $UC = 1 / U$



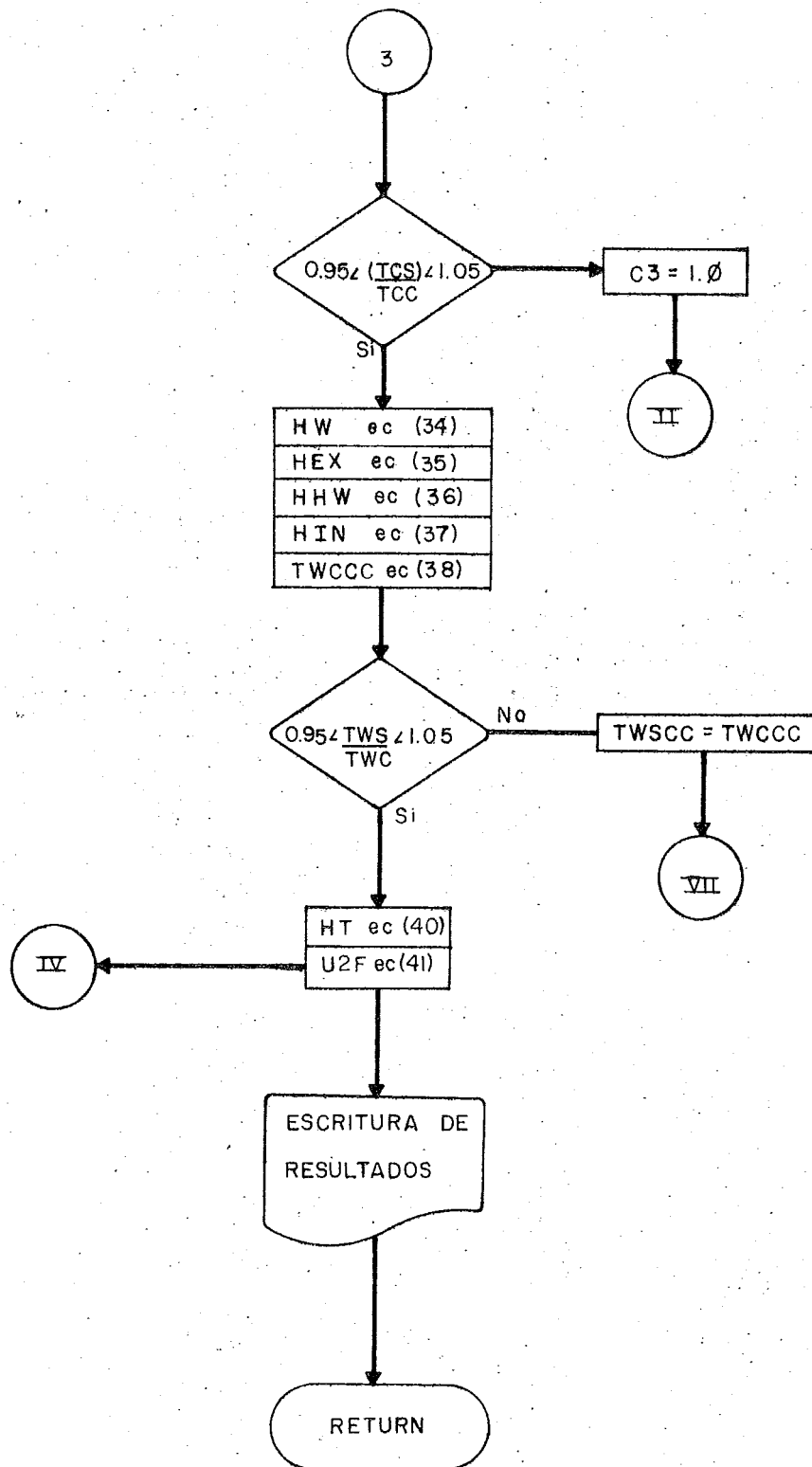








184



ECUACIONES SUBROUTINA CCFASE

ANI= DT/5. (1)
 ALINT= LT/NI (2)
 AINT= 3.1416*DO*ALINT (3)
 DTINT= DT/NI (4)
 TT2= TT2=T1-DTINT (5)
 TT2= TT2C-DTINT (6)
 ALINT= I*ALINT (7)
 AINT= I*ALINT (8)
 TTM= (TT1+TT2)/2. (9)
 TCS= (((TT1+TT2)*0.5)+TE)*0.5 (10)
 WL= WL+WV (11)
 HI= HIOCL*(DO/DI) (12)
 CAPA= (360.-(2.*PSYMG)) (13)
 AFT1= ((2.*PSYMG)/360.)*AFT (14)
 DELTA= (180.-CAPA)/2. (15)
 T= DI/2. (16)
 BASE= (CAPA*R)/DELTA (17)
 H= R*SIN(DELTA) (18)
 AFT2= (BASE*H)/2 (19)
 AFTW= AFT1+AFT2 (20)
 AFTW= 0.4*AFT (21)
 AFTW= ALFA*AFT (22)
 DIW= SQRT(4.*AFTW/3.1416) (23)
 QT1 (24)
 TWSCC (25)
 TE= (TO1+TO2)/2 (26)
 HW= ED+EA1+EA2 (27)
 RDT= RDI+RDO (28)
 H11= (1./HO)+(1./HW)+(1./HCON)+RDT (29)
 H1= (1./H11) (30)
 H2= (1./HV) (31)
 TCC= (H2*TV+H1*TE)/(H1+H2) (32)

$$RTC = \frac{TCS}{TCC} \quad (33)$$

$$HW = (1./HO) + ED + RDO \quad (34)$$

$$HEX = (1./HW) \quad (35)$$

$$HHW = (1./HCON) + RDI \quad (36)$$

$$HIN = (1./HHW) \quad (37)$$

$$TWCC = (HEX * TE + HIN * TCC) / (HEX + HIN) \quad (38)$$

$$RTW = \frac{TWS}{TWC} \quad (39)$$

C A P I T U L O . I V

RESULTADOS.

U N I D A D E S

Las unidades utilizadas en las subrutinas están expresadas en el sistema inglés.

Densidad: lb/ft^3

Viscosidad: $\text{lb/hr}\cdot\text{ft}$

Conductividad térmica: $\text{BTU/hr}\cdot\text{ft}\cdot^\circ\text{F}$

Capacidad calorífica: $\text{BTU/lb}\cdot^\circ\text{F}$

Coeficiente de expansión térmica: $^\circ\text{F}^{-1}$

Calor latente de vaporización: BTU/lb

Diámetros: ft

Longitudes: ft

Areas de flujo: ft^2

Areas de transferencia: ft^2

Angulos: En grados

Temperaturas: $^\circ\text{F}$

Gastos: lb/hr

Masa velocidad: $\text{lb/hr}\cdot\text{ft}^2$

Velocidades: ft/hr , y en algunos casos en ft/Seg.

Vaporizaciones: lb/hr

Caídas de Presión: lb/in^2

Coeficientes: $\text{BTU/hr}\cdot^\circ\text{F}\cdot\text{ft}^2$

Los fluidos escogidos en los ejemplos presentados son:

Para el tubo interno: Aceite crudo, de 34°API que se calienta de 300°F a 310°F, este fluido se utiliza para ejemplificar todos los casos en el programa sin cambio de fase.

Para la sección anular: Aceite lubricante de 26°API que se enfría de 450°F a 350°F.

Los gastos son:

WL= 72500. lb/hr

WLE= 7900. lb/hr

Los diámetros:

DI= 0.172 ft

DO= 0.199 ft

La longitud:

LT= 278 ft

Las incrustaciones son:

RDI= 0.0003

RDO= 0.0003

Para el caso de convección natural con líquidos, la temperatura del agua es de 70°F.

Para el caso de flujo a dos fases el fluido utilizado es una mezcla de hidrocarburos ligeros procedentes de el domo de una torre de destilación.

SYS*RLT*. LEVEL
END MAP. ERRORS NONE

0XLT 0H*CELTES.UTRAN

EN STSCF REL/WX/WM/WZ/WY/FJH/PRL= 1.33133+005 .00000 .00000 .00000
.00000 3.39462+002 1.61075+001

EN STSCF HIOCL= 3.144589+002

EN DPSCFA DPSCF/DPSCFP = 2.293157+003 1.592470+001

EN DPSCFA REL/REV/FF/A/C1/C2= 1.331326+005 .000000 2.321630+002

1.000000+000 1.562219+013 6.812525+009

CALCULO FUERA DE RANGO, (CONTINUA)

EN HCAIR HAIRES= 1.245120+000

EN HCAIR OT/C1/XP/XV/HAIRES= 9.000000+001 .000000 .000000 .000000 1.245120+000

EN COEFHO TERMINA EL CALCULO IUSO=1

EN STSCF REL/WX/WM/WZ/WY/FJH/PRL= 1.33133+005 .00000 .00000 .00000
.00000 3.39462+002 1.61075+001

EN STSCF HIOCL= 3.144589+002

EN DPSCFA DPSCF/DPSCFP = 2.293157+003 1.592470+001

EN DPSCFA REL/REV/FF/A/C1/C2= 1.331326+005 .000000 2.321630+002

1.000000+000 1.562219+013 6.812525+009

CALCULO FUERA DE RANGO, (CONTINUA)

EN HCAIR HAIRES= 1.528191+000

EN HCAIR OT/C1/XP/XV/HAIRES= 2.042251+002 .000000 .000000 .000000 1.528191+000

EN COEFHO TERMINA EL CALCULO IUSO=1

EN UTRAN UM/UTC/ULOC= 1.510414+000 .000000 .000000

EN UTRAN HIOCL/HIOCV/PSY/HI/HAIRES/HCHA/HO/HR/HE/HSEF/ HOCLE/HOCVE/HO/TWC/DPSCFP=
3.144589+002 .000000 .000000 3.638216+002 1.528191+000 .000000 .000000 .000000
.000000 .000000 .000000 .000000 1.528191+000 3.040498+002 .000000

SYS\$RLIB. LEVEL
END MAP. ERRORS NONE

DXLT PH*CEETES.UTRAN

EN STSCF REL/WX/WM/WZ/WY/FJH/PRL=	1.33133+005	.00000	.00000	.00000
.00000 3.39462+002	1.61075+001			
EN STSCF HIACL= 3.144589+002				
EN DPSCFA DPSCF/DPSCFP = 2.293157+003 1.592470+001				
EN DPSCFA REL/REV/FF/A/C1/C2= 1.331326+005 .000000 2.321630+002				
1.000000+000 1.562219+013 6.812525+009				
CALCULO FUERA DE RANGO, (CONTINUA)				
EN HCAIR HAIRE= 1.245120+000				
EN HCAIR OT/C1/XP/XV/HAIRE= 9.000001+001 .000000 .000000 .000000 1.245120+000				
EN COEFHO TERMINA EL CALCULO IUSO=1				
EN STSCF REL/WX/WM/WZ/WY/FJH/PRL=	1.33133+005	.000000	.00000	.00000
.00000 3.39462+002	1.61075+001			
EN STSCF HIACL= 3.144589+002				
EN DPSCFA DPSCF/DPSCFP = 2.293157+003 1.592470+001				
EN DPSCFA REL/REV/FF/A/C1/C2= 1.331326+005 .000000 2.321630+002				
1.000000+000 1.562219+013 6.812525+009				
CALCULO FUERA DE RANGO, (CONTINUA)				
EN HCAIR HAIRE= 1.528191+000				
EN HCAIR OT/C1/XP/XV/HAIRE= 2.042251+002 .000000 .000000 .000000 1.528191+000				
EN COEFHO TERMINA EL CALCULO IUSO=1				
EN UTRAN UM/UTC/ULOC= 1.519414+000 .000000 .000000				
EN UTRAN HIACL/HICCV/PSY/HI/HAIRE/HCHA/HO/HR/HE/HFUF/ HOCLE/HOCVF/HO/TWC/DPSCFP=				
3.144589+002 .000000 .000000 3.638216+002 1.528191+000 .000000 .000000 .000000				
.000000 .000000 .000000 .000000 1.528191+000 3.040498+002 .000000				

SYSS*RLIBS. LEVEL
END MAP. ERRORS NONE

@XQT BH*CEETES.UTRAN

EN STSCF REL/WX/WM/WZ/WY/FJH/PRL=	1.33133+005	.00000	.00000	.00000
.00000	3.39462+002	1.61075+001		
EN STSCF HIOCL=	3.144589+002			
EN DPSCFA DPSCF/DPSCFP =	2.293157+003	1.592470+001		
EN DPSCFA REL/REV/FF/A/C1/C2=	1.331326+005	.000000	2.321630-002	
1.000000+000	1.562219+013	6.812525+009		
EN SCFCE RELE/WXE/WME/WZE/WYE/FJHE/PRLE=	6.02112+003	2.13310+003	1.48510+000	-4.15114-001
3.43683+000	1.28023+001	6.65485+001		
EN SCFCE HOCLE=	2.666739+001			
EN COEFHO TERMINA EL CALCULO IUSO=1				
EN STSCF REL/WX/WM/WZ/WY/FJH/PRL=	1.33133+005	.00000	.00000	.00000
.00000	3.39462+002	1.61075+001		
EN STSCF HIOCL=	3.144589+002			
EN DPSCFA DPSCF/DPSCFP =	2.293157+003	1.592470+001		
EN DPSCFA REL/REV/FF/A/C1/C2=	1.331326+005	.000000	2.321630-002	
1.000000+000	1.562219+013	6.812525+009		
EN SCFCE RELE/WXE/WME/WZE/WYE/FJHE/PRLE=	6.02112+003	2.13310+003	1.48510+000	-4.15114-001
3.43683+000	1.28023+001	6.65485+001		
EN SCFCE HOCLE=	2.666739+001			
EN COEFHO TERMINA EL CALCULO IUSO=1				
EN DPSCFA DPANU/DPAN=	8.092571+002	5.619841+000		
EN DPSCFA RELE/REVE/FFE/CE1/CE2=	2.633412+003	.000000	5.968762-002	
1.861628+012	2.300416+009			
EN UTRAN UM/UTC/ULOG=	2.422536+001	.000000	.000000	
EN UTRAN HIOCL/HIOCV/PSY/HI/HAIRE/HCNA/HC/HR/HE/HSUE/				
3.144589+002	.000000	.000000	3.638216+002	.000000
.000000	.000000	2.666739+001	.000000	2.666739+001
			2.934318+002	.000000

10/28/80 02 15 35

END PERS.

PREP BH*CEETES.

END PREP. BH*CEETES(1) 26 REL 26 ENTRY PT(S) 3 DUP(S)

MAP BH*CEETES.UTRAN

MAP 29R1 2 10/28/80 02 15 37

START=1755, PROG SIZE(I/D)=8098/1155

SYSS*RLIBS. LEVEL

END MAP. ERRORS NONE

QXQT BH*CEETES.UTRAN

EN STSCF REL/WX/WM/WZ/WY/FUH/PRL= 1.33133+005 .00000 .00000 .00000

.00000 3.39462+002 1.61075+001

EN STSCF HIQCL= 3.144589+002

EN DPSCFA DPSCF/DPSCFP= 2.293157+003 1.592470+001

EN DPSCFA REL/REV/FF/A/C1/C2= 1.331326+005 .000000 2.321630-002

1.00000+000 1.362719+013 6.12525+009

CALCULO FUERA DE RANGO, (CONTINUA)

EN HCONAT HCONAT= 1.961250+002

EN HCONAT DT/C1/XH/XV/HCONA= 1.525000+002 1.770849+011 1.395535+009 .000000 1.961250+002

DATE 102880

EN CORREO TERMINA EL CALCULO IUSO=1

EN STSCF REL/WX/WM/WZ/WY/FUH/PRL= 1.33133+005 .00000 .00000 .00000

.00000 3.39462+002 1.61075+001

EN STSCF HIQCL= 3.144589+002

EN DPSCFA DPSCF/DPSCFP= 2.293157+003 1.592470+001

EN DPSCFA REL/REV/FF/A/C1/C2= 1.331326+005 .000000 2.321630-002

1.00000+000 1.362719+013 6.12525+009

CALCULO FUERA DE RANGO, (CONTINUA)

EN HCONAT HCONAT= 1.953781+002

EN HCONAT DT/C1/XH/XV/HCONA= 1.501003+002 1.744028+011 1.374398+009 .000000 1.953781+002

EN CORREO TERMINA EL CALCULO IUSO=1

EN UTRAN UN/UTC/ULOC= 1.176739+012

EN UTRAN HIQCL/HICCV/PSY/PI/HAIRE/HCONA/HO/HR/HL/HSUE/ HOCLE/HOCVE/HO/TWC/DPSCFP= 3.144589+002 .000000 1.00000+000 3.639216+002 .000000 1.953781+002 .000000 .000000

BF14

END OF FILE - 10/28/80

SECRET PRINTS

10/28/80 02 15:35

END PERS.

QPREP BH*CEETES.

END PREP. BH*CEETES(1) 26 REL 26 ENTRY PT(S) 3 DUP(S)

QMAP ,BH*CEETES.UTRAN

MAP 29R1.2 10/28/80 02 15 37

START=1755, PROG SIZE(I/D)=8098/1155

SYS\$RLIB\$, LEVEL

END MAP. ERRORS NONE

QXQT BH*CEETES.UTRAN

EN STSCF REL/WX/WM/WZ/WY/FJH/PRL= 1.33133+005 .00000 .00000 .00000

3.39462+002 1.61075+001

EN STSCF HI0CL= 3.144589+002

EN DPSCFA DPSCF/DPSCFP = 2.293157+003 1.592470+001

EN DPSCFA REL/REV/FF/A/C1/C2= 1.331326+005 .000000 2.321630-002

1.362719+013 6.312525+009

CALCULO FUERA DE RANGO, (CONTINUA)

HCONAT HCNA= 1.951257+002

EN HCONAT DT/C1/XH/XV/HCNA= 1.525000+002 1.770849+011 1.395535+009 .000000 1.961250+002

DATE 102880

EN COFFHO TERMINA EL CALCULO IUSO=1

EN STSCF REL/WX/WM/WZ/WY/FJH/PRL= 1.33133+005 .00000 .00000 .00000

3.39462+002 1.61075+001

EN STSCF HI0CL= 3.144589+002

EN DPSCFA DPSCF/DPSCFP = 2.293157+003 1.592470+001

EN DPSCFA REL/REV/FF/A/C1/C2= 1.331326+005 .000000 2.321630-002

1.362719+013 6.312525+009

CALCULO FUERA DE RANGO, (CONTINUA)

EN HCONAT HCNA= 1.953781+002

EN HCONAT DT/C1/XH/XV/HCNA= 1.504263+002 1.744028+011 1.374398+009 .000000 1.953781+002

EN COFFHO TERMINA EL CALCULO IUSO=1

UTRAN UN/UTC/ULOC= .000000 1.126739+012

EN UTRAN HI0CL/HI0CV/PSY/PI/HAIRE/HCNA/HC/HR/PE/HSUF/ HOCLE/HOCVE/HO/TWC/DPSCFP=

3.144589+002 .000000 1.701111+013 3.639216+002 .000000 1.753781+002 .000000 .000000

.000000 .000000 1.953781+002 2.203855+002 .000000

RECEIPT PRINTY

END FTN 1190 IBANK 769 DBANK 90 COMMON

@ERS TPF\$.

FURPUR 28R1 E35 S74T11 11/01/80 10 37 41

END ERS.

@PREP BH*CEETES.

END PREP. BH*CEETES(1) 26 REL 26 ENTRY PT(S) 3 DUP(S)

@MAP ,BH*CEETES.UTRA

MAP 29R1 @ 11/01/80 10 37 43

START=017550, PROG SIZE(I/D)=8718/11564

SYS\$*RLIB\$. LEVEL

END MAP. ERRORS NONE

@XQT BH*CEETES.UTRA

EN PATFLU IPF(PATRON ESTRATIFIED) 4 0

EN PATFLU ISEG/VL/VV/X/Y/IPF=PATRON ESTRATIFIED 0 2.464921-003 1.332797-001 7.000000-001 .000000 4

EN PESTRA HESTM= 4.3098+002

4.3051+002

4.2931+002

4.2667+002

DATE 110180

PAGE

7

4.2179+002

EN HCOWA DP2F/DP2FP/LT = 4.812624+003 3.3421+001 0.99

4.767264+003 3.3106+001 4.94

4.716144+003 3.2751+001 9.88

4.670096+003 3.2434+001 14.82

4.630032+003 3.2153+001 19.76

EN HYDP TERMINA CALCULO IUSO=1

EN HAISLA HO = 6.947

6.948

6.949

6.950

6.951

@FIN

CAPITULO V

CONCLUSIONES.

Dada la forma en que se estructuró la programación de las subrutinas presentadas, es posible proponer alguna otra manera de integración conjunta de las mismas en un algoritmo de cálculo, en forma distinta al propuesto en esta tesis y presentado en el diagrama de flujo.

En este sentido el trabajo queda abierto a la posibles necesidades del usuario.

En tanto que los resultados obtenidos en la ejecución del programa son compatibles con los reportados por algunos autores, se considera que los métodos presentados son representativos de los fenómenos físicos en cuestión. Por otro lado, el trabajo no queda cerrado en lo que respecta a los resultados, ya que se propone el realizar corridas de prueba - con equipos en operación, lo que permite el delimitar el grado de certidumbre de los modelos de cálculo aquí propuestos.

C A P I T U L O V I

APENDICE.

Relaciones teóricas para flujo laminar de condensado propuestas por Nusselt.

A cualquier distancia Z en el tubo vertical abajo del punto en donde la condensación comienza, el calor es transferido únicamente por conducción a través de la película de condensado cuyo espesor local es Δ , por lo tanto:

$$H_{CON} = \left(\frac{CT_L}{\Delta} \right) = \left(\frac{dQ}{dA \cdot DT} \right) = \left(\frac{CAVAP \cdot dW_z}{b \cdot dZ \cdot DT} \right) = \left(\frac{CAVAP \cdot dG'_z}{dZ \cdot DT} \right) \quad (1)$$

en donde dG'_z es la diferencial de la masa velocidad del flujo de condensado sobre la superficie por unidad de longitud, para el caso de un ducto vertical dicha longitud es $(3.1416) \cdot DO$, es decir, el perímetro del tubo, en caso de ducto horizontal se considera LT . Así $dG'_z = (dW/b)$ donde $b = (3.1416) \cdot DO$ CT_L es la conductividad térmica del condensado a la temperatura T_C del condensado la cual se define como: $T_C = T_V - (3 \cdot DT/4)$

T_V es la temperatura de rocío o saturación $DT = (T_V - T_W)$

T_W es la temperatura de la superficie condensante.

Para la totalidad del ducto de longitud LT por definición se tiene:

$$HCON = \left(\frac{Q}{A \cdot DT} \right) = \left(\frac{CAVAP \cdot W}{b \cdot LT \cdot DT} \right) = \left(\frac{CAVAP \cdot G'}{LT \cdot DT} \right) \quad (2)$$

despejando de ec. (1) y (2) e igualando ambas ecuaciones se obtiene:

$$\frac{dG'z}{dz \cdot \left(\frac{CTL}{DELTA} \right)} = \left(\frac{G'}{LT \cdot HCON} \right)$$

rearrreglando términos:

$$(CTL/DELTA) = \left(\frac{HCON \cdot LT \cdot dG'z}{G' \cdot dz} \right) \quad (3)$$

De la teoría de condensación en placas verticales con flujo de vapor descendiente se tiene:

$$VIL \cdot \left(\frac{dVz}{dy} \right) = G \cdot DEL1 \cdot (DELTA - Y) \cdot DZ - G \cdot DEV1 \cdot (DELTA - Y) \cdot DZ$$

es decir:

Esfuerzo cortante = peso - columna de presión.

$$\int_0^{Vz} dVz = \frac{G \cdot (DEL1 - DEV1)}{VIL} \int_0^Y (DELTA - Y) dy$$

$$Vz = \frac{G \cdot (DEL - DEV)}{VIL} \cdot \left(DELTA \cdot Y - \frac{Y^2}{2} \right)$$

El flujo másico de condensado por unidad de longitud está definido por:

$$G'z = \text{DEL1} * \int_0^{\text{DELTA}} V_z dy = \frac{G * \text{DEL1} * (\text{DEL1} - \text{DEV1})}{\text{VIL}} * \int_0^{\text{DELTA}} \left(\text{DELTA} * y - \frac{y^2}{2} \right) dy$$

integrado entre los límites correspondientes se obtiene:

$$G'z = \frac{G * \text{DEL1} * (\text{DEL1} - \text{DEV1})}{\text{VIL}} * \left(\frac{\text{DELTA}^3}{3} \right)$$

haciendo $\text{DEL1}^2 = \text{DEL1} * (\text{DEL1} - \text{DEV1})$ cuando DEV1 es relativamente pequeña en comparación de DEL1, se establece:

$$G'z = \left(\frac{G * (\text{DEL1}^2) * (\text{DELTA}^3)}{3 * \text{VIL}} \right)$$

$$\text{de donde : } \frac{1}{\text{DELTA}} = \left(\frac{\text{DEL1} * \text{DEL1} * G}{3 * \text{VIL} * G'z} \right)^{0.333}$$

al sustituir en ecuación (3) e integrar en los límites correspondientes se obtiene:

$$\text{HCON} = \left(\frac{4}{3} \right) * \text{CTL} * \left(\left(\frac{(\text{DEL1}^2) * G}{3 * \text{VIL} * G'z} \right)^{0.333} * \int_0^{\text{LT}} dz = \frac{\text{LT} * \text{HCON}}{G'} * \int_0^{G'} (G'z^{0.333}) \right)$$

$dG'z$

$$HCON = \left(\frac{4.}{3.}\right) * CTL * \left(\frac{(DEL1^{**2}) * G}{3. * VIL * G'}\right) ** 0.333$$

$$HCON = 0.925 * CTL * \left(\frac{(DEL1^{**2}) * G}{VIL * G'}\right) ** 0.333$$

ec. (4)

para condensación externa sobre ductos circulares verticales.

En caso de placas verticales de la ecuación (2)

$$G' = \left(\frac{HCON * LT * DT}{CAVAP}\right)$$

Y de la ecuación (4)

$$G' = \left(\frac{(CTL^{**3}) * (DEL1^{**2}) * G}{3. * (HCON^{**3}) * VIL}\right) * \left(\frac{4.}{3.}\right) ** 3$$

Igualando las ecuaciones (2) y (4)

$$\left(\frac{HCON * LT * DT}{CAVAP}\right) = \left(\frac{(CTL^{**3}) * (DEL1^{**2}) * G}{3. * (HCON^{**3}) * VIL}\right) * \left(\frac{4.}{3.}\right) ** 3$$

Por tanto el valor del coeficiente se obtiene:

$$HCON = 0.943 * \left(\frac{(CTL^{**3}) * (DEL1^{**2}) * G * CAVAP}{LT * VIL * DT}\right) ** 0.25$$

Análisis de la forma de la ecuación de flujo de fluidos mediante el teorema de Buckingham.

La presión tiene unidades de (fuerza/área), mientras que la densidad expresa (masa/volumen), de manera que la constante dimensional que relacione a M y F deberá incluirse:

$$K = (M \cdot L / F \cdot (T^2)).$$

Sea: D: El diámetro interno del ducto.

V: La velocidad del fluido.

DE: la densidad del líquido o vapor indistintamente.

VI: La viscosidad del líquido o vapor indistintamente.

Así se establece:

$$\left(\frac{dP}{dL} \right) \quad D, V, DE, VI, K \quad (1)$$

$$\left(\frac{dP}{dL} \right) = C \cdot D^a \cdot V^b \cdot DE^c \cdot VI^d \cdot K^e \quad (2)$$

C: constante de proporcionalidad.

Substituyendo dimensiones y haciendo arbitrariamente el exponente de $\left(\frac{dP}{dL} \right)$ igual a 1, se obtiene:

$$\frac{F}{L^3} = C \cdot (L)^a \cdot \left(\frac{L}{T} \right)^b \cdot \left(\frac{M}{L^3} \right)^c \cdot \left(\frac{M}{L \cdot T} \right)^d \cdot \left(\frac{M \cdot L}{F \cdot (T^2)} \right)^e \quad (3)$$

Sumando exponentes:

$$F: 1 = -e \quad (I)$$

$$L: 3 = a+b-3c-d+e \quad (II)$$

$$M: 0 = c+d+e \quad (III)$$

$$T: 0 = b-d-2e \quad (IV)$$

Resolviendo simultáneamente:

$$e = -1$$

de (I) y (IV)

$$b = 2-d$$

de (I) y (III)

$$c = 1-d$$

al sustituir en (II) los valores de b, c y e se obtiene:

$$a = -1-d$$

al sustituir en la ecuación (2) los valores correspondientes

a, b, c, d, e:

$$\frac{dP}{dL} = C * D^{-1-d} * V^{2-d} * DE^{1-d} * VI^d * K^{-1} \quad (4)$$

$$\frac{dP}{dL} = \frac{C * (V^{**2}) * DE}{D^{*K}} * \left(\frac{D * V * DE}{VI} \right)^{**} (-d)$$

en donde C y d deben evaluarse de datos experimentales. Si se sustituye la masa velocidad $GM = V * DE$, dP por DP , dL por DL o la longitud L de la tubería y K por su equivalente G se obtiene:

$$DP = \frac{C * GM * GM * L}{D^{*DE} * G} * \left(\frac{D * GM}{VI} \right)^{**} (-d)$$

Transferencia de cantidad de movimiento para flujo laminar.

$$d(TAU Y * G_c * A) = GENT * dV \quad (1)$$

En donde GENT es la generación de cantidad de movimiento, en el elemento volumétrico de análisis, dicha generación esta relacionada directamente con la caída de presión en la dirección del flujo.

dV es la diferencial de volumen.

$TAUY$ es el esfuerzo cortante en la dirección perpendicular al flujo.

A es el area de aplicación de dicho esfuerzo.

$$d(TAU Y * A) = -d(P * AFT) \quad (2)$$

Sea P la presión y AFT el area de flujo si AFT se considera constante al tomar la derivada del segundo miembro y multiplicar y dividir por una diferencia de distancia longitudinal dY se obtiene:

$$d(TAU Y * A) = -\left(\frac{dP}{dY}\right) * AFT * dY \quad (3)$$

En donde $AFT * dY = dV$, al multiplicar ambos miembros por G_c se obtiene:

$$d(TAU Y * G_c * A) = -G_c * \left(\frac{dP}{dY}\right) * dV \quad (4)$$

Por analogía con (1) se tiene;

$$GENT = - Gc * \frac{(dP)}{dY} \quad (5)$$

La ecuación de transporte molecular establece;

$$d(TAU * Gc * A) = d(-A * VIL * \frac{dv}{dx}) \quad (6)$$

Por la ec. (1) y ec. (6) se obtiene:

$$d(-A * VIL * \frac{dv}{dx}) = GENT * dV \quad (7)$$

$$d(-A * VIL * \frac{dv}{dx}) = - Gc * \frac{(dP)}{dY} * dV \quad (8)$$

Considerando un ducto de radio interno r , longitud L ,
conteniendo un fluido newtoniano, incompresible de viscosidad μ
se tiene:

$$dx = dr$$

$$A = 2 * (3.1416) * r * LT$$

$$dV = 2 * (3.1416) * LT * dr$$

Sustituyendo en ec. (8) e integrando

$$-2 * (3.1416) * r * LT * VIL * \frac{(dv)}{dr} = -Gc \frac{(DP)}{DY} \quad 2 * (3.1416) * LT * r \, dr$$

$$r * LT * VIL * \frac{(dv)}{dr} = Gc * \frac{(DP)}{DY} * \frac{(LT * (r^{**2}))}{2} + C1 \quad (9)$$

$C_1=0$ ya que a $r=0$ $\frac{dv}{dr}=0$

$$VIL * \left(\frac{dv}{dr}\right) = Gc * \left(\frac{DP}{DY}\right) * \left(\frac{r}{2}\right)$$

Despejando dv e integrando nuevamente a los límites correspondientes.

$$\int_0^v dv = \left(\frac{Gc}{2 * VIL}\right) * \left(\frac{DP}{DY}\right) * \int_0^r r * dr$$

$$v = \left(\frac{Gc * DP * (r^{**2})}{4 * VIL * DY}\right)$$

El cálculo de la velocidad promedio se obtiene evaluando la integral:

$$\bar{v} * AFT = \int_0^s v * d(AFT) \quad \text{Si } AFT = 3.1416 * (r^{**2})$$

$$d(AFT) = 2 * (3.1416) * r * dr$$

$$\bar{v} * (3.1416 * (r^{**2})) = \int_0^s \frac{2 * (3.1416) * Gc * DP * (r^{**3})}{4 * VIL * DY} * dr$$

$$\bar{v} = \frac{2 * Gc * DP}{4 * DY * VIL} * \frac{(r^{**2})}{4}$$

$$\text{Si } GM = \bar{v} * DEL$$

$r = \frac{(D)}{2}$ al multiplicar y dividir el primer miembro por (DEL^{**2}) se obtiene:

$$\frac{GM*DEL}{(DEL**2)} = \left(\frac{Gc*DP*(D**2)}{32.*DY*VIL} \right)$$

Si se hace Dy unitario (unidad de longitud) y

$$DF = \frac{DP}{DEL} \quad \text{resulta:}$$

$$DF = \frac{32.*VIL*GM}{Gc*(DEL*D)**2}$$

que es la expresión resultante de consideraciones puramente teóricas.

Análisis del modelo de flujo anular propuesto por M. Soliman.

Ecuaciones diferenciales generales:

$$\sum F_z = \sum M_{sal} - \sum M_{ent}$$

Aplicando esta ecuación a un elemento diferencial del núcleo de vapor se obtiene:

$$-GcAv \frac{dP}{dz} - FvSv + DEV1(a)Av = \frac{d}{dz} (UvWv) - Uvid \frac{d}{dz} (Wv) \quad (1)$$

En forma similar al hacer el análisis sobre un elemento diferencial de la película de condensado se obtiene:

$$-GcAl \frac{dP}{dz} + FlSv - FoS + DEL1(a)Al = \frac{d}{dz} (Ulw1) - Uvid \frac{d}{dz} (W1) \quad (2)$$

Si se considera que no hay deslizamiento entre las fases, en la interfase líquido-vapor, $Fl = Fv$ y que una vez establecido el patrón de flujo anular se consideran despreciables las variaciones de Al y Av , se pueden expresar las ecuaciones (1) y (2) para los diferenciales de presión por diferencial de longitud como:

$$\left(\frac{dP}{dz}\right) = \frac{-FvSv + DEV1(a)}{GcAv} - \left(\frac{1}{GcAv}\right) \frac{d}{dz} (UvWv) + \frac{Uvi}{GcAv} \frac{d}{dz} (Wv) \quad (3)$$

$$\left(\frac{dP}{dz}\right) = \frac{-FvSv + FoS + DEL1(a)}{GcAl} - \left(\frac{1}{GcAl}\right) \frac{d}{dz} (Ulw1) + \frac{Uvi}{GcAl} \frac{d}{dz} (W1) \quad (4)$$

Al igualar ec. (3) con ec. (4) y despejar F_o se obtiene:

$$F_o = \frac{F_v S_v}{S} \left(\frac{A_1}{A_v} \right) - \frac{DEV_1(a) A_1}{S} + \frac{A_1}{A_v S} \frac{d}{dz} (U_v W_v) - \frac{U_{vi}}{S} \left(\frac{A_1}{A_v} \right) \frac{d}{dz} (W_v) \\ + \frac{F_v S_v}{S} + \frac{DEL_1(a) A_1}{S} - \frac{1}{S} \frac{d}{dz} (U_l W_l) + \frac{U_{vi}}{S} \frac{d}{dz} W_l \quad (5)$$

Reagrupando términos e identificando se definen:

$$F_f = \frac{F_v S_v}{S} \left(1 + \frac{A_1}{A_v} \right)$$

$$F_m = \left(\frac{A_1}{A_v S} \right) \frac{d}{dz} (U_v W_v) - \frac{1}{S} \frac{d}{dz} (V_l W_l) + \frac{U_{vi}}{S} \left(\frac{d}{dz} W_l - \left(\frac{A_1}{A_v} \right) \frac{d}{dz} W_v \right)$$

$$F_a = \frac{(a) A_1}{S} (DEL_1 - DEV_1)$$

Así al substituir estas expresiones en la ecuación (5) se obtiene:

$$F_o = F_f + F_m + F_a$$

Para el caso de análisis de un patrón de flujo anular idealizado, es decir, sin fricción en la pared del ducto y sin considerar que una porción del condensado pudiese viajar en forma de pequeñas gotas en el núcleo de vapor y a la velocidad del mismo. Se define la velocidad de la fase líquida VL y la velocidad de la fase vapor VV. Siendo GT el flujo másico por unidad de área, las velocidades están dadas por las ecuaciones:

$$VV = \frac{GT \cdot X}{\text{DEV1} \cdot \text{ALFA}} \quad (1) \quad VL = \frac{GT (1.-X)}{\text{DEL1} (1.-\text{ALFA})} \quad (2)$$

en donde X es la calidad del vapor y ALFA es la fracción de vacío.

La energía cinética por unidad de área está dada por:

$$E = \frac{GT}{2} (X \cdot VV^2 + (1.-X) VL^2) \quad (3)$$

La fracción de vacío ALFA debe ser tal que haga de E un mínimo, para tal efecto se establece $\frac{dE}{d(\text{ALFA})} = 0$

$$\frac{dE}{d(\text{ALFA})} = \frac{GT}{2} (2 \cdot VV \cdot \frac{dVV}{d(\text{ALFA})} \cdot X + 2 \cdot VL \cdot \frac{dVL}{d(\text{ALFA})} (1.-X)) = 0 \quad (4)$$

Evalutando $\frac{dVV}{d(\text{ALFA})}$ y $\frac{dVL}{d(\text{ALFA})}$ de ec. (1) y (2).

$$\frac{dV_V}{d(ALFA)} = \frac{-GT \cdot X}{DEV1 (ALFA)^{**2}} \quad (5) \quad \frac{dV_L}{d(ALFA)} = \frac{GT \cdot (1.-X)}{DEL1 (1.-ALFA)^{**2}} \quad (6)$$

Al substituir (1), (2), (5), (6) en ec. (4)

$$\frac{(GT^{**3}) X^{**3}}{DEV1 \cdot DEV1 (ALFA)^{**3}} + \frac{(GT^{**3}) (1.-X)^{**3}}{DEL1 \cdot DEL1 (1.-ALFA)^{**3}} \quad (7)$$

Al tomar raíz cúbica a esta expresión y multiplicarla por $ALFA \frac{(DEV1)^{**2./3}}{GT \cdot X}$

$$\text{se obtiene } 0 = -1. + (DEV1/DEL1)^{**2./3} ((1.-X)/X) (ALFA/1.-ALFA) \quad (8)$$

$$(1.-ALFA) = ALFA ((DEV1/DEL1)^{**2./3} ((1.-X)/X) \quad (9)$$

$$1.-ALFA (1. + ((DEV1/DEL1)^{**2./3}) ((1.-X)/X) \quad (10)$$

Donde al despejar ALFA se obtiene:

$$ALFA = \frac{1.}{1. + ((DEV1/DEL1)^{**2./3}) ((1.-X)/X)}$$

Para el caso de patrón de flujo Quasi anular una porción ENT del condensado se encuentra viajando en el núcleo de vapor en forma de pequeñas gotas y a la velocidad del mismo.

Se define la porción de sección transversal del ducto ocupada por el líquido condensado como la suma del área ocupada por el anulo de condensado más la porción ENT del condensado, es decir:

$$1.- \text{ALFA} = \frac{GT (1.-X)}{DEL1} \left(\frac{ENT}{VV} + \frac{(1.-ENT)}{VL} \right) \quad (11)$$

Al sustituir $VV = \frac{GT*V}{DEV1*ALFA}$ y resolver para VL -
se obtiene:

$$VL = \frac{GT (1.-ENT) (1.-X)}{(1.-ALFA) DEL1-ENT*DEV1*ALFA((1.-X)/X)} \quad (12)$$

La energía cinética queda definida como:

$$E = \frac{GT}{2} (X*VV**2 + (1.-X) ENT (VV**2) + (1.-X) (1.-ENT) VL**2) \quad (13)$$

Nuevamente la energía debe ser tal que haga de E un mínimo, para tal efecto se calcula la derivada igualandose con cero.

$$\frac{dE}{d(ALFA)} = \frac{GT}{2} (2.X*VV*\frac{dVV}{d(ALFA)} + 2.(1.-X) ENT*VV*\frac{dVV}{d(ALFA)} + 2.(1.-X) (1.-ENT) VL*\frac{dVL}{d(ALFA)}) = 0 \quad (14)$$

o bien:

$$XVV*\frac{dVV}{d(ALFA)} + (1.-X) ENT*VV*\frac{dVV}{d(ALFA)} + (1.-X) (1.-ENT) VL*\frac{dVL}{d(ALFA)} = 0 \quad (15)$$

Las ecuaciones (1) y (5) siguen siendo válidas para el modelo.

$\frac{dVL}{d(ALFA)}$ se obtiene al diferenciar la ecuación (12) con res

pecto a $d(ALFA)$.

$$\frac{dVL}{d(ALFA)} = \frac{GT(1.-ENT)(1.-X)}{DEL1} \left(\frac{1.+ENT(DEV1/DEL1)((1.-X)/X)}{(1.-ALFA-ENT(DEV1/DEL1)ALFA((1.-X)/X)**2} \right) \quad (16)$$

Al efectuar las sustituciones respectivas en la ec.

(15) se obtiene:

$$\begin{aligned} & X \left(\frac{GT*X}{DEL1*ALFA} \right) \left(\frac{-GT*X}{DEV1(ALFA)**2} \right) + (1.-X) ENT \left(\frac{GT*X}{DEV1*ALFA} \right) \left(\frac{-GT*X}{DEV1(ALFA)**2} \right) + \\ & \left(\frac{(1.-X)(1.-ENT)GT(1.-X)(1.-ENT)}{(1.-ALFA)DEL1-ENT*DEV1*ALFA((1.-X)/X)} \right) (GT(1.-ENT)(1.-X/DEL1)) \\ & \left(\frac{1.+ENT(DEV1/DEL1)((1.-X)/X)}{(1.-ALFA-ENT(DEV1/DEL1)((1.-X)/X)ALFA**2} \right) = 0 \quad (17) \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} & ((X+(1.-X)ENT) \left(\frac{(GT**2)(X**2)}{(DEV1*DEV1)(ALFA**3)} \right) = \left(\frac{GT*GT(1.-X)**3(1.-ENT)**3}{(1.-ALFA)(DEL1**2)-ENT*DEL1} \right) \\ & \left(\frac{1.+ENT(DEV1/DEL1)(1.-X/X)}{(1.-ALFA-ENT(DEV1/DEL1)(1.-X/X)ALFA)**2} \right) \quad (18) \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} & ((X+(1.-X)ENT) \left(\frac{GT**2(X**2)}{(DEV1**2)} \right) \frac{(1.-)}{ALFA} = \left(\frac{GT**2(1.-X)**3(1.-ENT)**3(1./}{1.-ALFA-ENT(DEV1/DEL1)(1.-X/X)} \right) \\ & \frac{DEL**2}{ALFA} \left(\frac{1.+ENT(DEV1/DEL1)((1.-X)/X)}{(1.-ALFA-ENT(DEV1/DEL1)((1.-X)/X)ALFA**2} \right) \quad (19) \end{aligned}$$

$$\frac{1.-ALFA-ENT(DEV1/DEL1)((1.-X)/X)ALFA}{ALFA} = \frac{(GT**1(1.-X)**3(1.-ENT)**3}{(X+ENT(1.-X))}$$

$$\frac{(1./DEL1**2) \left(\frac{1.+ENT(DEV1/DEL1)((1.-X)/X)}{(GT**2)X**2/DEV1**2} \right) **0.333}{(GT**2)X**2/DEV1**2} \quad (20)$$

$$\left(\frac{1.}{\text{ALFA}}\right) - 1. - \text{ENT}(\text{DEV1/DEL1}) \left((1. - X)/X \right) = (1. - X) (1. - \text{ENT}(\text{DEV1/DEL1}))^{**}$$

$$(2./3) \left(\frac{1. + \text{ENT}(\text{DEV1/DEL1}) \left((1. - X)/X \right)}{(X + \text{ENT}(1. - X)) X^{**2}} \right)^{**0.333} \quad (21)$$

$$\text{ALFA} = (1. + \text{ENT}(\text{DEV1/DEL1}) \left((1. - X)/X \right) + (1. - X) (1. - \text{ENT}(\text{DEV1/DEL1}))^{** (2./3)}$$

$$\left(\frac{1. + \text{ENT}(\text{DEV1/DEL1}) \left((1. - X)/X \right)}{(X + \text{ENT} - \text{ENT}(X)) X^{**2}} \right)^{**0.333} ** (-1.0) \quad (22)$$

$$\text{ALFA} = (1. + \text{ENT}(\text{DEV1/DEL1}) \left((1. - X) + (1. - X) (1. - \text{ENT}(\text{DEV1/DEL1}))^{** (2./3)} \right)$$

$$\frac{\left(\frac{1. + \text{ENT}(\text{DEV1/DEL1}) \left((1. - X)/X \right)}{(X + \text{ENT} - \text{ENT}(X)) X^{**3}} \right)^{**0.333} ** (-1.0)}{X} \quad (23)$$

$$\text{ALFA} = (1. + \text{ENT}(\text{DEV1/DEL1}) \left((1. - X)/X \right) + \left((1. - X)/X \right) (1. - \text{ENT}(\text{DEV1/DEL1}))$$

$$^{** (2./3)} \left(\frac{1. + \text{ENT}(\text{DEV1/DEL1}) \left((1. - X)/X \right)}{1. + \text{ENT}((1. - X)/X)} \right)^{**0.333} ** (-1.0) \quad (24)$$

Que es la expresión para ALFA considerando un flujo Quasi Anular.

Transformación de la expresión propuesta por Mc.Adams a la forma análoga encontrada por D.Kern.

Mc.Adams dedujo la siguiente expresión:

$$Nu = 0.53 * Ra^{**0.25} \quad (1)$$

en donde el número de Rayleigh queda definido como el producto del número de Grashof por el número de Prandtl.

$$\left(\frac{HCNA * DO}{CTL}\right) = 0.53 * \left(\left(\frac{(DO^{**3}) * (DEL1^{**2}) * G * BETA * DT}{VIL^{**2}} \right) * \left(\frac{CPL * VIL}{CTL} \right) \right)^{**0.25}$$

Al elevar la expresión a la cuarta potencia y despejar HCNA se obtiene:

$$(HCNA^{**4}) = ((0.53)^{**4}) * \left(\frac{(CTL^{**3}) * (DEL1^{**2}) * G * BETA * DT * CPL}{VIL * DO} \right)$$

Al tomar nuevamente la raíz cuarta y efectuar las sustituciones convenientes de unidades es decir:

Aceleración debida a la gravedad: $G = 4.17 * (10^{**8}) \frac{ft}{hr^{**2}}$

Viscosidad: $1 \text{ Cpoise} = 2.42 \frac{lb}{hr^{**2}}$

Longitud: $12 \text{ inch} = 1ft$

Se obtiene: $113. = (0.53) * \frac{(4.17 * 10^8 * 12.)^{**0.25}}{2.42}$

$$HCNA = 113. * \left(\frac{(CTL^{**3}) * (DEL1^{**2}) * CPL}{VIL} * \frac{(BETA * DT)}{DO} \right)^{**0.25}$$

D. Kern dedujo una expresión análoga a la anterior --
cuyo coeficiente era de 116.

Deducción de la expresión del coeficiente efectivo en la transferencia de calor del seno del vapor hacia la superficie del condensado, el calor cedido está dado por dos fenómenos:

a).- Calor sensible del vapor que no condensa:

$$\frac{dQ_s}{dA} = HV (TV-TC) \quad (1)$$

b).- Calor latente para el cambio de fase:

$$\frac{dQ_l}{dA} = KM * CAVAP (PV - PC) \quad (2)$$

en donde:

A: Area de transferencia

HV: Coeficiente de transferencia de calor de la fase gaseosa.

TV: Temperatura en el seno del vapor.

TC: Temperatura en la superficie del condensado.

KM: Coeficiente de transferencia de masa.

CAVAP: Calor latente de vaporización,

PV: Presión parcial del vapor que condensa.

PC: Presión de vapor del condensado a la TC.

c).- Si lo que se desea es obtener un coeficiente de transferencia de calor efectivo que considere los efectos anteriores simultáneamente su expresión será:

$$\frac{dQT}{dA} = HEFF (TV - TC) \quad (3)$$

$$\text{En donde } QT = Qs = Q1 \quad (4)$$

d).- Dividiendo la ec (3) entre la ec. (1)

$$\frac{HEFF}{HV} = \frac{dQT}{dQs} \quad (5)$$

$$\text{e).- Si } dQs = W * CPV * dTV \quad (6)$$

$$dQ1 = CAVAP * dW \quad (7)$$

en donde W: Flujo masico de vapor

y CPV: Calor específico a presión constante del vapor.

Al sustituir sus valores respectivos en la ec.(4) en donde se desprecia el enfriamiento del condensado se obtiene:

$$dQT = W * CPV * CAVAP * dW \quad (8)$$

Al realizar la substitución de las ec.(6) y (8) en la ec.(5) se obtiene la expresión del coeficiente efectivo en términos de variables accesibles en los cálculos.

$$HEFF = HV \left(\frac{W * CPV * dTV + CAVAP * dW}{W * CPV * dTV} \right)$$

Que al factorizar se obtiene:

$$HEFF = HV \left(1 + \frac{CAVAP}{W * CPV} \left(\frac{dW}{dTV} \right) \right)$$

ESTRUCTURA DE LA PROGRAMACION

La programación de este paquete de subrutinas se realizó en el super lenguaje FORTRAN ASCII de la UNIVAC 11100, la naturaleza de la programación sigue un carácter lógico, y las variables están agrupadas en grupos transferibles de características semejantes mediante COMMOS, lo cual permite de la transferencia adecuada de los valores requeridos y generados para efecto de la obtención de resultados y la posible integración de este paquete a otro de mayor magnitud, o bien fraccionar este simplificandole al uso de casos particulares aislados. Para tal efecto, se realizó la programación definiendo una sección de COMMONS etiquetados, la cual queda constituida de la siguiente manera:

El COMMON PROPIN, transfiere las propiedades físicas por dentro del ducto.

El COMMON PROPOU, transfiere las propiedades físicas por fuera del ducto, es decir, las propiedades del medio externo.

El COMMON GEOM, transfiere las variables de carácter geométrico del ducto.

El COMMON INDI, transfiere los valores de los índices de carácter lógico y los de decisión requeridos en el direccionamiento y escritura de resultados del programa principal y de las subrutinas.

El COMMON TEMPE, transfiere las temperaturas requeridas y -
generadas en los cálculos.

El COMMON PROPDU, transfiere las propiedades o características referidas a la naturaleza del ducto y de los aislantes que lo recubren en caso de haberlos.

El COMMON PROC transfiere las condiciones de proceso del sistema.

El COMMON CALC transfiere las variables generadas en los procedimientos de cálculo.