

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO
FACULTAD DE CIENCIAS QUIMICAS

**CALCULO DE REDES DE TUBERIAS
CUANDO OCURRE FLUJO A DOS FASES,
POR MEDIO DE COMPUTADORAS DIGITALES**

234

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

JAIME DANIEL MORENO JIMENEZ

MEXICO, D. F.

1974



Universidad Nacional
Autónoma de México



UNAM – Dirección General de Bibliotecas
Tesis Digitales
Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS ©
PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

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

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

CLAS Tesis

ADQ _____

FECHA 1974

223

PROC MLT-226



QUIMICA

JURADO ASIGNADO ORIGINALMENTE SEGUN EL TEMA:

PRESDENTE:	I.Q. VLADIMIR ESTIVILLO ALBA
VOCAL:	I.Q. ALEJANDRO ABACA DURAND
SECRETARIO:	I.Q. ALEJANDRO LOZADA CARIBE
1er.SUPLENTE:	I.Q. LEOPOLDO RODRIGUEZ SANCHEZ
2do.SUPLENTE:	I.Q. LUIS ROBERTO CERVANTES

SITIO DONDE SE DESARROLLO EL TEMA: BIBLIOTECA DE LA FACULTAD DE QUIMICA
Y CENTRO DE COMPUTO DE LA UNAM.

NOMBRE COMPLETO Y FIRMA DEL SUSTENTANTE:

JAIKE DANIEL MORENO JIMENEZ



NOMBRE COMPLETO Y FIRMA DEL ASESOR DEL TEMA:

I.Q. ALEJANDRO LOZADA CARIBE



A MI MADRE PORQUE SU AMOR
ES LA LUZ DE MI VIDA.

A MI PADRE QUE HA DEPOSITADO
EN MI TODA SU CONFIANZA.

A MIS HERMANOS CON EL
CARINO QUE NOS UNE.

AGRADEZCO AL ING. ALEJANDRO LOZADA C.
LA DIRECCION DEL PRESENTE TRABAJO Y
EL APOYO QUE ME HA BRINDADO.

INDICE

Introducción.

Capítulo I

1.-Importancia del flujo a dos fases.-----	1
2.-Características del flujo a dos fases.-----	2
3.-Patrones de flujo.-----	4
4.-Correlaciones para el cálculo de la caída de presión independientes del patrón de flujo.Método de Dukler.-----	7
5.-El holdup.-----	14

Capítulo II

1.-Importancia y características de las redes de tuberías.-----	19
2.-Método tradicional para resolver redes de tuberías,de Hardy-Cross.-----	20
3.-Algoritmo de Carnahan y Christensen.-----	24

Capítulo III

1.-Estructura del programa.-----	29
2.-Comentarios y descripción de las subrutinas del programa.-----	32
3.-Introducción de los datos.-----	37
4.-Ejemplo de aplicación.-----	41

Capítulo IV

1.-Posibles razones para modificar el programa.-----	43
2.-Cálculo mas aproximado de propiedades físicas de mezclas.-----	44
3.-Modificaciones al programa para resolver cualquier tipo de flujo.-----	45
4.-Uso del programa para obtener la entalpia del flujo.-----	46
5.-Cálculo de caídas de presión cuando hay flujo a dos fases en tramos sencillos.-----	47

Conclusiones.----- 48

Bibliografía.----- 74

Apéndice.----- 49

JAIIE DANIEL MORENO JIMENEZ
TESIS
16/IV/74

INTRODUCCION

Tanto el cálculo de la caída de presión cuando hay flujo a dos fases, como la solución de redes de tuberías, son dos tópicos importantes en la Ingeniería Química, que dada la complejidad de las ecuaciones involucradas (para el primero), o la gran cantidad de cálculos requeridos (el segundo), han hecho necesario el empleo de un instrumento moderno de cálculo como es la computadora digital.

En la literatura (8, 9, 10-I, 10-II) podemos encontrar programas de computación, que resuelven cada uno de estos problemas por separado, pero no hay un programa que conjunte los dos, es decir, para la solución de redes de tuberías cuando por las mismas están fluyendo dos fases simultáneamente.

Puesto que la caída de presión en flujo mixto es mayor que la que se tendría con la suma de las caídas de presión de las fases por separado, cuando se presentan problemas de este estilo, se llega a caer en sobrediseños muy costosos en el equipo, porque se hacen los cálculos en base a una fase homogénea, y al no saber con cierta precisión la caída de presión total, se emplea equipo lo suficientemente grande para poder absorber la incertidumbre en el cálculo.

Debido a lo anterior juzgué conveniente avocarme a la solución de este problema, introduciendo además un método nuevo para la solución de redes de tuberías, basado en un algoritmo propuesto por Carnahan y Christensen (11).

Por otro lado, este trabajo intenta dar una idea clara de la problemática en el cálculo de redes de tuberías y el flujo a dos fases (gas-líquido).

Como se mencionó antes, para la solución de los dos temas mencionados, se requiere el uso de una computadora digital, y por tanto con

reforzada razón para el problema que involucra ambos.

La computadora es un instrumento que puede seguir un procedimiento numérico de cálculo y hacer comparaciones simples, efectuando las operaciones con perfecta precisión y gran exactitud, todo en fracciones de segundo y sin importarle la cantidad o complejidad de las mismas, pero no tiene inteligencia, solo memoria, siendo esto ventajoso por una parte, porque seguirá exclusivamente el proceso de cálculo que le proporcionemos, guardándolo en su memoria y aplicándolo posteriormente a los datos que le proporcionemos y así poder entregar los resultados que le pedimos. Por otro lado, debido a su falta de inteligencia será incapaz de resolver un problema, si entendemos por resolver un problema en Ingeniería como el hecho de interpretar una serie de fenómenos reales para manipularlos con abstracciones, como son los números, para obtener también números que los interpretamos como resultados.

Por lo tanto debemos tener presente que la correcta solución de un problema con ayuda de una computadora, depende esencialmente de nuestra capacidad, tanto para escoger un método adecuado de cálculo, como para proporcionar los datos apropiados e interpretar correctamente los resultados.

Hoy en día existe la gran ventaja que prácticamente cualquier persona puede tener acceso a resolver problemas con ayuda de una computadora, ya sea porque la empresa o institución donde esté trabajando cuenta con una, o bien puede alquilar tiempo de computación en compañías que tienen este servicio.

CAPITULO I

1.-IMPORTANCIA DEL FLUJO A DOS FASES.

En general se pueden tener cuatro casos de flujo a dos fases; gas-líquido, líquido-líquido, gas-sólido y líquido -sólido. En este trabajo sólo se tratará con el primero, la referencia 1 es de gran utilidad si se quiere estudiar los otros tres casos.

Reactores químicos, rehervidores, varios tipos de cambiadores de calor, condensadores parciales, artefactos de rehervidores y de contacto de masa de muy diferentes diseños son ejemplos típicos donde el flujo gas-líquido es importante (4-I). Muy costosos sobrediseños o funcionamientos inadecuados se tienen en estos equipos si no se diseñan adecuadamente las líneas que llevan este flujo mixto.

A pesar de la importancia del tema, poco se sabe sobre los fenómenos de transporte involucrados aquí, y por lo mismo no hay un método basado en la teoría que nos produzca resultados confiables en la mayoría de los casos, los mejores resultados se obtienen utilizando correlaciones empíricas o semi-empíricas (2,3) basadas en multitud de experimentos.

En la actualidad hay reportadas en la literatura más de 30 correlaciones para calcular la caída de presión en flujo mixto, pero con pocas excepciones tienen el defecto de carecer de generalidad, es decir, solo se aplican al rango de operación y a los fluidos de los experimentos de donde se obtuvieron, por lo mismo, en este trabajo solo se tratarán aquellas más generales y a la vez aproximadas.

2.-CARACTERISTICAS DEL FLUJO A DOS FASES.

El fenómeno más interesante asociado con el flujo a dos fases es que todas las propiedades de transporte como transferencia de calor, de masa y velocidad, se aceleran y vienen a ser mayores que las que tendría un sistema comparable de una sola fase.

Uno de los primeros intentos para explicar las altas velocidades fué la llamada "teoría de los volúmenes competitivos", la cual compara la velocidad que tendría una fase si ocupara sola el conducto con la que experimenta en el flujo mixto y dice que las fases tienden a "competir" por el volumen disponible para fluir.

Sin embargo esta teoría no explica la substancial elevación de la caída de presión que se obtiene en el flujo a dos fases, la razón es que hay fenómenos adicionales debidos a viscosidad y aceleración.

Se debe recordar que hay una interfase gas-líquido asociada con el flujo simultaneo de dos fases. Esta interfase requiere energía para su formación, para crecer en términos del area superficial total y para moverse.

En resumen, los factores que hacen problemático el flujo a dos fases son:

- a) El flujo mixto no puede ser caracterizado meramente como laminar, turbulento o una combinación de ambos, sino de las cantidades relativas y la distribución de las fases (1,4-II,5), mas aún, incluso cuando pueda determinarse si es laminar o turbulento, las capas libres de las fases añaden dificultades para poder aplicar las relaciones fundamentales.
- b) Debido a las diferencias en las densidades de las fases, el patrón de flujo (ver cap.I-3) en flujo horizontal o inclinado, no es simétrico con respecto a los ejes de flujo.

- c) En casos que involucran una gran cantidad de superficie interfacial, la energía asociada con la creación de la superficie debe ser considerada en la ecuación total de energía.
- d) La presencia de una interfase se añade por sí misma a la complejidad del problema, ya que las ecuaciones fundamentales deben tomarla en cuenta.
- e) En el caso general, las fases pueden no estar en equilibrio con respecto a temperatura o concentración de componentes. Aquí las relaciones de transferencia de masa y calor deben ser consideradas. Afortunadamente en mezclas de multifases, las transferencias de masa y calor son altas debido a la gran área interfacial, la buena mezcla y con frecuencia la presencia de turbulencia. Como resultado, en la mayoría de los casos se puede considerar que se llega al equilibrio sin perder mucha exactitud (2-II).
- f) En la mayoría de los casos, las fases por separado se mueven a diferente velocidad promedio y las concentraciones *in situ*¹ no son las mismas a las cuales se introdujo al sistema y se saca del mismo. La variación de las concentraciones suministradas se refieren al fenómeno de holdup (ver cap. I-5).

Derivado de los factores anteriores, es necesario calcular pseudo propiedades que representen las propiedades del flujo mixto, esas propiedades son:

Densidad a dos fases, viscosidad en dos fases, conductividad térmica en dos fases, coef. de transf. de calor en dos fases.

Con estas se calculan el reynolds a dos fases y el factor de fricción en dos fases para poder calcular así las caídas de presión y la transferencia de calor en flujo mixto.

¹in situ.-Es una voz latina que quiere decir "en ese preciso lugar", se puede considerar como una propiedad puntual o diferencial.

3.-PATRONES DE FLUJO.

Los patrones de flujo o también llamados regímenes de flujo, son las formas de distribución o geometría que adoptan los dos flujos al fluir por un ducto.

Baker (9) habla de siete tipos de patrones de flujo que son:

- a) Dispersado (dispersed).-Este tipo de flujo ocurre a velocidades muy altas de gas, el líquido está suspendido en el gas en forma de pequeñas gotas (neblina). También se le llama flujo neblina (mist flow).
- b) Anular (Annular).-En este tipo, el gas fluye por el centro rodeado de líquido que fluye en contacto con la pared del tubo.
- c) Burbuja (bubble o froth).-El gas fluye a través del líquido en forma de burbujas.
- d) Estratificado (estratified).-Las dos fases fluyen separadas, cada una ocupando una sección de tubo.
- e) Onda (wave).-Igual que el estratificado, solo que aquí el líquido va haciendo ondas.
- f) Intermitente¹ (slug).-Se caracteriza porque cada fase ocupa alternativamente la sección entera del conducto en una gran longitud.
- g) Tapón (plug).-Secciones de gas fluyen alternadas con secciones de líquido que en la mayoría de los casos ocupa la mayor parte de volumen.

Dukler agrupa en 3 los patrones de flujo de Baker:

- a) Flujo segregado.-Incluye al estratificado, anular y al tipo onda.
- b) Intermitente.-Incluye al plug y al slug.
- c) Distributivo.-Burbuja y neblina.

Un esquema de todos y la subdivisión de Dukler se presenta en la fig.1.

¹Slug.-La traducción exacta del inglés sería algo que se mueve muy despacio, pero el término "intermitente" es más apropiado aquí.

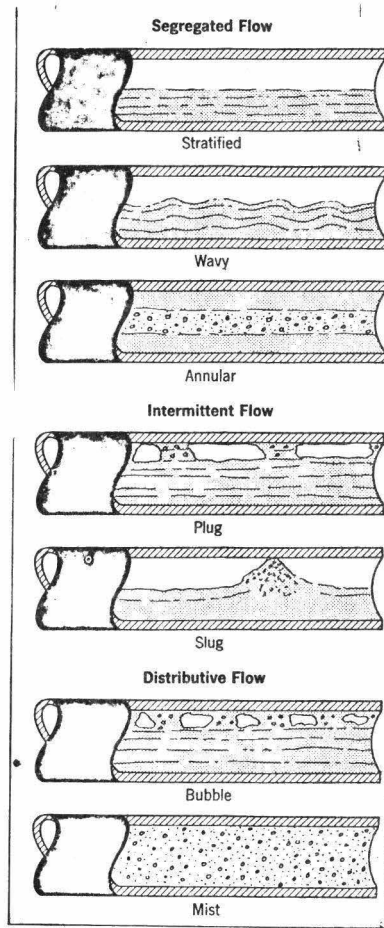


Figura 1.-Los patrones de flujo, con las tres subdivisiones de Dukler.

Varios autores (4,5,8,9) se basan en el patrón de flujo para calcular la caída de presión utilizando gráficas (figs.2 y 3) para encontrar el patrón correspondiente y aplicar de acuerdo a este, las ecuaciones correspondientes para la caída de presión en flujo mixto, como ejemplos daré la de Baker y la de Knowles. El capítulo 10 de la referencia 1 sirve para los interesados en ver otros mapas sobre patrones de flujo.

CORRELACION DE BAKER. -Para emplear el mapa de Baker (fig.2) se utilizan los parámetros:

$$B_x = 531 (w_l/w_g) (\sqrt{\rho_l \rho_g} / \rho_l^{2/3}) (\mu_l^{1/3} / \sqrt{\sigma})$$

$$B_y = 2.16 (w_g / A \sqrt{\rho_l \rho_g})$$

en donde

w_l, w_g = flujos de líquido y gas en lb/hr

ρ_l, ρ_g = densidades de líquido y gas en lb/ft³

μ_l = viscosidad de líquido en centipoises

σ = tensión superficial de líquido en dinas/cm²

A = área seccional de tube en ft².

Dependiendo del patrón de flujo encontrado, se sigue uno de siete caminos para el cálculo de la caída de presión, Robert Kern (5) describe y da las ecuaciones para este cálculo.

La desventaja del mapa de Baker es que lo hizo a partir de datos para el sistema aire-agua y con muy pocos hidrocarburos, por lo que al emplearlo para éstos últimos se pueden tener grandes errores. Scott (10) hizo una modificación al mapa de Baker aplicando los datos más recientes de Hoogendoorn, Govier y Omer. El mapa modificado de Baker se puede encontrar en la ref.1.

CORRELACION DE KNOWLES. -La correlación y el mapa de Knowles (8) parece ser la más aproximada, sus coordenadas son:

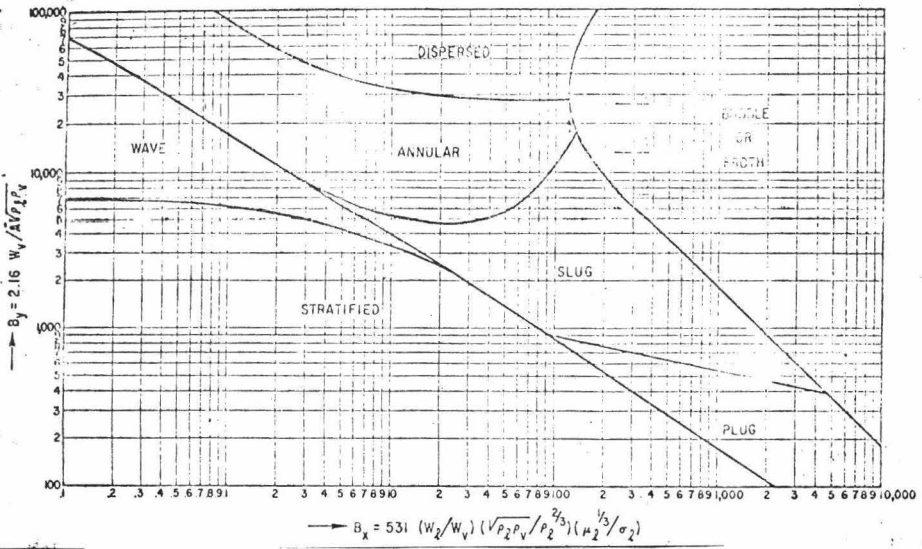


Figura 2.-Mapa de Baker

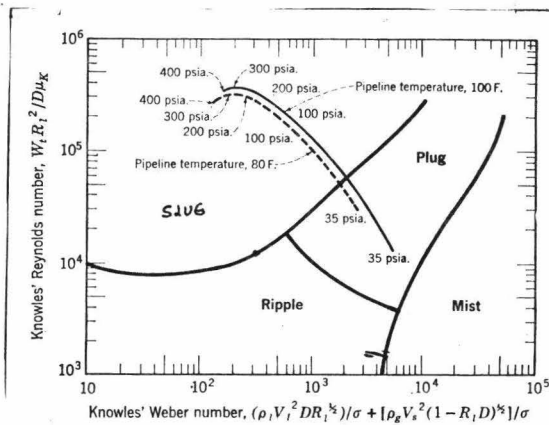


Figura 3.-Mapa de Knowles

$$K_x = WeK = (\rho_l v_l^2 D Re^{1/2}) / \sigma + [\rho_g v_s^2 D (1-Re)^{1/2}] / \sigma$$

$$K_y = ReK = Wt Re^2 / D \mu_A$$

$$\mu_A = (\mu_l Re) (\mu_g^{1-Re})$$

$$v_s = v_g - v_l$$

Wt = gasto total en lb/hr

v_l, v_g = velocidades de gas y liquido

en donde

WeK, ReK = número de Weber y de Reynolds modificados por Knowles

ρ_l, ρ_g = densidades de liquido y gas en lb/ft³

D = diámetro de la tubería en ft

σ = tensión superficial en dinas/cm²

Re = holdup (ver cap. I-5)

La correlación de Knowles trabaja bien en el rango de:

$$10^3 \leq K_y \leq 10^6 \quad y \quad 1 \leq K_x \leq 10^5$$

INCONVENIENTES DE LAS CORRELACIONES QUE SE BASAN EN LOS PATRONES DE FLUJO.

Las correlaciones que se basan en los patrones de flujo tienen serios inconvenientes, aparte de los problemas de cada una (2-II), debido a que el flujo mixto es inherentemente inestable, no se puede caracterizar dicho flujo con un sólo patrón en toda la longitud recorrida, más aún, presenta el fenómeno de histéresis¹, es decir que no solo será función de las propiedades físicas sino también de la geometría particular por el cual fluye; si la tubería está en parte horizontal, inclinada o vertical y si pasa por orificios, codos o válvulas, debido a esto una correlación basada en los patrones de flujo nunca se puede aplicar en forma general.

1Histéresis.-Se registra este fenómeno cuando un valor que depende de otro, no solamente es función del valor instantaneo de éste último sino también de los valores precedentes por los que ha pasado, es decir depende de la manera como se ha llegado al valor actual considerado, ya sea por aumento o disminución gradual.

4.-CORRELACIONES PARA EL CALCULO DE LA CAIDA DE PRESION INDEPENDIENTES DEL PATRON DE FLUJO. METODO DE DUKLER.

Hasta ahora las correlaciones que mejores resultados han dado son independientes del patrón de flujo y obtenidas empíricamente, entre las principales figuran; El método de Dukler, correlación de Martinelli, de Eaton, Hagedorn y Brown, Bonnicaze y la de Orkiszewski.

En general para la caída de presión contribuyen tres factores; Fricción, aceleración y elevación, una ecuación para esto en forma diferencial sería:

$$\left(\frac{\partial p}{\partial z}\right) = \left(\frac{\partial p}{\partial z}\right)_f + \left(\frac{\partial p}{\partial z}\right)_{ac} + \left(\frac{\partial p}{\partial z}\right)_{el}$$

El término de elevación nos da la pérdida de presión transformada en energía potencial, será cero para tubos horizontales y alcanzará su valor máximo en los verticales, en general está dada por:

$$\left(\frac{\partial p}{\partial z}\right)_{el} = \alpha \rho \sin \theta g/g_c$$

donde $\sin \theta$ = seno del ángulo de inclinación

ρ = densidad del fluido (para flujo a dos fases se debe calcular como se verá más adelante)

g/g_c = término dimensional

El término de aceleración en la mayoría de los casos es insignificante y sólo es importante en el flujo neblina o en ocasiones que hay grandes expansiones de gas (3). Su cálculo es característico de la correlación que se esté utilizando.

El otro término es el que calcula las irreversibilidades en el tubo y es el que presenta más dificultades su cálculo.

METODO DE DUKLER. - En este trabajo se utilizó la correlación de Dukler por ser la más general y que mejores resultados proporciona, su aproximación es de $\pm 20\%$.

A.E. Dukler, Moye Wicks III y R.G. Cleveland de la universidad de Houston Texas, publicaron en 1964 los resultados de su trabajo

que consistió en reunir una gran cantidad de datos proporcionados por diversos autores y sus propios trabajos anteriores. Estos datos fueron almacenados en targetas perforadas como un programa de fácil acceso y lo llamaron "banco de datos". Con este banco de datos y utilizando parámetros estadísticos, compararon los cinco métodos más populares en esa época, para el cálculo de la caída de presión en dos fases. Los resultados de esa comparación se encuentran tabulados en la fig. 4, los asteriscos denotan la correlación que predice mejor en ese punto; nótese que la correlación de Lockhart-Martinelli es la mejor para casi todos los puntos y ocupa el segundo lugar en los otros dos casos. Esto es a pesar que la correlación de Martinelli no calcula la caída de presión por aceleración.

Una vez que Dukler tuvo un criterio válido para comparar las correlaciones que calculan la caída de presión en flujo a dos fases, desarrolló ecuaciones para calcularla, y lo hizo a partir de un análisis de similaridad.

SIMILARIDAD.-El teorema de similaridad dinámica dice que dos sistemas de flujo geoméricamente similares, los cuales tienen las mismas ecuaciones diferenciales adimensionales y las mismas condiciones a la frontera, tienen la misma solución adimensional.

En el caso tratado por Dukler, el análisis de las ecuaciones diferenciales adimensionales nos lleva a los números de Reynolds y de Euler del flujo de fluidos en una fase.

Debido a la similaridad que debe existir, para cualquier correlación hay que examinar las definiciones de Re , f , μ y ρ . Si estas definiciones no son consistentes con las de Dukler o parecen no tener sentido, entonces dicha correlación no es útil para extrapolar mas allá de su dominio de aplicación especificado.

Los resultados de Dukler para el caso general son:

$$Re_{tp} = \lambda V_m \frac{[\rho_l \lambda^2 / R_l + \rho_g (1-\lambda)^2 / R_g] C_1}{\mu_l \lambda + \mu_g (1-\lambda) C_2}$$

$$Eu_{tp} = 2f = \left[\frac{\partial P / \partial z}{V_m^2 / g \lambda} \right] \left[\frac{1}{\rho_l \frac{\lambda^2}{R_l} + \rho_g \frac{(1-\lambda)^2}{R_g} C_2} \right]$$

donde

$$\lambda = \frac{Q_l}{Q_l + Q_g} = \frac{V_l \bar{V}}{V_l \bar{V} + V_g \bar{V}_g}$$

$$V_m = \frac{Q_l + Q_g}{A} = V_{ns}$$

$$C_1 = \left(\frac{\rho_g R_l}{\rho_l R_g} \right) \left(\frac{\bar{V}_l}{\bar{V}_g} \right)^2 \left(\frac{V_g}{V_l} \right) \left(\frac{\partial V_g / \partial z}{\partial V_l / \partial z} \right)$$

$$C_2 = \left(\frac{\rho_g R_l}{\rho_l R_g} \right) \left(\frac{\bar{V}_l}{\bar{V}_g} \right) \left(\frac{\partial^2 V_g / \partial H^2}{\partial^2 V_l / \partial H^2} \right)$$

Como consecuencia de la similitud, se definen la viscosidad y la densidad en dos fases:

$$\rho_{tp} = \rho_l \frac{\lambda^2}{R_l} + \rho_g \frac{(1-\lambda)^2}{R_g} C_1$$

$$\mu_{tp} = \mu_l \lambda + \mu_g (1-\lambda) C_2$$

Nomenclatura:

t_p = este subíndice indica propiedad en dos fases (two phases)

V_m = velocidad media

$V_{ns} = V_{sg} + V_{sl}$ donde V_{sg} y V_{sl} son las velocidades del gas y del líquido, esta es la velocidad no deslizando (no slip) (ver slip).

R_g, R_l = Holdup in situ del gas y líquido (ver I-5)

\bar{R}_g, \bar{R}_l = promedios del holdup in situ.

Slip = En la mayoría de los casos las fases fluyen a diferente velocidad una con respecto a la otra y entonces una va deslizando (slip) sobre la otra.

\bar{V}_g, \bar{V}_l = velocidades promedio del gas y del líquido

Para facilitar los cálculos Dukler simplifica el caso general en cuatro casos particulares:

CASO I.-(no slip) No hay deslizamiento relativo entre las fases y considera un flujo homogéneo.

entonces:

$$C_1 = C_2 = 1.0$$

$$\lambda = Rl$$

$$R_g = 1 - \lambda$$

por lo tanto:

$$Re_{ns} = \frac{DGt}{\mu_{ns}} \text{ --- I-a}$$

$$f_{ns} = \frac{\partial P / \partial Z}{\left(\frac{2Gt^2}{g_c \rho_{ns} D} \right)} \text{ --- I-b}$$

$$\rho_{ns} = \rho_l \lambda + \rho_g (1 - \lambda) \text{ --- I-c}$$

$$\mu_{ns} = \mu_l \lambda + \mu_g (1 - \lambda) \text{ --- I-d}$$

donde Gt es la masa-velocidad total.

CASO II.-(slip) Deslizamiento constante.- Hay deslizamiento constante pero la razón de las velocidades de las fases a la velocidad promedio es constante a través de la sección, por lo tanto

$$C_1 = C_2 = 1$$

$$Re_{tp} = \frac{DGt}{\mu_{ns}} \left[\left(\frac{\rho_l}{\rho_{ns}} \right) \frac{\lambda^2}{Rl} + \left(\frac{\rho_g}{\rho_{ns}} \right) \frac{(1-\lambda)^2}{Rg} \right] \text{ --- II-a}$$

$$f_{tp} = \left[\frac{\partial P / \partial Z}{g_c \rho_{ns} D} \right] / \left[\left(\frac{\rho_l}{\rho_{ns}} \right) \frac{\lambda^2}{Rl} + \left(\frac{\rho_g}{\rho_{ns}} \right) \frac{(1-\lambda)^2}{Rg} \right] \text{ --- II-b}$$

μ_{tp} y ρ_{tp} son las mismas que para el caso I

CASO III..- La fracción local de volumen de gas (R_g) se considera

muy pequeña, o sea:

$$C_1 \cong C_2 \cong 0 \text{ entonces}$$

$$Re_{tp} = \frac{DGt}{\mu_l} \frac{(1-x)}{Rl}$$

$$f_{tp} = \frac{(\partial P / \partial Z)}{\left(\frac{2Gt^2}{g_c \rho_l D} \right) \left(\frac{(1-x)^2}{Rl^2} \right)}$$

donde x es el peso del vapor que fluye.

CASO IV.-RAZON DE GRADIENTE CONSTANTE.-Si se considera que la razón del gradiente de la velocidad del gas y el gradiente de la del líquido son constantes en la dirección normal al flujo y se considera deslizamiento constante como en el caso II entónces:

$$C_1 = C_2 = \bar{V}_L / \bar{V}_G$$

$$Re_{tp} = D G \epsilon \left(\frac{1}{\mu_L \bar{R}_L + \mu_G \bar{R}_G} \right)$$

$$f_{tp} = (\partial P / \partial z) / (2 G t^2 / \rho_{ns} g_c D) (\lambda / \bar{R}_L)$$

$$\mu_{tp} = \mu_L \lambda + \mu_G (1 - \lambda) (\bar{V}_L / \bar{V}_G)$$

$$\rho_{tp} = \rho_L \frac{\lambda^2}{R_L} + \rho_G \frac{(1 - \lambda)^2}{R_G} \frac{\bar{V}_L}{\bar{V}_G}$$

En el trabajo de Dukler (3-II) se presentan otras formas de las ecuaciones anteriores dadas por diferentes autores y que son consistentes con las de Dukler.

CORRELACIONES PARA LOS CASOS I Y II.-Este caso es muy simple ya que tratamos al flujo mixto como una fase homogénea.

Si despejamos la caída de presión de la ec. I-b, obtenemos:

$$\left(\frac{\partial P}{\partial z} \right)_{ns} = f_{ns} G t^2 / 2 g_c \rho_{ns} D$$

donde:

$\left(\frac{\partial P}{\partial z} \right)$ = caída de presión por pie de tubería.

f = factor de fricción

$G t$ = masa-velocidad total en lb/ft²seg

g_c = aceleración de la gravedad en lb_m X ft/lb_f X seg²

D = diámetro de la tubería en ft

ρ = densidad en lb/ft³

ns = subíndice que indica el caso "no slip"

Todos los términos son fáciles de evaluar salvo el factor de fricción que nos representa un poco más de cálculos. Puesto que estamos considerando una fase homogénea podemos aplicar la ec. para tubos lisos:

$$f_{ns} = \left(2 \log \left[\frac{Re_{ns}}{4.5223 \log(Re_{ns}) - 3.6215} \right] \right)^{-2}$$

y si corregimos por la rugosidad aplicamos la ecuación estandar de Moody:

$$f_{ns}^{1/2} = -2 \log \left[\frac{\epsilon}{3.7D} + 2.51 / (Re_{ns} f_{ns}^{1/2}) \right]$$

donde

ϵ = rugosidad absoluta

Hay que tener presente que la caída de presión calculada de esta forma será menor que la que exista realmente para un flujo mixto, por lo que este caso nos servirá como referencia.

CASO II. - Deslizamiento constante. - Este es el método más aproximado de cálculo aunque también el más laborioso.

si definimos a β como:

$$\beta = (\rho_l / \rho_{ns}) (\lambda^2 / \alpha l) + (\rho_g / \rho_{ns}) (1 - \lambda)^2 / R_g \quad \text{--- II-e}$$

y despejamos la caída de presión obtenemos:

$$f_{tp} = \left[\left(\frac{\partial P}{\partial z} \right) 2gc \rho_{ns} D \right] / Gt^2 \beta$$

$$\frac{\partial P}{\partial z} = \beta f_{tp} Gt^2 / 2gc \rho_{ns} D \quad \text{--- II-f}$$

el número de Reynolds quedaría como:

$$Re_{f_p} = \beta D Gt / \mu_{ns} = \beta Re_{ns}$$

El problema otra vez es el cálculo del factor de fricción.

Dukler proporciona un método para calcularlo, el cual lo obtuvo también empíricamente.

Primero se calcula un factor f_0 que es similar a f_{ns} pero introduciendo el Re_{f_p} :

$$f_0 = \left(2 \log \left[\frac{Re_{fp}}{4.5223 \log Re_{fp} - 3.8215} \right] \right)^{-2}$$

después de una gráfica (fig.6) se obtiene por medio de λ un factor $a(\lambda)$ y puesto que:

$$a(\lambda) = f_{tp} / f_0$$

entonces

$$f_{tp} = a(\lambda) \times f_0$$

también se puede calcular $a(\lambda)$ de las siguientes ecuaciones:

$$a(\lambda) = 1.0 - \frac{\ln \lambda}{F}$$

donde

$$F = 1.281 + 0.478 \ln \lambda + 0.444 (\ln \lambda)^2 + 0.094 (\ln \lambda)^3 + 0.00843 (\ln \lambda)^4$$

Dukler con ayuda de su banco de datos comparó la correlación de Martinelli con los casos I y II, encontrando que éste último es el mejor y que aún el caso I da mejores resultados que la correlación de Martinelli, una tabla de sus resultados se encuentran en la fig. 6 donde los asteriscos marcan la correlación que mejor predice para el punto especificado.

Mientras que Martinelli no proporciona ecuaciones para calcular el término de aceleración, Dukler da una ecuación para el caso I y dos para el caso II que calculan este término:

CASO I :

$$\left(\frac{dP}{dz} \right)_{ac} = AC_{I5} = G^2 v_{sg} / g_c P$$

CASO II :

$$AC_{II5} = -G^2 / g_c R_g P \beta_g$$

ó

$$AC_{II5} = \left[\frac{G^2 v_{sl}}{R_l} + \left(\frac{G^2 v_{sg}}{R_g} \right) \left(1 - \frac{R_l}{R_g} \right) \right] \left(\frac{1}{g_c P} \right)$$

D, in	PL CP	BAKER			BANKOFF			CHENOWETH MARTIN			LOCKHART MARTINELLI			YAGI			n	σ_D	σ_D
		\bar{d}	σ	ψ	\bar{d}	σ	ψ	\bar{d}	σ	ψ	\bar{d}	σ	ψ	\bar{d}	σ	ψ			
1		64.2	40.0	45.0	2080	980	-	- 8.5	17.8	15.0	- 6.6	10.1	10.0*	40.9	29.1	30.0	224	6.0	5.0
1	3	77.4	335	87.5	1172	2220	-	11.2	55.6	30.0	3.8	29.1	20.0*	183	123	-	230	22.0	17.0
	20	30.7	89.5	40.0	737	1384	-	42.5	94.2	65.0	- 5.5	24.7	20.0*	481	192	-	156	18.0	14.0
1		-13.6	60.3	65.0	1178	2910	-	- 2.7	24.8	20.0*	9.2	37.7	25.0	162	228	-	320	16.0	7.0
2	3	19.3	79.0	82.5	4810	4654	-	8.4	45.3	45.0	- 4.7	22.9	25.0*	62.3	74.5	80.0	398	16.0	9.0
	20	73.0	159	90.0	2804	4893	-	95.4	268	-	13.2	52.9	30.0*	271	325	-	401	24.0	8.0
1		11.5	79.2	82.5	2176	3072	-	15.0	40.2	30.0*	31.0	50.2	47.5	27.6	104	97.5	109	-	-
3/4	3	7.1	60.1	72.5	4720	5000	-	27.8	62.0	45.0	16.3	39.3	22.5*	84.5	86.1	-	67	18.0	12.0
	20	31.8	60.6	47.5	2432	3561	-	51.0	91.8	57.5	- .4	26.2	22.5*	147	83.4	-	111	27.0	13.0
1		-70.5	11.6	10.0	254	213	-	51.2	23.7	30.0	38.3	12.2	12.5*	93.3	22.1	22.5	24	-	-
5/8	3	- .5	44.6	45.0	2096	3704	-	20.0	57.5	45.0	11.6	41.5	37.5*	106	80.8	-	131	19.0	13.0
	20	9.6	47.8	50.0	2692	5263	-	37.1	79.4	47.5	- 1.0	24.8	25.0*	120	69.0	-	122	21.0	7.0
ALL DATA POINTS		28.2	159	65.0				27.6	89.5	42.5	4.2	36.0	25.0*	155	184		2293		

Figura 4.-Comparación de diferentes correlaciones en el trabajo de Dukler.

NOMINAL TUBE SIZE	NOMINAL LIQUID VISCOSITY	LOCKHART - MARTINELLI	CASE I			CASE II			NO. DATA POINTS
			\bar{d}	σ	ψ	\bar{d}	σ	ψ	
Inches	C_p	\bar{d} σ ψ	\bar{d}	σ	ψ	\bar{d}	σ	ψ	\bar{d}
1	1	-6.6 10.1 10.0*	- 9.4	17.9	17.5	-25.2	18.2	13.5	224
	3	3.8 29.1 20.0	- 1.0	29.7	20.0	8.6	24.8	12.0*	230
	20	-5.5 24.7 20.0	0.0	46.7	25.0	6.7	24.4	18.6*	156
2	1	9.2 37.7 25.0	-11.2	13.8	12.5	2.4	18.4	15.5*	320
	3	-4.7 22.9 25.0	- 1.4	39.4	25.0	1.6	19.7	16.0*	398
	20	13.2 52.0 30.0	-19.1	22.6	22.5	10.3	27.2	20.0*	401
3/4	1	31.0 50.2 47.5	-10.5	29.2	22.5	- 0.3	26.8	26.2*	109
	3	16.3 39.3 22.5	- 0.9	34.6	25.0*	9.3	24.9	25.0	67
	20	-0.4 26.2 22.5*	7.3	33.5	25.0	10.6	24.5	18.6	111
5	1	38.3 12.2 12.5	16.4	20.0	17.5*	50.6	18.8	19.3	24
	3	11.6 41.5 37.5	2.0	31.7	25.0	11.2	19.2	16.0*	131
	20	-1.0 25.0 25.0	7.2	29.8	20.0	7.3	22.7	14.0*	122

Figura 5.-Comparación de la correlación de Lockhart-Martinelli con la de Dukler, caso I y caso II.

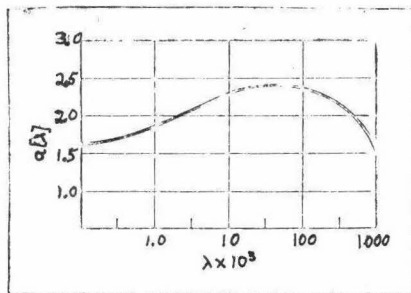


Figura 6.-Gráfica para encontrar el factor $a(\lambda)$ para encontrar el factor de fricción en la correlación de Dukler.

5.-EL HOLDUP.

El holdup es la fracción de volúmen que ocupa una fase con respecto al volúmen total.

Ya se han mencionado anteriormente varios tipos de holdup o más bien formas de considerarlo que pueden ser:

λ =Es el holdup total que está fluyendo.

R =Es el holdup in situ, es decir en una sección diferencial de tubería, el cual cambia continuamente.

\bar{R} =Es el promedio del holdup in situ.

Dependiendo del subíndice estará dado con respecto al líquido o al gas, si carece del mismo se considera con respecto al líquido.

Puesto que el holdup es una fracción con respecto al total entonces hay que tener presente que:

$$R_g + R_l = 1.0$$

$$R_g = 1.0 - R_l$$

La importancia del holdup radica en que necesitamos saber que cantidades relativas hay de gas y líquido para calcular las propiedades de la mezcla, puesto que si tenemos en un momento dado más líquido las propiedades de dicha mezcla se acercarán más a las del líquido, ocurriendo lo mismo con las del gas si esta es la fase que predomina. Debido a lo anterior, la precisión de los resultados no sólo dependerá del método para calcular la caída de presión, sino también del utilizado para el cálculo del holdup.

El cálculo del holdup que está fluyendo no es serio problema ya que se calcula a partir de los gastos de gas y líquido que están fluyendo, es decir:

$$\lambda = \frac{Q_l}{Q_l + Q_g}$$

En cambio el cálculo del holdup in situ presenta graves problemas y como reflejo de esto hay muchas correlaciones para calcularlo, algunas de las más importantes se pueden ver en las referencias 1 y 3.

Dukler encontró que la correlación de Hughmark es la que daba mejores resultados para tubos horizontales. Para tubos inclinados y verticales, Atterton y Dobance (2-11) encuentran que la correlación de Hagedorn y Brown da buenos resultados. Estas dos correlaciones son las que se utilizan en el programa, las ecuaciones que utilizan son las siguientes:

CORRELACION DE HUGHMARK PARA TUBOS HORIZONTALES.

Hughmark propone la ecuación:

$$R_L = 1 - K / \left[1 + \left(\frac{\mu_l}{\mu_g} \right) \left(\frac{W_L}{W_g} - 1 \right) \right] \dots \dots \dots 5-1$$

donde W_g y W_L son los gastos en lb/hr

Esta ecuación es implícita en R_L , ya que K depende de δ donde

$$\delta = Re^{1/6} Fr^{1/8} / \lambda^{1/4}$$

y $Re = D G t / [\mu_l R_L + (1 - R_L) \mu_g]$

$$Fr = V_{ns}^2 / g_c D$$

si hacemos

$$C_1 = 0.642 V_{ns}^{0.5} G t^{0.1667} D^{0.04167} / V_{sl}^{0.25}$$

entonces

$$\delta = C_1 / [R_L (\mu_l - \mu_g) + \mu_g]^{0.1667}$$

Hughmark presenta una carta de K vs. δ , pero para el uso en la computadora se utilizan los siguientes polinomios:

Para $\delta < 10$

$$K = -0.16367 + 0.31037 \delta - 0.3525 \delta^2 + 0.001366 \delta^3$$

Para $\delta > 10$

$$K = 0.75545 + 0.003585 \delta + 0.1436 \times 10^{-4} \delta^2$$

Atherton y DeGance simplifican las cosas de la siguiente forma:

si

$$C_2 = 1 + \frac{P_g}{P_l} \left[(w_l - w_g) / w_g \right]$$

puesto que $w_l = w_g + w_d$ entonces

$$C_2 = 1 + \frac{P_g}{P_l} \frac{w_l}{w_g} = 1 + \frac{V_{sl}}{V_{sg}}$$

y ya que $V_{ns} = V_{sl} + V_{sg}$ entonces reorganizando:

$$C_2 = \frac{V_{sg} + V_{sl}}{V_{sg}} = \frac{V_{ns}}{V_{sg}} = \frac{1}{(1-\lambda)}$$

sustituyendo en la ec. 5-1 obtenemos:

$$R_l = 1 - \frac{K}{1/(1-\lambda)} = 1 - K(1-\lambda)$$

Al ser esta una función implícita, Hughmark sugiere un método de prueba y error, pero éste es muy complicado, es más fácil el método de Newton-Raphson que converge rápidamente, este método se aplica aquí de la siguiente forma:

Si definimos F como

$$F = R_l - 1 + K(1-\lambda) = 0$$

empezando por suponer $R_l = 1$

el segundo valor de prueba será dado por la fórmula de Newton

Raphson:

$$(R_l)_i = (R_l)_{i-1} - \left[\frac{F}{(\partial F / \partial R_l)} \right]_{i-1}$$

el proceso terminará cuando

$$(R_l)_i - (R_l)_{i-1} < E$$

donde E es una tolerancia prefijada (en el programa es de 0.001)

las derivadas son:

$$\partial F / \partial R_l = 1 + (1-\lambda) (\partial K / \partial \delta) (\partial \delta / \partial R_l)$$

$$y \quad \frac{\partial \delta}{\partial R_l} = C_1 (\mu_l - \mu_g) / [R_l (\mu_l - \mu_g) + \mu_g]^{0.1667}$$

y para $\frac{\partial K}{\partial \delta}$ la tabla dos:

Para $\delta < 10$

$$\frac{\partial K}{\partial \delta} = 0.31037 - 0.0705\delta + 0.0041\delta^2$$

Para $\delta > 10$

$$\frac{\partial K}{\partial \delta} = -0.003585 + (0.2672 \times 10^{-4})\delta$$

CORRELACION DE HAGEDORN Y BROWN.

Esta correlación da buenos resultados en casi todos los casos excepto si hay flujo neblina ya que se considera adecuada para valores superiores a 0.05 y este flujo es el único que presenta cantidades tan bajas. A pesar de esto es la utilizada en el programa y para evitar errores grandes se pone una "válvula de seguridad" comentada en el cap. III.

Hagedorn y Brown (2-V) correlacionaron los siguientes grupos adimensionales:

$$N_d = 120.9 D (\rho l / \sigma)^{1/2}$$

$$N_L = 0.1573 \mu l (1 / \rho l \nu^3)^{1/4}$$

$$N_{gV} = 1.938 V_{sg} (\rho l / \sigma)^{1/4}$$

$$N_{LV} = 1.938 V_{sL} (\rho l / \sigma)^{1/4}$$

σ = tensión superficial del líquido

Los parámetros de correlación son:

$$N_{sec} = N_{gV} N_L^{0.38} / N_d^{3.14} \dots \dots \dots 5.2$$

$$N_{hold} = (N_{LV} / N_{gV}^{0.575}) (P / 14.65)^{0.1} (n (10^6 / N_d)) \dots \dots 5.3$$

El procedimiento para calcular el holdup es el siguiente:

1.- Encontrar el factor ψ en la fig. 7-a o con la ecuación:

$$\psi = 1.0 + \text{EXP} [6.6598 + 8.8173 \ln N_{sec} + 3.7693 (\ln N_{sec})^2 + 0.5359 (\ln N_{sec})^3]$$

límites

$$\text{Para } N_{sec} < 0.01 \quad \psi = 1.0$$

$$\text{Para } N_{sec} > 0.09 \quad \psi = 1.82$$

2.-Encontrar el factor C_n de la fig.7-b o de la siguiente ecuación:

$$C_n = \text{EXP}[-4.895 - 1.0775 \ln Nl - 0.80822 (\ln Nl)^2 - 0.1597 (\ln Nl)^3 - 0.01019 (\ln Nl)^4]$$

límites Para $Nl > 0.4$ $C_n = 0.0115$

Para $Nl < 0.002$ $C_n = 0.00195$

3.-Calcular N_{hold} de la ecuación 5-3

4.-Encontrar $\frac{Rl}{\psi}$ de la fig. 7-c o calcularlo con la ecuación :

$$\left(\frac{Rl}{\psi}\right) = \text{EXP}[-3.6372 + 0.8813(\ln N_{hold}) - 0.1335(\ln N_{hold})^2 + 0.018534(\ln N_{hold})^3 - 0.001066(\ln N_{hold})^4]$$

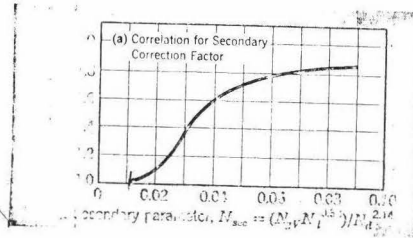
entonces el holdup será igual a

$$Rl = \left(\frac{Rl}{\psi}\right) \times \psi$$

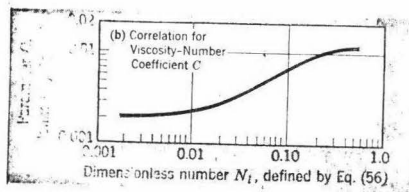
los límites serán:

Para $N_{hold} > 4000$ $Rl = \psi$

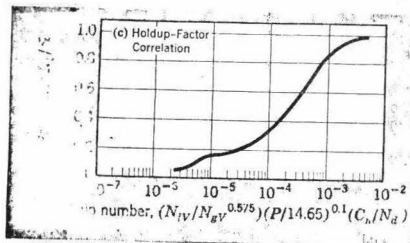
Para $N_{hold} < 0.1$ $Rl = 0.02633 \psi$



(a)



(b)



(c)

Figura 7.-Gráficas para el cálculo del holdup en la correlación de Hagedorn-Brown.

CAPITULO II

1.-IMPORTANCIA Y CARACTERISTICAS DE LAS REDES DE TUBERIAS.

Las redes de tuberías se forman por la unión de n loops, los cuales son tramos de tubería interconectados formando trayectorias cerradas, pudiendo tener o no salidas o entradas fuera del loop en los puntos de unión de la tubería, a los cuales se les llama nudos¹; los tramos de tubería se conocen como brazos o ramas, dichas ramas pueden tener o no accesorios como reducciones, válvulas, etc.

Encontramos redes de tuberías frecuentemente en servicios (agua, vapor, etc.) y dentro de un proceso, por lo que su cálculo es esencial dentro del diseño de una planta nueva o en las modificaciones para una ya existente, de ahí se deriva su gran importancia en la ingeniería.

La solución de una red es un problema iterativo, debido a que las distintas recirculaciones que se presentan en los loops, no nos permiten saber a priori el gasto que fluye por las diferentes ramas de dichos loops, así pues debemos por esta razón suponer los gastos y a partir de esta consideración, hacer el cálculo de las caídas de presión, para posteriormente con algún criterio preestablecido (11, 12, 17, 18, 19) saber si los gastos supuestos son los correctos, y si no lo son, hacer una corrección a los mismos.

Para resolver este problema es ideal el uso de una computadora debido a lo repetitivo de los cálculos involucrados. Tradicionalmente se utiliza el método de Hardy-Cross y sus variaciones (36).

¹nudos.-Se llaman así por analogía con los nudos eléctricos que se definen como puntos singulares de una red en los que convergen y se conectan más de dos líneas de transmisión, o de distribución eléctrica.

2.-METODO TRADICIONAL PARA RESOLVER REDES DE TUBERIAS,DE HARDY-CROSS.

El método de Hardy-Cross es el utilizado tradicionalmente para resolver redes de tuberías, los diversos autores (12,17,18,19) lo utilizan para diversos fluidos y casos, haciendo las modificaciones adecuadas según sea conveniente. West y Newton (12) describen el método de la siguiente forma en cinco pasos simples:

- 1.-Reunir datos.-Se deben reunir todos los datos necesarios como diámetros de la tubería, longitud total equivalente de cada tramo, incluyendo la longitud equivalente por orificios, configuración del sistema y propiedades promedio del fluido.
- 2.-Estimar los gastos en la red.-Debe estimarse el gasto en todos los tubos. El único criterio para la estimación es que los flujos escogidos deben de ser consistentes con el balance total de masa. Aunque es preferible para disminuir el número de iteraciones, escoger los flujos con cierto criterio para tratar que sean aproximados a los reales.
- 3.-Calcular la caída de presión en los tubos.-Se puede calcular la caída de presión con cualquier procedimiento estandar(14).
- 4.-Checar si los loops están balanceados.- Cada loop se examina individualmente. Se encuentra la suma algebraica de las caídas de presión, si ésta es cero, el loop está balanceado, si nó, se hace un ajuste.
- 5.-Regresar al paso 3.- Se repiten los pasos 3 y 4 hasta que todos los loops estén balanceados.

En general esos son los pasos a seguir, West y Newton lo aplican con ecuaciones que son muy comunes y haciendo las siguientes consideraciones:

- a) Se considera flujo isotérmico para los fluidos compresibles.
- b) Las propiedades de flujo son para la temperatura promedio y la presión del fluido en el sistema.

- c) Los tubos son rugosos y
 d) La temperatura base es de 50°F .

Las ecuaciones para caída de presión que utilizan son:

Para fluidos no compresibles

$$P_1 - P_2 = \left(\frac{fL}{D}\right) \left(\frac{\rho G^2}{2g\beta}\right) \dots (1)$$

$$P_1 - P_2 = kn SG f Le \left(\frac{Q^2}{D^5}\right) \dots (2)$$

para fluidos compresibles

$$P_1^2 - P_2^2 = \frac{G^2 P_2}{\gamma \rho} \left[\frac{fL}{D} \times 12 + \ln\left(\frac{P_1}{P_2}\right) \right] \dots (3)$$

para tubos largos (mas de 200 ft) $\ln\left(\frac{P_1}{P_2}\right)$ es aproximadamente cero
 entonces

$$P_1^2 - P_2^2 = k_c T (CF)(VO) + \frac{L_c}{D^5} Q^2 \dots (4)$$

las ecuaciones 2 y 4 pueden transformarse a:

$$Hi = K fi (Le_i) \left(\frac{Q_i^2}{D_i^5}\right) \dots (5)$$

donde el valor de K será constante para un sistema dado. La ecuación 5 es la forma general utilizada en un programa de computación para calcular las caídas de presión.

FACTOR de fricción.--Puesto que la computadora no puede leer una carta para obtener el factor de fricción, debemos obtenerlo en forma analítica. West y Newton utilizan la expresión que Duxler desarrolló a partir de la carta de Moody:

$$\frac{1}{\sqrt{\frac{fL}{2}}} = 1.03 + 5.76 \log\left(\frac{Re}{2} \sqrt{\frac{fL}{2}}\right) - 1.75 \log R - 1.10 (\log R)^2 \dots (6)$$

donde

$$R = Re \left(\frac{K}{D}\right) \sqrt{\frac{fL}{2}}$$

si hacemos

$$f = 4 f l$$

$$y = \sqrt{\frac{f l}{8}} = \sqrt{\frac{f}{8}}$$

$$W = \frac{Re}{2} \sqrt{\frac{f}{8}} = \frac{Re}{2} y$$

entonces

$$\frac{1}{y} = 1.03 + 5.76 \log W - 1.75 \log R - 1.10 (\log R)^2$$

$$Fy = 1.03 - \frac{1}{y} + 2.5 \ln W - 0.76 \ln R - 0.207 (\ln R)^2$$

Esto es un problema iterativo que llegará a su solución cuando:

$$Fy = 0$$

La forma de llegar a esto es por medio de la técnica de Newton-Raphson (25), primero se supone un valor de Y y si FY no se hace cero, se hace una corrección con la fórmula:

$$y_i = y_{i-1} - E$$

donde

$$E = \frac{Fy}{\frac{dFy}{dy}}$$

en este caso

$$E = \frac{1.03 - \left(\frac{1}{y}\right) + 2.5 (\ln W) - 0.76 (\ln R) - 0.207 (\ln R)^2}{\frac{1}{y^2} + \frac{1.74}{y} - \frac{0.414}{y} \ln R}$$

cuando $Fy=0$ entonces se encuentra f a partir de Y.

En lo personal encontré que una ecuación empírica desarrollada por Wood (ref.1 pag.166) la cual es explícita en f , produce buenos resultados, la fórmula es:

$$f l = a + b Re^{-c}$$

donde

$$a = 0.096 \left(\frac{k}{D}\right)^{0.225} + 0.133 \left(\frac{k}{D}\right)$$

$$b = 22 \left(\frac{k}{D}\right)^{0.44}$$

$$c = 1.62 \left(\frac{k}{D}\right)^{0.134}$$

$\left(\frac{k}{D}\right)$ es la rugosidad relativa.

Balance de los loops.-En el paso #4 para la suma algebraica de las caídas de presión se toma la dirección de giro de las manecillas del reloj como el sentido positivo, la fórmula condensada de la suma algebraica será:

$$\text{suma algebraica} = AS_j = \sum_{i=1}^{i=1n} H_{ji} = \sum_{i=1}^{i=1n} \left[\frac{Kf_{ji} L_{ji} Q_{ji}^2}{D_{ji}^5} \right]$$

Si esta suma algebraica no es menor que cierta tolerancia (ya que tratar de llegar a cero es poco práctico e innecesario), se hace un ajuste a los flujos en el loop con:

$$[Q_{ji}]_m = [Q_{ji}]_{m-1} - [\Delta Q_j]_{m-1}$$

donde

$$\Delta Q_j = \frac{\sum_{i=1}^{i=1n} AS_i}{\sum_{i=1}^{i=1n} \frac{dH_{ji}}{dQ}} = \frac{\sum_{i=1}^{i=1n} \left[\frac{Kf_{ji} L_{ji} Q_{ji}^2}{D_{ji}^5} \right]}{2 \sum_{i=1}^{i=1n} \left[\frac{Kf_{ji} L_{ji} Q_{ji}}{D_{ji}^5} \right]}$$

Los nuevos flujos se utilizan para recalcular las caídas de presión y el procedimiento continua hasta que todos los loops cumplan la ecuación:

$$\sum_{j=1}^{j=m} |AS_j| = 0$$

La figura 8 representa un diagrama de flujo para el método de Hardy-Cross con las ecuaciones que emplean West-Newton.

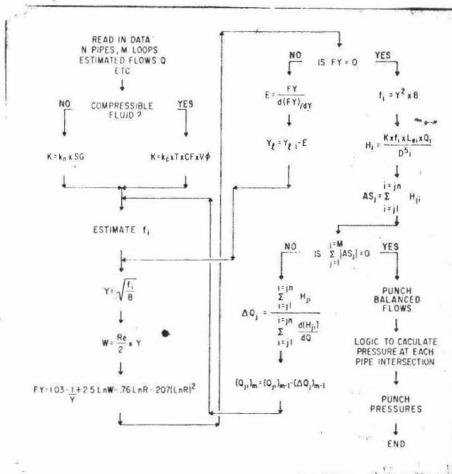


Figura 8.-Diagrama de flujo del método de Hardy-Cross.

3.-ALGORITMO DE CARNAHAN Y CHRISTENSEN.

Carnahan y Christensen (11) proponen una nueva técnica para la solución de redes de tuberías, la cual promete ser considerablemente más eficiente que el método tradicional de Hardy-Cross. Esta nueva técnica hace uso de la teoría gráfica para reducir la dimensionalidad del problema, con un algoritmo eficiente (falsa posición generalizada) para acelerar la convergencia.

En general (19) tenemos que para una red de m nudos y n ramas habrá $m+n$ variables a resolver, requiriendo de $m+n$ ecuaciones simultáneas.

Las ecuaciones necesarias pueden formularse como sigue:

Primero, en cada nudo podemos hacer un balance de masa que en forma general se expresaría como:

$$f_i = \sum_{j \in c_i} Q_{ij} \operatorname{sgn}(i-j) = 0 \quad i = 1, \dots, n \quad (8)$$

donde c_i es el conjunto de nudos j conectados al nudo i , siendo $\operatorname{sgn}(i-j)$ la función de signo definida por:

$$\operatorname{sgn}(x) = \begin{cases} -1 & \text{si } x < 0 \\ 0 & \text{si } x = 0 \\ 1 & \text{si } x > 0 \end{cases}$$

En forma similar, cada brazo tiene asociado un balance mecánico de energía de la forma:

$$f_{is}(P_i, P_j, Q_{ij}, h_i, h_j, L_{ij}, D_{ij}, E_{ij}, \mu, \rho) = 0$$

$$(i, j) = E_k, \quad k = 1, \dots, n$$

donde E_k es la rama k ésima.

La forma usual de resolver el problema con el algoritmo de Hardy-Cross es: Dados todos los parámetros apropiados y los flujos externos encontrar la distribución de las presiones P_i y los flujos Q_{ij} . Bajo esta formulación, el conjunto de balances de masa contendrá una ecua-

ción redundante o inconsistente, ya que la suma de los balances en un nudo en particular nos dá:

$$\sum_{i=1}^m f_i = - \sum_{i=1}^m Q_{oi} = 0$$

donde Q_{oi} son los flujos externos.

Para un problema bien formulado en el cual los flujos externos satisfagan un balance total de masa, la ecuación 9 es siempre satisfecha a priori; por esta razón solo habrá $m-1$ balances de masa no redundantes y por lo tanto habrá $m+n-1$ ecuaciones no redundantes en total.

PROCEDIMIENTO DE LAS VARIABLES DE CORTE.— Carnahan y Christensen proponen emplear el procedimiento de las "variables de corte" para resolver el problema, es decir que mientras en el método de Hardy-Cross se deben suponer todos los gastos internos que fluyen por la red y resolver las antes mencionadas $m+n-1$ ecuaciones en forma simultánea, aquí se propone suponer solo ciertos flujos a los que se les dá el nombre de "variables de corte"; por medio de estas variables de corte y utilizando balances de masa y de energía se van encontrando los flujos y presiones subsecuentes; así por ejemplo para resolver la red de dos loops de la figura 9 seguimos el procedimiento de la fig. 10 donde los hexágonos representan ecuaciones y los círculos representan variables. En este caso solo hay una variable de corte que es Q_{12} y las ecuaciones que quedan se resuelven en el siguiente orden: $f_{12} \rightarrow P_2, f_2 \rightarrow Q_{24}, f_{24} \rightarrow P_4, f_1 \rightarrow Q_{13}, f_{13} \rightarrow P_3, f_{34} \rightarrow Q_{34}, f_3 \rightarrow Q_{35}, f_{35} \rightarrow P_5, f_4 \rightarrow Q_{46}, f_{46} \rightarrow P_6, f_6 \rightarrow Q_{56}$.

Una variable de corte nos lleva a obtener una ecuación de "vuelta" que debe ser satisfecha, es decir, si a las variables de corte las llamamos x , la condición para que el problema llegue a una solución es que $\phi(x)=0$, habrá tantas ecuaciones de vuelta como variables de corte en el problema.

La gran ventaja de este procedimiento es que sólo las variables de corte deben ser iteradas y por lo tanto se reduce considerablemente el tiempo de computación, ya que la convergencia es más rápida. Para la red de la fig.9 se requiere iterar por el método de Hardy-Cross un total de 7 flujos resolviendo 12 ecuaciones simultáneas, mientras que para este procedimiento sólo se itera con una variable de corte que es el gasto Q_{12} . A medida que crece el tamaño de la red esta comparación se hace más radical, pej. para una red de 7 loops con 35 ramas y 28 nudos se deberán resolver 62 ecuaciones simultáneas iterando 28 flujos si empleamos el método de Hardy-Cross, mientras que en el de Carnahan-Christensen habrá solo 4 variables de corte.

En forma condensada, los pasos a seguir en el método de las variables de corte son:

- 1.-Se escoge un nudo de presión conocida o en el caso de fluidos no compresibles, puede ser cualquiera al que le presituamos la presión.
- 2.-Se escoge como variable de corte un flujo que llegue al nudo de presión conocida.
- 3.-Se utilizan balances de masa para resolver los flujos hasta donde sea posible (pej. $f_2 \rightarrow Q_{23}, f_1 \rightarrow Q_{13}$).
- 4.-Se utilizan balances de energía para resolver las presiones sucesivas en el mismo orden que los pasos 2 y 3.
- 5.-Si es posible, se resuelve entonces un balance de energía para un flujo posterior y los pasos 3 y 4 se repiten.
- 6.-Cuando esto no es posible el paso 2 se repite.
- 7.-Finalmente el procedimiento termina con todas las variables asignadas como variables de corte (todas las variables de corte deben ser flujos) o sea como los puntos de salida de las ecuaciones, y con todas las ecuaciones de vuelta siendo balances de energía.

Este esquema nos lleva a una notación sintetizada con la cual se puede mostrar el esquema de corte directamente sobre la red original, como se aprecia en la fig. 11, la variable de corte x se indica con dos segmentos curvos que cortan la rama correspondiente y la ecuación del balance de energía de vuelta $\phi(x)$ por un círculo, también en su correspondiente rama. Los corchetes se usan para indicar cuando se usan presiones conocidas para obtener por medio de un balance de energía, el flujo correspondiente, y las flechas se usan para indicar la dirección del flujo de información en el procedimiento de cómputo.

Carnahan y Christensen hacen ver que su algoritmo es más eficiente que el de Hardy-Cross ya que la convergencia se acelera reduciendo los flujos que deben ser iterados, además, mientras el procedimiento de Hardy-Cross requiere de estimaciones aproximadas, el suyo admite empezar con gruesas consideraciones, por otro lado, dada que la estructura del sistema de ecuaciones esta determinada solamente por la estructura de la red, este algoritmo puede extenderse fácilmente a producir el cálculo de diversos tópicos como compresoras y bombas, almacenamiento elevado y flujo compresible, más aún, tiende a imponerse por medio de subrutinas Fortran para sistemas de multicomponentes, donde la estructura de las ecuaciones rápidamente se hace más compleja.

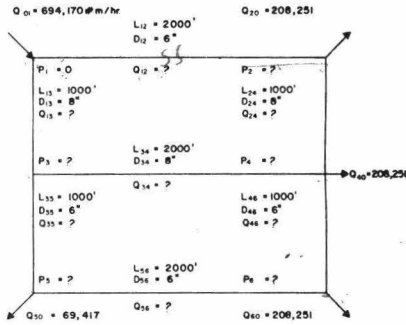


Figura 9.-Red de dos loops.

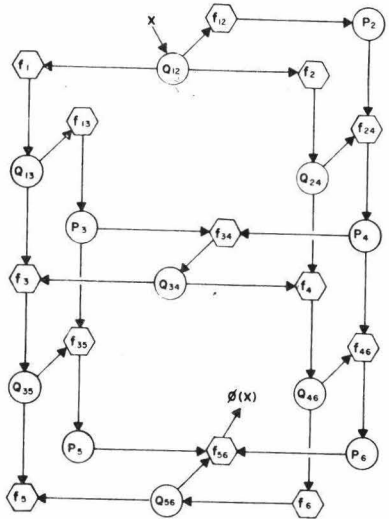


Figura 10.-Secuencia de solución para la red de dos loops.

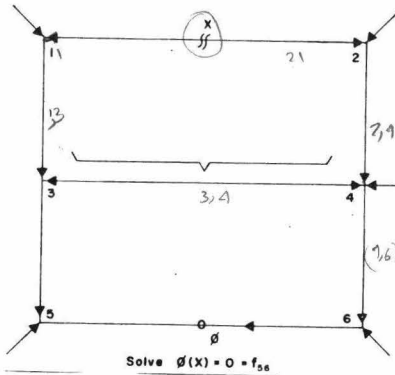


Figura 11.-Esquema del método de la variable de corte sobre la red original de dos loops.

NOMENCLATURA

D = Diámetro de la tubería en pulgadas.

f = factor de fricción de Weisbach-Darcy

f_1 = factor de fricción de Panning

G = masa-velocidad en $\text{lb}/\text{ft}^2\text{-seg}$

g = factor de conversión de la ley de Newton $\text{ft}\cdot\text{lb}_{\text{masa}}/\text{lb}_{\text{fuerza}}\cdot\text{seg}^2$

H = caída de presión en la tubería en psi

i = subíndice que indica el punto i

j = subíndice que indica el punto j

k = constante para un sistema y un fluido en particular

K_c = constante para fluidos compresibles $\text{lb}_f^2\text{in}^5\text{hr}^2/\text{ft}^3\text{OR lb}_m$

K_n = constante para fluidos no compresibles $\text{lb}_f\text{in}^5\text{min}^2/\text{ft}^3\text{USG}^2$

$\frac{K}{D}$ = rugosidad relativa

L_e = longitud equivalente

P_1, P_2 = presiones en el punto 1 y en el 2 respectivamente

Q = gasto volumétrico en galones por minuto ó lb_m por hora.

Re = número de Reynolds

SG = gravedad específica del fluido a la temperatura de flujo

T = temperatura absoluta en $^{\circ}\text{R}$

K, ϵ = rugosidad absoluta

ρ = densidad en lb_m/ft^3

μ = viscosidad en centipoises

CAPITULO III

1.- ESTRUCTURA DEL PROGRAMA.

Una vez que se tienen las bases de los algoritmos y métodos necesarios para resolver redes de tuberías y caídas de presión cuando hay flujo a dos fases, dadas en los capítulos anteriores, debemos acoplarlos en uno para resolver el problema que nos ocupa, haciendo uso de una computadora digital utilizando el lenguaje adecuado, en este caso Fortran.

Para poder asegurar el buen funcionamiento de las diferentes partes del programa y facilitar su manipulación inicial, se resolvió por partes, es decir, primero se desarrollaron por separado programas para efectuar balances de energía en flujo mixto y simultáneamente se desarrolló otro para calcular redes de tuberías, este último utilizando subrutinas para hacer balances de energía para flujo no compresible, las cuales previamente también se probaron y así poder ocuparse primordialmente de la convergencia del método.

Una vez que se tuvieron todos los programas trabajando satisfactoriamente, se prosiguió a acopiarlos, siendo necesario introducir otras subrutinas para hacer los cálculos de flash adiabático que son indispensables para analizar las condiciones de alimentación y para seguir el proceso de flasneo que se verifica en los tubos a medida que se va perdiendo presión.

Un problema que se presenta paralelamente al cambio de composición de una mezcla líquida y su vapor, es que las propiedades físicas de la mezcla dependen tanto de la temperatura y la presión, como de la composición de dicha mezcla, esas propiedades son la densidad, la viscosidad y la tensión superficial de la mezcla.

En el problema de ejemplo que se da mas adelante, debido a la poca variación que sufren la temperatura y la presión, no se consideran los cambios con respecto a las mismas, aunque en el caso más general se debiera tomar en cuenta como se explica en el cap. IV,

sin embargo si es necesario hacer una modificación de las propiedades de la mezcla con respecto a su composición, esto lo efectúan en el programa dos funciones, una para la mezcla líquida y otra para la gaseosa, dichas funciones tienen la forma:

$$\text{Prop. Mez. lig} = \sum_{i=1}^n X_i * \text{Prop. (i) (lig.)} \quad \text{Prop. Mez. gas.} = \sum_{i=1}^n Y_i * \text{Prop. (i) (gas)}$$

La densidad de la mezcla¹ en la fase gaseosa, así como la tensión superficial del líquido, son dos propiedades que si tienen variaciones grandes y por lo mismo se calculan en forma más adecuada aún en el problema simple de ejemplo, para el cálculo de la tensión superficial se utiliza la correlación de Macleod-Sugden:

$$\sigma_M = \left\{ (P_M)(S_{LM}) \right\}^4$$

donde $P_M = \sum [P_i X_i]$

Siendo P_i y X_i el paracoro y la composición en la mezcla líquida del componente i respectivamente.

La densidad de la mezcla gaseosa se calcula a partir de una fórmula estándar utilizando el peso molecular promedio en ese momento y el factor de compresibilidad calculado con la subrutina zeta.

En resumen, el programa completo efectúa lo siguiente:

1.-Analiza el estado físico de la alimentación.

- a) Si es vapor puro, no se efectúa ningún cálculo posterior, sólo se saca un letrero alusivo al motivo.
- b) Si es líquido, analiza la posibilidad de posterior flasheo, tomando una tolerancia entre la diferencia de la temperatura de burbuja y la de alimentación, si existe esta posibilidad, el programa continúa, si nó, hace lo mismo que en el inciso a.

1

Nota.-Se habla un general de "la mezcla", pudiendo ser desde un fluido simple, hasta una mezcla de 2) componentes.

- c) Si el flujo presenta dos fases, el programa continúa con los pasos siguientes.
- 2.- Calcula la entalpia de la alimentación.
 - 3.- Estima un gasto (variable de corte).
 - 4.- Lleva a cabo el cálculo del loop o loops correspondientes a la variable de corte iterada.
 - 5.- Checa si hay convergencia.
 - a) Si ya la hubo, continúa con el siguiente paso.
 - b) Si nó, regresa al paso 3 efectuando una corrección al gasto estimado.
 - 6.- Checa si ya terminó con todos los loops de la red.
 - a) Sí.- sigue con el paso siguiente.
 - b) Nó.- regresa al paso 3 para los nuevos loops.
 - 7.- Imprime los resultados.
 - a) Los flujos de todos los tramos de la tubería de la red, así como los flujos que entran y salen de la misma, con su signo correspondiente.
 - b) La caída de presión total.

La figura 1.2 presenta un diagrama de bloques del programa.

Debido a que los balances de energía son para flujo a dos fases, en el caso que se tenga líquido únicamente (caso b del paso 1), se descontinuaría el programa por haber divisiones por cero debido al método de cálculo, por esta razón se considera siempre presente una cantidad pequeña de vapor para efectuar los cálculos sin problema, esto producirá cierto error en el cálculo real de la caída de presión, por lo que es necesario que el líquido esté muy próximo a flashearse, esta consideración actúa como una "válvula de seguridad" para que el programa no se pare en casos previstos.

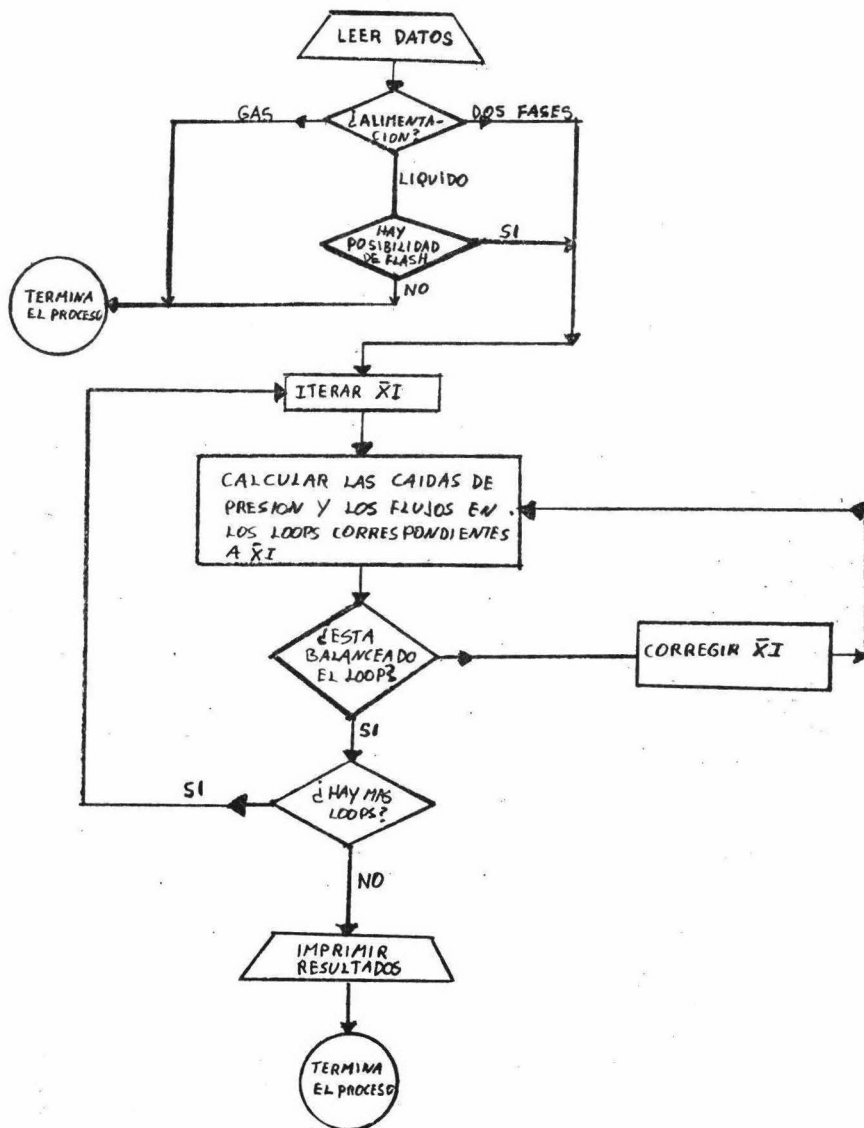


Figura 12.- Diagrama de bloques del programa.

2.- COMENTARIOS Y DESCRIPCION DE LAS SUBROUTINAS DEL PROGRAMA.

El programa completo consta de una parte central llamada "programa control" que coordina y llama a un conjunto de subrutinas que efectúan los cálculos necesarios en su oportunidad, dichas subrutinas a su vez se auxilian de otras subrutinas y de varias funciones, todas con una finalidad bien definida y que son:

I.- SUBROUTINAS PARA CALCULAR EL FLASH. Estas subrutinas fueron tomadas de la referencia 32 y adaptadas a este programa; efectúan los cálculos de un flash adiabático, calculando además la composición en el equilibrio (EQUIL), el punto de burbuja (PBUR) y el punto de rocío (PROC), se auxilian de la subrutina ZETA para calcular el factor de compresibilidad. También de la ref. 32 se tomó la subrutina ENTALP que calcula la entalpia del gas y el líquido.

II.- SUBROUTINAS PARA LOS BALANCES. Efectúan los balances de masa y energía necesarios:

BALEN. Efectúa un balance de energía calculando así la caída de presión en un tramo de tubería, utiliza el método de Dukler caso II para flujo a dos fases, se auxilia de las subrutinas HOLDUP y ALAM y de las funciones F, PROML y PROMG.

BALENP. Calcula el gasto en un tramo de tubería, a partir de las presiones terminales de la misma, es decir, hace el cálculo inverso que BALEN, se auxilia de las mismas subrutinas y funciones que esta y también se basa en el método de Dukler.

BALMAS. Efectúa los balances de masa en los nudos de la red, utilizz un contador K para determinar el balance en turno.

III.- SUBROUTINA PARA LAS VARIABLES DE CORTE Y LA CONVERGENCIA.

SUPGAS. Esta subrutina itera los gastos iniciales correspondientes a las variables de corte y posteriormente va haciendo un ajuste a los valores supuestos dependiendo de la suma algebraica de las caídas de presión que se haya obtenido con la iteración anterior.

Con el objeto de forzar la convergencia del proceso iterativo, se aplica un "acelerador de convergencia", utilizando el método de Wegstein con la modificación de Kliesh (30,34).

El método consiste en modificar el método de sustitución directa que sería simplemente utilizar para la nueva iteración una función de la anterior, dicha modificación se hace por medio de un factor "q" que se obtiene a partir de una combinación lineal de valores presentes, de la siguiente manera:

$$X_{n+1} = H(X_n) = (1-q)f(X_n) + q(X_n)$$

donde q está dada por

$$q = \frac{W}{W-1}$$

$$W = \frac{X_n - X_{n-1}}{X_{n-1} - X_{n-2}}$$

rearrreglando obtenemos

$$W = \frac{X_n - X_{n-1}}{X_{n-2}X_{n-1} + X_{n-2}}$$

La modificación de Kliesh consiste en que si q es mayor de uno, se iguala a cero, quedando así el método de sustitución directa, es decir

$$X_{n+1} = f(X_n)$$

Esto sirve para evitar ciertos casos donde el acelerador haría que divergiera (30,34).

Existe la restricción que debe haber un previo cambio de signo en los valores anteriores inmediatos, para poder aplicar este método, esto se toma en cuenta automáticamente en la subrutina de iteración, aplicando el método de Wegstein cuando hay un cambio de signa y usando la sustitución directa cuando no lo haya.

IV.- SUBROUTINAS Y FUNCIONES AUXILIARES.

HOLDUP. Calcula el holdup puntual utilizando el método de Hughmark para tubos horizontales y el de Hagedorn-Brown para inclina-

dos y verticales, se utiliza en los balances de energía a dos fases.

ALAM. Calcula el holdup volumétrico (λ), se utiliza en los balances de energía y en el cálculo del holdup puntual, a su vez se auxilia de las subrutinas para el cálculo del flash y para el factor de compresibilidad, así como de las funciones PROML y PROMG.

ZETA. Calcula el factor de compresibilidad de la mezcla gaseosa y está tomada de la ref. 32.

TENSUP. Calcula la tensión superficial de la mezcla líquida y se utiliza dicho cálculo en la subrutina HOLDUP para calcular el holdup puntual con la correlación de Hagedorn-Brown.

PROML y PROMG. Estas funciones calculan las propiedades promedio de las mezclas líquida y gaseosa dependiendo de la composición de cada fase y las propiedades de cada componente.

F. Calcula el factor de fricción según el método de Dukler y se utiliza en los balances de energía.

V.- SUBRUTINAS PARA CONTROLAR LA SECUENCIA DE CALCULO.

Las subrutinas que controlan la secuencia de los cálculos en la red son tres; SECUEN, SIBENP y SECSUP. Siendo la secuencia el orden en que van siendo resueltos los balances de masa y energía en las ramas y nudos de la red considerada. El control se verifica con los subíndices I, J.

Los subíndices I-J adquieren valores que van desde 1 hasta M, siendo M el número total de nudos de que consta la red. Así, entre los nudos I, J, estará la rama I, J, con una longitud $L(I, J)$, un diámetro $D(I, J)$ y con un ángulo de inclinación $ANG(I, J)$, estará fluyendo un gasto $Q(I, J)$ y en dichos nudos habrá presiones $P(I)$ y $P(J)$ respectivamente.

Debido a las diferentes estructuras y tamaños de redes que podemos encontrar, para cada caso en particular debemos analizar la secuencia de cálculo requerida, así como los balances de masa neces-

rios, por esta razón las subrutinas de secuencia y de balance de masa deberán generarse para toda nueva red.

En el programa estas cuatro subrutinas variables van juntas por medio de una entrada múltiple, la cual facilita su manipulación.

El programa utiliza diferentes contadores para alimentar las diferentes subrutinas de secuencia, así el contador K se utiliza en SECUEN que controla los subíndices para indicar el tramo de tubería analizado en ese momento, también lo usa BALMAS para efectuar los balances de masa. El contador K toma valores que van desde uno hasta n, o sea el número total de tramos de que consta la red.

El contador K1 controla los subíndices de los flujos que van a ser utilizados como variables de corte y varía desde uno, hasta el número de variables de corte menos uno.

El contador KPAL controla los subíndices que indican los brazos de tubería donde se requiere hacer un balance de energía a partir de las presiones para obtener el gasto correspondiente.

Los pasos generales para obtener las subrutinas de secuencia son:

- 1.- Hacer un esquema del método de la variable de corte sobre la figura original de la red, numerando todos los nudos.
- 2.- Generar una secuencia de solución de acuerdo al método de la variable de corte siguiendo los pasos que se dieron en el cap. II.
- 3.- Hacer una tabla donde se muestre la variación de los subíndices para poder asignarles un contador.
- 4.- Hacer una tabla de los balances de masa en los nudos y determinar su dependencia con el contador K.
- 5.- Formular las subrutinas como proposiciones del tipo GO TO calculado, dependiendo del contador correspondiente.
- 6.- Alimentar los datos al problema de acuerdo a las indicaciones que se dan en la siguiente sección.

Para aclarar los pasos anteriores, en la sección 4 de este capítulo se muestra un ejemplo sencillo para aplicar el programa completo y mostrar la forma en que se generan las subrutinas de secuencia.

En el apéndice A se presentan todas las subrutinas y funciones de que consta el programa, exceptuando la de secuencia que cambiará según el problema que se tenga, también aparece el paquete DATA correspondiente al problema de ejemplo que también deberá generarse para toda nueva red.

3.- INTRODUCCION DE LOS DATOS.

La introducción de los datos al programa se hace de dos formas, una es por medio de un paquete DATA y la otra por medio de targetas de datos. Esto se debe a que por una misma red podemos meter diferentes flujos y en ese caso no variarán los datos de la estructura de la red sino únicamente las propiedades físicas y las condiciones de operación que podemos estar variando tal vez para encontrar una situación óptima de funcionamiento.

Los datos que deberán ir en el paquete DATA son: Las longitudes, diámetros y ángulos de inclinación de los tramos de tubería, las entradas y salidas de fluido de la red y las variables $S(I,J)$ que son los signos de los flujos en las ramas de la red; deberá asignárseles un valor positivo unitario a todos los flujos que mediante la conveni- ción de Hardy-Cross deban serlo, así como a los flujos que se calculan por medio de un balance de energía en cuyo caso se les asignará un valor positivo tanto a la dirección I-J como a la J-I ya que el programa posteriormente le asignará su signo correspondiente en forma automática. Los flujos que entran a la red se consideran positivos y los que salen negativos.

Los valores que se deben introducir en targetas de datos al final del programa son los correspondientes a las propiedades físicas y las condiciones de operación, a continuación se describen cada una de estas targetas de datos:

TARGETA DE DATOS # 1 :

Columnas	Dato	Significado y unidades
1---5 inclusive	N	Numero de componentes de la mezcla.
6---10	N1	Número de tramos de tubería de la red.
11---15	NUMI	Número máximo de iteraciones permitido.
16---20	KMAX	Valor máximo del contador que controla la secuencia, sirve para saber cuando

		termina la red.
21---25	TA	Temperatura de alimentación en °F.
26---30	TAPROX	Tolerancia máxima a la diferencia de temperatura entre la temperatura en el punto de burbuja y la de alimentación, en °F.
31---35	PIN	Presión de alimentación en psi.
36---40	TOLPRE	Tolerancia máxima permitida a la suma algebraica de las caídas de presión.

Hay que tener presente que las cantidades enteras como las cuatro primeras, deberán ocupar la parte extrema derecha de su campo disponible al ser perforadas, por ejemplo si N vale 10, ocupará las columnas 4 y 5 de la tarjeta. Para las cantidades en números reales, basta con perforarles el punto decimal correspondiente y podrán ocupar cualquier posición dentro de su campo correspondiente.

Targeta de datos # 2:

Columnas	Dato	Significado y unidades.
1---10 inclusive	PARACO(1)	Paracoro del componente 1.
11---20	PARACO(2)	Paracoro del componente 2
⋮	⋮	
71---80	PARACO(1)	Paracoro del componente 1.

Una tarjeta de datos de este tipo puede aceptar hasta 10 valores, pero si fuera necesario se utilizaría otra tarjeta perforada en forma similar hasta completar todos los datos correspondientes.

Targeta de datos # 3 :

Las indicaciones son las mismas que para la tarjeta #2, sólo que aquí se perforan las fracciones mol (ZZ(1)).

Targeta de datos # 4 :

Igual que la tarjeta #2, ahora para las viscosidades de cada com-

ponente (VL(1)) en la fase líquida, en centipoises.

Targeta de datos #5 :

Igual que la targeta #2, pero para las viscosidades en la fase gas (VG(1)), también en centipoises.

Targeta de datos # 6 :

Igual que la targeta #2, ahora para las densidades en la fase líquida (RLI(i)) en lb/ft³.

Targeta de datos # 7 :

Aquí van los índices de identificación de cada componente para los coeficientes de corrección A₀, A₁, ..., A₉ utilizados en los cálculos del flash, (IC(i)).

Si el componente es hidrógeno IC=1

Metano IC=2

Fluido simple IC=3

Columnas	Dato	Significado
1---4	IC(1)	Para el primer componente
5---8	IC(2)	Para el segundo

así sucesivamente para cada componente corresponden 4 columnas, de las cuales sólo utilizarán la última por ser cantidades enteras que deben ajustarse a la derecha de su campo.

Targeta de datos # 8 :

Columnas	Dato	Significado
1---12	AE(i)	Constantes de entalpia (constantes de Antoine), se encuentran en la ref. 35.
13---24	BE(i)	
25---36	CE(i)	
37---48	DE(i)	
49---60	EE(i)	

Estas cantidades deberán introducirse en forma exponencial, utilizando siete columnas para la parte fraccionaria, una para el signo de dicha parte, otra para el punto decimal, una mas para el símbolo E

y dos para el exponente, con su signo incluido, deberán ocuparse las doce columnas del campo, el signo positivo puede no ponerse, pero hay que dejar un espacio en blanco o ponerse cero, ejemplos:

el número 6754.98 estaría como 0.6754980E04 ó 0.675498 E 4
 el número 0.000567 sería 0.5670000E-4 ó .567 E-4
 el número -0.439 sería 0.4390000E00 ó -.439 E

Targeta de datos # 9:

Columnas	Dato	Significado
1-----10	FA(1)	Factor acéntrico.
11-----20	FS(1)	Factor de solubilidad.
21-----30	VM(1)	Volumen molar.
31-----40	PC(1)	Presión crítica.
41-----50	TC(1)	Temperatura crítica.
51-----60	WM(1)	Peso molecular.
61-----66	NOM(1)	Nombre del componente(primeras 6 letras

Deberá haber una targeta #8 y otra #9 de datos por componente y estarán colocadas por pares, es decir, detrás de las targetas #8 y #9 del primer componente estarán las targetas correspondientes del segundo y así sucesivamente.

Hay que tener cuidado de guardar exactamente el orden de los datos para todos los casos, que siempre deberá ser el mismo que el del primer juego de datos de la mezcla.

4.-EJEMPLO DE APLICACION.

Se tiene una red como la mostrada en la fig. 9 del cap. II, donde el esquema del método de la variable de corte está representado en la fig.11 y la secuencia de cálculo por la fig. 10, con esto ya se han cumplido los dos primeros pasos necesarios, el tercero es hacer la tabla mostrada en la fig. 14 y posteriormente una para los balances de masa como en la fig. 15. Una vez que se han cumplido los pasos anteriores, lo único que resta para introducir la secuencia al programa, es codificar lo anterior como se muestra en la fig. 16 para perforarlo en targetas e introducirlo al programa.

Una vez que se ha generado la secuencia de solución de la red, el siguiente paso es introducir los datos de acuerdo a las indicaciones dadas anteriormente.

Las constantes que se introducen en el paquete dada son:

Gastos:

$Q(1,1) = 69.417$ lb/seg	entra a la red
$Q(2,1) = 20.8251$	sale de la red
$Q(4,1) = 20.8251$	"
$Q(6,1) = 20.8251$	"
$Q(5,1) = 6.417$	"

Longitudes

Diámetros

$L(1,2) = 2000$ ft	$D(1,2) = 6.065$ pulgadas
$L(1,3) = 1000$	$D(1,3) = 7.981$
$L(2,4) = "$	$D(2,4) = "$
$L(3,4) = 2000$	$D(3,4) = "$
$L(3,5) = 1000$	$D(3,5) = 6.065$
$L(4,6) = "$	$D(4,6) = "$
$L(5,6) = "$	$D(5,6) = "$

Los signos positivos de los flujos serán: S(1,2),S(2,4),S(4,3), S(3,4),S(5,3),S(6,3),S(4,6),S(1,1).

Ningún tubo tiene inclinación por lo que todos los ángulos de inclinación valen cero y no será necesario ponerlos.

Se introduce a la red una mezcla de 4 componentes, cuya composición molar es la siguiente:

Isobutano = .06

Butano = .17

Isopentano = .32

Pentano = .45

La mezcla entra a una temperatura de 245 °F y una presión de 160 psia, el número máximo de iteraciones permitido será de 10, se admite una tolerancia en la suma algebraica de las presiones de .1 psi máximo, la tolerancia de temperatura en caso de que sea líquido subenfriado, es de 10 °F, las propiedades físicas serán:

	VL	VG	RLI	FA	FS	VM	PC	TC	WM
Isobut	0.12	.0095	28.08	.1825	6.24	13.37	529.1	274.96	58.124
Butano	0.11	.01	29.64	.1953	6.73	13.0	550.7	305.62	58.134
Isopen	0.16	.011	32.76	.2104	6.71	15.36	483.0	369.0	72.151
Pentan	0.20	.012	34.18	.2518	7.021	15.27	489.5	385.5	72.161

Las constantes de Antoine son:

	AE	BE	CE	DE	EE
Isobut	6.52586	3.99274	-0.043044	2.02569	155.695
Butano	8.29348	3.4600	-0.0402109	20.35096	153.044
Isopen	6.3752	3.56051	-0.0423158	8.98274	145.71
Pentan	8.02314	3.9988	-0.0405672	21.82802	149.209

Los resultados de este problema se presentan en la fig. 17.

SECJEN			SIBENP			SECSUP		
I	J	K	I	J	KBAL	I	J	K1
1	2	1	3	4	1	1	1	1
1	3	2						
2	4	3						
3	4	4						
3	5	5						
4	6	6						
5	6	7						

Figura 14.-Tabla que muestra la variación de los subíndices con respecto a su contador en las subrutinas de secuencia.

BALMAS

$$Q(1,3)=Q(1,1)-Q(1,2)$$

$$Q(2,4)=Q(1,2)-Q(2,1)$$

$$Q(3,4)=0.0$$

$$Q(3,5)=Q(1,3)+Q(3,4)$$

$$Q(4,6)=Q(2,4)-Q(3,4)-Q(4,1)$$

$$Q(5,6)=Q(3,5)-Q(5,1)$$

Figura 15.-Balances de masa necesarios en la red.

```

SUBROUTINE SECUEN(K,I,J)
COMMON /B/Q(6,6)
GO TO (1,2,3,4,2,3,4)K
1 I=1
  J=2
  RETURN
2 I=I
  J=I+2
  RETURN
3 I=I+1
  J=I+2
  RETURN
4 I=I+1
  J=I+1
  RETURN
ENTRY BALMAS(K,I,J)
GO TO (8,8,9,13,10,11,12)K
8 Q(I,J)=Q(1,1)-ABS(Q(1,2))
  RETURN
9 Q(I,J)=ABS(Q(1,2))-ABS(Q(2,1))
  RETURN
10 Q(I,J)=Q(1,3)+Q(3,4)
  RETURN
11 Q(I,J)=-Q(3,4)-ABS(Q(4,1))+Q(2,4)
  RETURN
12 Q(I,J)=ABS(Q(3,5))-ABS(Q(5,1))
  RETURN
13 Q(I,J)=0.
  RETURN
ENTRY SIBENP(KBAL,I,J)
GO TO(14)KBAL
14 I=3
  J=4
  RETURN
ENTRY SECSUP(K1,I1,J1)
GO TO(15)K1
15 I1=1
  J1=1
  RETURN
END

```

Figura 16.-Codificacion de los contadores para controlar la secuencia.

La suma algebraica de las caídas de presión fue= 3.0656218E-02

La caída de presión total fué de= 3.8456540E+01

Los gastos a través de la red fueron:

FLUJO		GASTO
1	1	6.9417000E+01
1	2	3.8097942E+01
1	3	-3.1319058E+01
2	1	-2.0825100E+01
2	4	1.7272842E+01
3	4	-2.0411773E+01
3	5	-1.0907286E+01
4	2	-2.0825100E+01
4	6	1.6859514E+01
5	1	-6.9417000E+00
5	6	-3.9655857E+00
6	1	-2.0825100E+01

Figura 17.-Resultados del ejemplo de aplicación.

CAPITULO IV

1.-POSIBLES RAZONES PARA MODIFICAR EL PROGRAMA.

El programa tal como se ha presentado puede hacer los cálculos del problema que plantea este trabajo, pero es poco flexible desde el punto de vista de manejo de fluidos a diferentes condiciones de operación, es decir, cuando se tengan variaciones grandes de temperatura y presión habrá errores significativos por las limitaciones que se tienen en el cálculo de las propiedades de la mezcla que está fluyendo, así mismo está limitado a manejar un flujo a dos fases.

Para subsanar las desventajas mencionadas, se pueden hacer ciertas modificaciones cuando estas sean necesarias y adecuadas en un caso particular, además se sugiere el uso de ciertas partes del programa que pueden ser útiles para calcular caídas de presión en tuberías que no forman redes pero que presentan flujo a dos fases y por lo mismo es deseable tener un programa que ayude a obtener precisión en un problema que es sumamente laborioso cuando se hace a mano.

2.-CALCULO MAS APROXIMADO DE PROPIEDADES FISICAS DE MEZCLAS.

En el programa se utiliza un promedio de las propiedades de los diferentes componentes para calcular las propiedades de la mezcla, lo cual da buenos resultados cuando la temperatura no cambia mucho, pero cuando no sucede esto, sería preferible introducir subrutinas para calcular tanto la viscosidad del líquido y el gas como la densidad del líquido, otra posibilidad sería meter tablas de dichas propiedades al programa e interpolar en las mismas con la temperatura a lo largo de la red. Si se quieren introducir las mencionadas subrutinas se puede consultar la ref. 32 donde se encuentran muy apropiadas para este programa.

Para acopiar las subrutinas de cálculo de propiedades sólo sería necesario introducirlas como las otras subrutinas del programa y hacer modificaciones en los lugares donde se llama al cálculo de estas propiedades, poniendo la llamada a la subrutina en vez de la utilización de la función correspondiente.

3.-MODIFICACIONES AL PROGRAMA PARA RESOLVER CUALQUIER TIPO DE FLUJO.

Estas modificaciones pueden ser muy útiles si se van a calcular redes por las cuales vayan a pasar tanto fluidos compresibles como no compresibles y se quiere utilizar el mismo programa, así como el caso de una red lo suficientemente grande como para tener los tres tipos de flujo por dicha red.

Para tener un programa con las características anteriores, es necesario desarrollar subrutinas del tipo BALEN y BALENP, tanto para un flujo no compresible como para compresible y agregarlas al programa con una estructura similar a las del programa primitivo, después se modificaría el programa control poniendo proposiciones del tipo IF ARITMETICO, para cuando se requiera hacer un balance de energía dicho IF mande a la llamada del balance de energía adecuado según el estado físico del fluido que estaría caracterizado por un contador "ESTADO" con valores -1,0,1.

Para aplicar el criterio anterior podemos tener 2 casos.

- a) Teniendo el caso de un fluido que sabemos que no cambiará de estado a lo largo de toda la red, le asignaremos un valor constante en todo el programa a la variable "ESTADO" correspondiente al flujo que manejamos.
- b) Si por el contrario, no sabemos si habrá cambio de estado, o inclusive sabemos que si lo habrá, entonces deberá irse probando el estado físico del flujo de la misma manera que en el programa primitivo se analiza la alimentación, para asignarle su valor correspondiente a la variable "ESTADO" y así aplicar el balance adecuado.

4.-USO DEL PROGRAMA PARA OBTENER LA ENTALPIA DEL FIUJO.

El programa tiene una subrutina que calcula la entalpia de la alimentación, y aunque en condiciones normales sólo la calcula pero no la imprime, podría incluirse dicha instrucción de impresión, lo cual sería útil en algún caso particular, por ejemplo, si queremos manejar todo el fluido como líquido, sabremos cuanto calor debemos quitarle o por el contrario, cuanto debemos añadir si queremos manejarlo como vapor. Otro ejemplo de la utilidad de esta opción es el caso de querer utilizar un tramo de la red o toda inclusive como un cambiador de calor, en cuyo caso se llamará a la subrutina de entalpia en los tramos de tubería que se requiera con las instrucciones de impresión de resultados correspondientes.

Estas son sólo dos ideas de la posible utilización de esta subrutina, que debido a la gran utilidad que puede tener, está incluida en el programa como una opción.

5.-CALCULO DE CAIDAS DE PRESION CUANDO HAY FLUJO A DOS FASES EN TRAMOS SENCILLOS.

Existen muchos casos en que es necesario calcular caídas de presión habiendo un flujo mixto y no precisamente en una red de tuberías, para estos casos es posible utilizar las subrutinas correspondientes con ciertas modificaciones que son:

- 1.-Cambiar la introducción de datos a la subrutina en forma de llamada, a proposiciones READ para leer los datos necesarios.
- 2.-Quitar las intrucciones de RETURN y poner una de impresión de los resultados requeridos.
- 3.-Modificar las declaraciones COMMON para obtener los datos por medio de lectura.

Hay que tener presente que la subrutina BALEN que es la que efectúa los cálculos de caída de presión, se auxilia de la HOLDUP y ALAM así como de las que calculan el FLASH y de las funciones auxiliares, por lo que hay que tener cuidado y no pasar por alto detalles como las declaraciones COMMON de las subrutinas auxiliares.

En el caso que se conozcan las cantidades relativas de líquido y vapor que circulan se puede prescindir de las subrutinas para el cálculo del flash, pero se debe tener en cuenta cambiando la llamada en la subrutina ALAM.

CONCLUSIONES

Analizando el presente trabajo y comparando los resultados obtenidos con los deseados, vemos que realmente no ha concluido y que podría seguirse trabajando sobre el mismo, introduciendo los tópicos que se señalan en el capítulo IV, pero por otro lado si se ha alcanzado la meta propuesta en la introducción, es decir, se ha puesto de manifiesto la problemática en el cálculo de redes de tuberías y de caídas de presión en flujo mixto, además se ha planteado su solución con las técnicas de cálculo y las correlaciones de vanguardia, dando con esto un paso adelante con respecto a los métodos tradicionales.

Si bien los resultados no son enteramente exactos, sí son precisos y por lo tanto tendremos un método de cálculo confiable y mejor que los tradicionales, cuya exactitud es todavía menor, esto disminuye la incertidumbre en el cálculo y por ende el costo de equipo por sobrediseño, además se tendrá un ahorro de tiempo considerable, el cual puede ser vital en algunos proyectos.

Por otra parte debemos tomar en cuenta que con este programa podemos en un caso dado, encontrar las condiciones óptimas de nuestro sistema de tuberías, ya que podemos correrlo para diversos juegos de datos o inclusive acoplarle un módulo de optimización.

El presente trabajo también intentó demostrar que los métodos que tradicionalmente no se utilizaban por su excesiva laboriosidad, ya no son imprácticos gracias al uso de las computadoras digitales, y que deben ser utilizados si así lo requiere la situación, lo cual lo sabremos aplicando el criterio que debe caracterizar a un Ingeniero Químico.

APENDICE A
LISTADOS DEL PROGRAMA COMPLETO

C *** PROGRAMA PRINCIPAL QUE CONTROLA LAS SUBROUTINAS PARA LA SOLUCION
 C *** DE UNA RED DE TUBERIAS.

COMMON /PROPIE/IC(20),FA(20),FSC(20),VH(20),PC(20),TC(20),AE(20),
 IBE(20),CE(20),EE(20),HON(20),IBASE,IEQUIL,DE(20),PR(20)

COMMON/EQUIL/X(20),Y(20),E(20),H,TOL2

COMMON/ARLI(20),VL(20),VG(20),WH(20)

COMMON/SIGMA/PARAC(20)

COMMON /C/XN,XN1,XN2,CUMT,H1

COMMON /B/Q(6,6)

COMMON/CANTGL/HG,WL,G,XX(20,30),JCOI,P

DIHENSION D(6,6),L(6,6),S(6,6),ARG(6,6),TT(6),P(6),T(6),ZZ(20)

C *** LECTURA DE DATOS

IBASE=0

TOL2=0.01

IEQUIL=1

READ 101,N,N1,NUMI,KMAX, TA,TAPROX,PIN,TOLPRE

READ 132,(PARAC(I),I=1,N)

READ 132,(ZZ(I),I=1,N)

READ 132,(VL(I),I=1,N)

READ 132,(VG(I),I=1,N)

READ 132,(RLI(I),I=1,N)

READ 199,(IC(I),I=1,N)

DO 133 I=1,N

READ 131,AE(I),BE(I),CE(I),DE(I),EE(I)

READ 130,FA(I),FS(I),VH(I),PC(I),TC(I),WH(I),HON(I)

133 CONTINUE

DATA Q(1,1),Q(2,1),Q(4,1),Q(6,1),Q(5,1)/69.4170,3*20.8251,6.9417/
 1L(3,4),L(5,6),L(1,2),L(2,4),L(3,5),L(4,6),L(1,3)/3*2000.,4*1000.
 2/,D(1,2),D(2,4),D(3,4),D(1,3),D(3,5),D(4,6),D(5,6)/ 7*.5054

PROGRAMA PRINCIPAL(CONTINUACION)

```

4      /,S(1,2),S(2,4),S(4,3),S(3,4),S(5,3),S(6,5),
5S(4,6),S(1,1)/8*1./
DO 102 J=1,N1
DO 102 I=1,N1
IF(S(I,J).EQ.0.)S(I,J)=-1.
D(I,J)=D(J,I)
L(I,J)=L(J,I)
102 CONTINUE
C *** SE ANALIZAN LAS CONDICIONES EN LA ALIMENTACION PARA DETERMINAR
C *** EL ESTADO FISICO DE FLUJO QUE TENEMOS.
NESTA=1
134 DO 135 I=1,N
X(I)=ZZ(I)
135 Y(I)=ZZ(I)
PENTRA=PIN
TENTRA=YA
GO TO(136,137,138)NESTA
136 BT=TA
CALL PBUR(BT,PIN)
IF(BT.GT.TA)GO TO 163
NESTA=2
GO TO 134
137 RT=TA
CALL PROCC(RT,PIN)
IF(RT.LT.TA)GO TO 162
NESTA=3
GO TO 134
138 R=1.
CALL FLASH(R,ZZ,TA,LI,PIN)
FLIQ=LI
VAP=1.-LI
CALL ENTALP(TA,3,HLI,HVA,PIN)
HF=VAP*HVA+FLIQ*HLI
PRINT 58,BT,RT,FLIQ,VAP,(I,NOH(I),ZZ(I),X(I),Y(I),I=1,N)

GO TO 170
163 IF(BT.LT.TA+TAPROX)GO TO 165
PRINT 166,BT,TA
CALL EXIT
165 CALL ENTALP(TA,1,HLI,HVAP,PIN)
HF=HLI
VAP=0.
FLIQ=F
PRINT 57,BT,(I,NOH(I),X(I),I=1,N)
GO TO 170
162 PRINT 167,RT
CALL EXIT
170 CONTINUE
ITER=0
K1=1
QANT=0.
KSIG=0
KBANT=1
C *** INICIALIZO LOS CONTAFORES PARA HACER LAS ITERACIONES DE LA RED.
111 ITER=ITER+1
DO 139 I=1,N
X(I)=ZZ(I)

```

```

139 Y(I)=ZZ(I)
DO 149 I=1,N1
149 P(I)=0.0
SUMALG=0.
SUMAT=0.
KBAL=KBANT
K=K SIG
107 K=K+1
CALL SECUEN(K,I,J)
JCOMP=I
DO 59 IL=1,N
59 XX(IL,JCOMP)=ZZ(IL)
CALL SECSUP(K,I,J)
T(I)=TENTRA
P(I)=PENTRA
C *** LA SIGUIENTE ES LA LLAMADA PARA LA SUPOSICION DE GASTO
CALL SUPGAS(D(I,J),ANG(I,J),L(I,J),T(I), I1,J1,DESVIA,ITER,
IQANT,QSUP,P(I))
QANT=QSUP
Q(I,J)=QSUP
PRINT 122,ITER,K,I,J
108 JCOMP=I
TT(I)=T(I)
C *** AQUI HAGO EL BALANCE DE ENERGIA EN CADA TRAMO
CALL BALEN(D(I,J),ANG(I,J),L(I,J),P(I),Q(I,J),T(I),DP)
DO 56 IL=1,N
XX(IL,J)=X(IL)
56 X(IL)=XX(IL,I)
T(J)=T(I)
T(I)=TT(I)
P(J)=P(I)-ABS(DP)
SUMAT=SUMAT+ABS(DP)
SUMALG=SUMALG+DP*S(I,J)
123 K=K+1
105 CALL SECUEN(K,I,J)
CALL BALMAS(K,I,J)
PRINT 122,ITER,K,I,J
IF(Q(I,J).EQ.0.)GO TO 104
IF(P(J).EQ.0.)GO TO 108
IF(P(I).EQ.0.)GO TO 108
GO TO 106
104 CALL SIBENP(KBAL,I,J)
IF(P(J).EQ.0.)GO TO 107
IF(P(I).EQ.0.)GO TO 107
C *** AQUI DEBO PONER UN VALOR DIFERENTE DE CERO PARA EL BALANCE.
QI=Q(I,1)/I
QJ=Q(I,1)/I
TPROM=(T(I)+T(J))/2.
JCOMP=J
IF(P(I).GT.P(J))JCOMP=I
DP=ABS(P(I)-P(J))
C *** ESTE ES EL BALANCE A PARTIR DE LA CAIDA DE PRESION PARA ENCONTRAR
C *** EL GASTO QUE ESTA FLUYENDO EN EL TRAMO CORRESPONDIENTE.
CALL BALEN(D(I,J),ANG(I,J),L(I,J),QI,QJ,P(I),P(J),Q(I,J),TPROM)
SUMAT=SUMAT+ABS(DP)
IF(P(I).GT.P(J))DP=DP*(-1.)
SUMALG=SUMALG+DP

```


PROGRAMA PRINCIPAL(CONTINUACION)

```

PRINT 122,ITER,K,I,J
KBAL=KBAL+1
K=K+1
GO TO 105
C *** PRUEBO SI EL LOOP O LOOPS ESTAN BALANCEADOS.
106 CONTINUE
T(I)=TENTRA
CALL BALENC(I,J),ANG(I,J),L(I,J),P(I),Q(I,J),T(I),DP)
DO 60 IL=1,N
60 XX(IL,JCOMP)=X(IL)
SUMAT=SUMAT+ABS(DP)
SUMALG=SUMALG+DP*S(I,J)
IF(ABS(SUMALG).LE.TOLPRE)GO TO 109
C *** CHECO SI YA LLEGUE AL NUMERO MAXIMO DE ITERACIONES PERMITIDO.
PRINT 121,SUMALG
IF(ITER.GT.NUNI)GO TO 110
DESVIA=SUMALG
GO TO 111
C *** EN ESTE PASO SUMO LA CAIDA DE PRESION DE LOS LOOPS BALANCEADOS.
109 SUMAP=SUMAP+SUMAT
PRINT 121,SUMALG
K1=K1+1
KSIK=K
KBANT=KBAL
FENTRA=P(J)
TENTRA=T(J)
DO 140 IL=1,N
140 ZZ(IL)=X(IL)
C *** AHORA COMPRUEBO SI YA TERMINE CON TODOS LOS LOOPS
IF(K.GE.KMAX)GO TO 112
SUMALG=0.
SUMAT=0.
GO TO 107
C *** TODAS LAS INSTRUCCIONES SIGUIENTES SON PARA ESCRIBIR RESULTADOS.
112 PRINT 103
DO 113 I=1,N1
DO 113 J=1,N1
Q(I,J)=Q(I,J)*S(I,J)
IF(Q(I,J).NE.0.0)PRINT 115,I,J,Q(I,J)
113 CONTINUE
PRINT 116,SUMAP,ITER
CALL EXIT
110 PRINT 114,ITER
DO 117 I=1,N1
DO 117 J=1,N1
Q(I,J)=Q(I,J)*S(I,J)
PRINT 115,I,J,Q(I,J)
117 CONTINUE
PRINT 116,SUMAP,ITER
CALL EXIT
C *** FURTADOS
131 FORMAT(5E12.7)
130 FORMAT(F7.0,2F6.0,2F7.0,25X,F8.0,A6)
132 FORMAT(8F10.0)
101 FORMAT(4I5,12F5.0)
166 FORMAT(//,10X,"LA TEMPERATURA DEL PUNTO DE BURBUJA ES DE",F6.1,
1" POR LO QUE SE TENDRA SIEMPRE PUR. LIQUIDO EN ESTA RED,YA QUE",

```

PROGRAMA PRINCIPAL(CONTINUACION)

```

27," LA TEMPERATURA DE ALIMENTACION ES DE",F6.1)
167 FORMAT(10X,"*** LA ALIMENTACION ES SOLO VAPOR CON PUNTO DE ROCIO
1=",F6.1)
103 FORMAT(45X,"*** EL PROBLEMA CONVERGIO A UNA SOLUCION Y LOS RESULTA
DOS SON: ***"///,45X,"FLUJO",10X,"GASTO"///)
115 FORMAT(40X,I2,2X,I2,10X,1PE15.7/)
114 FORMAT(30X,"*** EL PROBLEMA NO CONVERGIO HABIENDO ITERADO",2X,I2,
12X,"VECES",5X,"LOS RESULTADOS HASTA AQUI SON"/,50X,"FLUJO",10X,
2"GASTO"///)
116 FORMAT(//30X,"*** LA CAIDA DE PRESION TOTAL ES DE",2X,1PE15.7,5X,
1"HABIENDO ITERADO",2X,I2,2X,"VECES ***")
199 FORMAT(20I4)
121 FORMAT(//,20X,"LS SUMA ALGEBRAICA DE LAS PRESIONES HASTA AQUI FUE
1 =",1PE15.7///)
122 FORMAT(1H1," *** LOS CONTADORES HASTA AQUI SON",5X,"ITERACION=",
I3,10X,"K=",I3,10X,"I=",I3,10X,"J=",I3///)
57 FORMAT(21X,28H"LA ALIMENTACION ES LIQUIDO =",F10.6//
120X,44H"NUMERO NUMBRE COMPOSICION DEL LIQUIDO /(21X,I3,8X,
1 A6,9X,F10.8//)
58 FORMAT(21X,13HPUNTO BURBUJA,F10.6///,21X,11HPUNTO ROCIO,F10.6//,
121X,20HCANTIDAD DE LIQUIDO ,F13.5,20HLIBRAS MOL/UNIDAD DE TIEMPO
2//21X,18HCANTIDAD DE VAPOR ,F15.5,20HLIBRAS MOL/UNIDAD DE TIEMPO
3//21X,62HNUMERO NUMBRE ALIMENTACION COMP.LIQUIDO CUI.
4VAPOR/(21X,I3, 8X,A6,F15.7,E10.7,E16.7//)
CALL EXIT
END

```

SUBROUTINA PARA EL BALANCE DE ENERGIA

```

SUBROUTINE BALANC(D,ANG,AL,P,Q,T,CAIDAT)
C *** SUBPROGRAMA PARA CALCULAR LA CAIDA DE PRESION CUANDO HAY FLUJO
C *** A DOS FASES, POR MEDIO DEL METODO GENERAL DE DUKLER.
COMMON/EQUIL/X(20),Y(20),E(20),TCL2
COMMON/AZRLI(20),VL(20),VG(20),HLL(20)
COMMON/HOLDUP/ROL,ROG,VISL,VISG,A
COMMON/CANTGL/NG,ML,S,XX(20,30),JCOLP
COMMON/IMPRES/IMPRES
REAL LAMDA
IMPRES=0
S=0
K=1
BT=T
DO 22 I=1,N
X(I)=XX(I,1)
22 Y(I)=X(I)
CALL PBUR(BT,P)
A=3.1416*D*D/4.
PANT=P
TANT=T
CAIDAT=0.
ALANT=AL
DTDZ=0.005
20 CALL ALANT(ROG,ROL,ALA,P)
VISG=PROHG(VG)
VISL=PRONL(VL)
LAMDA=ALA
GT=0.4/(3.1416*D*D)
RONS=ROL*LAMDA*ROG*(1.-LAMDA)
VNS=GT/RONS
GTLIQ=ML/A
GTGAS=HG/A
VSL=GTLIQ/ROL
VSG=GTGAS/ROG
CALL HOLDUP(D,ANG,ALA,VSG,VSL,GT,P,RL)
RG=1.-RL
RO2F=ROL*LAMDA*LAMDA/RL+ROG*(1.-LAMDA)*(1.-LAMDA)/(1.-RL)
V2F=LAMDA*VISL+(1.-LAMDA)*VISG
AC=(HG/(3.1416*D*D/4.))*2.7/(32.174*RG*P*ROG)
RE=RO2F*D*VNS*1468./V2F
B=F(RE,LAMDA)
RF=B*VNS*VNS*RO2F/(2.*32.174*D)
DPDZ=(RF+ANG*RO2F)/(1.-AC)
DPDZ=DPDZ/144.
DZDP=1./DPDZ
IF(DZDP.GE.AL)GO TO 21
P=P-1.
CAIDAT=CAIDAT+1.
AL=AL-DZDP
T=T-DTDZ*DZDP
GO TO 20
21 FAC=AL*DPDZ
CAIDAT=CAIDAT+FAC
AL=ALANT
P=PANT
PRINT 15,K

```

(CONTINUACION)

```
PRINT 16,V2F,RD2F,GT,ANG,LAMDA,RL,B,AC,CAIDAT
PRINT 17,TANT,P
T=BT
PRINT 17,T,P
PRINT 18,Q
PRINT 19,(XX(I,JCOMP),I=1,4)
19 FORMAT(4(10X,F10.4))
18 FORMAT(/58X,"GASTO",/56X,F10.4,/30X,"COMPOSICION DEL LIQUIDO")
17 FORMAT(///40X,"TEMPERATURA",30X,"PRESION",//,40X,F8.1,35X,F6.2)
15 FORMAT( 2X,"VISCOSIDAD",5X,"DENSIDAD",5X,"GT",5X,"ANGULO",5X,
1"LAMDA",3X,"RL",9X,"FAC. FRIC.",5X,
1"PERDIDAS CINETICAS",5X,"CAIDA DE PRESION",4X,I1//)
16 FORMAT(4X,F6.4,6X,F7.4,4X,F6.2,4X,F4.2,3X,F3.2,5X,F4.3,5X,
13(6X,1PE15.7//)
RETURN
END
```

SUBROUTINA PARA EL BALANCE DE ENERGIA A PARTIR DE PRESIONES

```

SUBROUTINE BALENF(D,ANG,ALA,QI,QJ,PJ,PI,QCAL,T)
C *** SUBPROGRAMA PARA CALCULAR EL GASTO CUANDO SE CONJUNEN LAS
C *** PRESIONES TERMINALES PARA FLUJO A DOS FASES.
COMMON/A/RLI(20),VL(20),VG(20),RH(20)
COMMON/HOLDUP/ROL,ROG,VISL,VISG,A
COMMON/CANTGL/HG,WL,Q,XX(20,30),JCONP
COMMON/INPRE/INPRE
INPRE=0
K=0
PRINT 33
VISL=PROHL(VL)
VISG=PROHG(VG)
A=3.1416*D*D/4.
IF(PI-PJ)35,36,37
35 Q=QJ/2.
DIREC=-1.
P=PJ
GO TO 38
36 Q=0.
GO TO 39
37 Q=QI/2.
DIREC=1.
P=PI
38 GT=Q/A
41 CALL ALAN(T,ROG,ROL,ALA,P)
GTGAS=HG/A
GTLIQ=WL/A
GTANT=GT
VSG=GTGAS/ROG
VSL=GTLIQ/ROL
CALL HOLDUP(D,ANG,ALA,VSG,VSL,GT,P,RL)
RQ2F=ROL*ALA*ALA/RL+ROG*(1.-ALA)*(1.-ALA)/(1.-RL)
V2F=ALA*VISL+(1.-ALA)*VISG
RG=1.-RL
IF(RL.EQ.1.)RG=.01
AC=GTGAS*GTGAS/(32.174*RG*P*ROG)
RONS=ALA*ROL+ROG*(1.-ALA)
BETA=(ROL/RONS)*ALA*ALA/RL+ROG/RONS*((1.-ALA)**2./RG)
RE=BETA*D*GT/V2F
CARGA=ANG*RQ2F
DPDZ=((ABS(PI-PJ)*144.)-CARGA)/AL
DPDZ=DPDZ*(1.-AC)
TOTAL=DPDZ
GT=SQRT(TOTAL*64.348*ROHS*D/(BETA*F(RE,ALA)))
Q=GT*A
IF(ABS(GT-GTANT).LE..01*GT)GO TO 39
K=K+1
PRINT 40,K,Q,GT
C *** LAS IMPRESIONES DE VALORES AQUI SON OPCIONALES, BASTA QUITAR LA C.
C PRINT 55
C PRINT 50,ALA,HG,WL,VSG,VSL,AC,DPDZ,CARGA,VISL,VISG,ROL,ROG,V2F,
C 1RONS,RQ2F
IF(K.GE.20)CALL EXIT
PRINT 19,(XX(I),JCONP),I=1,4)
19 FORMAT(4(10X,F10.4))

```

(CONTINUACION)

```
GO TO 41
39 Q=Q*DIREC
   PRINT 42,Q
   QCAL=Q
   PRINT 17,T,P
17  FORMAT(///40X,"TEMPERATURA",30X,"PRESION",//,40X,F6.1,35X,F6.2)
33  FORMAT(///21X,"ITERACION",22X,"GASTO",25X,"HASA VELOCIDAD",//)
34  FORMAT(8F10.0)
40  FORMAT(24X,I2,22X,1PE15.7,20X,E15.7/)
42  FORMAT(////48X,"** LL GASTO PARA ESTA TUBERIA ES =",1PE15.7)
55  FORMAT(//,10X,"LAMDA",10X,"HG",10X,"HL",10X,"VSG",10X,"VSL",
115X,"AC",15X,"DPDZ",15X,"CARGA"//)
50  FORMAT(8X,F7.4,8X,F8.3,4X,F8.3,4X,F8.4,5X,F8.4,2X,1PE15.7,8X,
10PF10.7,15X,F10.6///,3X,"VISL",15X,"VISG",16X,"RUL",16X,"RUC",
222X,"V2F",15X,"BONS",15X,"R02F"//,6(1PE10.3,10X),E10.3)
   RETURN
   END
```

SUBROUTINA PARA CALCULAR EL HOLDUP PUNTUAL

```

SUBROUTINE HOLDUP(CD,ANG,LAMDA,VSG,VSL,GT,P,RL)
C *** PROGRAMA PARA CALCULAR EL HOLDUP PUNTUAL, UTILIZA LA CORRELA-
C *** CION DE HUGHMARK PARA TUBOS HORIZONTALES, HACIENDO USO DEL METODO
C *** DE NEWTON RAPHSON Y LA CORRELACION DE HAGEDORN-BROWN PARA TUBOS
C *** INCLINADOS Y VERTICALES.
COMMON/HOLDUP/ROL,ROG,VISL,VISG,A
COMMON/IMPRES/IMPRES
REAL ND,NL,NGV,NLV,NSEC,HHOLD,LAMDA
SIGMA=TENSUP(ROL)
VNS=VSL+VSG
VNS=ABS(VNS)
VSL=ABS(VSL)
GT=ABS(GT)
IF(ANG)3,2,3
C *** CORRELACION DE HUGHMARK PARA TUBOS HORIZONTALES
2 C1=0.642*VNS**0.5*GT**0.1667*D**0.04167/VSL**0.25
C PRINT 12
ITER=1
RL=1.0
9 DELTA=C1/(RL*(VISL-VISG)+VISG)**0.1667
IF(DELTA=10.0)4,5,5
4 AK=-.16367+.31037*DELTA-.03525*DELTA*DELTA+.001366*DELTA**3.0
DK=0.31037-0.0705*DELTA+0.0041*DELTA*DELTA
GO TO 6
5 AK=0.75545+0.003585*DELTA-0.1436E-4*DELTA*DELTA
DK=0.003585-0.2872E-4*DELTA
6 F=RL-1.0+AK*(1.-LAMDA)
DDELTA=C1*(VISL-VISG)/(RL*(VISL-VISG)+VISG)**0.1667
DF=1.+(1.-LAMDA)*DK*DDELTA
C *** LAS IMPRESIONES DE VALORES AQUI SON OPCIONALES, BASTA QUITAR LA C.
C PRINT 7,ITER,RL,F,DF
C PRINT 30,C1,AK,DK,DELTA
RANT=RL
RL=RL-F/DF
IF(ABS(RANT-RL).LE.0.001)GO TO 8
ITER=ITER+1
IF(ITER.EQ.11)GO TO 201
GO TO 9
201 RL=LAMDA
PRINT 202
RETURN
8 IF(RL.LT.LAMDA)RL=LAMDA
IF(RL.GT.1.)RL=LAMDA
IF(IMPRES.EQ.0)RETURN
PRINT 10,RL
RETURN
C *** CORRELACION DE HAGEDORN-BROWN PARA TUBOS INCLINADOS
C *** AQUI SE AJUSTARON 3 GRAFICAS PARA PODER RESOLVERLO NUMERICAMENTE.
3 ND=120.87*D*(ROL/SIGMA)**.5
PRINT 15
NL=0.15726*VISL*(1./(ROL*SIGMA**3.))**.25
NGV=1.938*VSG*(ROL/SIGMA)**.25
NLV=1.938*VSL*(ROL/SIGMA)**.25
NSEC=NGV*NL**.38/ND**2.14
CON=-4.395-1.0775*ALOG(NL)-.80822*ALOG(NL)*ALOG(NL)-0.1597*
1 ALOG(NL)**3.-.01019*ALOG(NL)**4.

```

(CONTINUACION)

```

CN=EXP(CDN)
IF(NL.GT..4)CN=.0115
IF(NL.LJ..002)CN=.00195
NHOLD=NLV/NGV**575*(P/14.6)**.1*C1*1.E6/ND
FAC1=6.6598+8.0173*ALOG(NSEC)+3.7693*ALOG(NSEC)**2.+5359*
1ALOG(NSEC)**3.
FACTOR=1.+EXP(FAC1)
IF(NSEC.LT..01)FACTOR=1.
IF(NSEC.GT..09)FACTOR=1.02
Z=ALOG(NHOLD)
FAC2=-3.6372+.8813*Z-.1335*Z*Z+0.016534*Z*Z*Z-.001066*Z**4.
RL=FACTOR*EXP(FAC2)
IF(NHOLD.GT.4000.)RL=FACTOR
IF(NHOLD.LT..1)RL=.02633*FACTOR
CUN=-4.895-1.0775*ALOG(NL)-.80022*ALOG(NL)*ALOG(NL)-.01597*
1ALOG(NL)**3.-.01019*ALOG(NL)**4.
7  FORMAT(13X,I2,20X,F6.4,20X,F10.6,15X,F6.4/)
10  FORMAT(/,30X,"EL HOLDUP PUNTUAL EN ESTE CASO ES =",2X,F6.4)
202 FORMAT(20X,"*** NO CONVERGE EL VALOR DE RL POR LO QUE SE TOMO
1  EL DE LAMDA ***")
30  FORMAT(20X,E15.7,10X,E15.7,10X,E15.8,10X,E15.7/)
15  FORMAT(1H1,10X,"**** AQUI SE UTILIZO LA CORRELACION PARA TUBOS
1INCLINADOS Y VERTICALES ****"///)
12  FORMAT(1H1,10X,"ITERACION",6X,"C1",6X,"RL",9X,"K",11X,"F(RL)",
1  8X,"EK",9X,"DF(RL)/DRL",5X,"DELTA"///)
16  FORMAT(10X,"ND",10X,"NL",10X,"NGV",10X,"NLV",10X,"NSEC",10X,"NHOLD
1",7X,"FACTOR",5X,"ANGULO"///)
17  FORMAT(5X,7(1PE10.3,3X),5X,OPF5.3)
PRINT 16
PRINT 17,ND,NL,NGV,NLV,NSEC,NHOLD,FACTOR,ANG
GO TO 8
RETURN
END

```


SUBROUTINA PARA ITERAR Y CORREGIR GASTOS

```

SUBROUTINE SUPGAS(D,ANG,AL,T, I1,J1,SUMALG,ITER,QANT,QSUP,P2)
C *** SUBSUTINA PARA CALCULAR O SUPONER EL NUEVO GASTO PARA ITERAR.
COMMON /C/XN,XN1,XN2,CD,IT,N1
COMMON /B/Q(6,6)
II=N1
IF(ITER.GT.2)GO TO 65
IF(ITER.NE.1)GO TO 61
64 QSUP=Q(I1,J1)/2.
XN2=QSUP
RETURN
61 P1=ABS(SUMALG)+P2
Q1=Q(I1,J1)/N
Q2=Q1
CALL BALENP(D,ANG,AL,Q1,Q2,P2,P1,QCAL,T)
IF(QCAL.GT..5*Q(1,1))QCAL=.5*Q(1,1)
IF(SUMALG)62,62,63
62 QSUP=QANT+QCAL/N*2.
CONT=-1.
XN1=QSUP
RETURN
63 QSUP=QANT-QCAL/II*2.
CONT=1.
XN1=QSUP
RETURN
65 IF(SUMALG)69,74,70
74 QSUP=Q(I1,J1)/2.
RETURN
69 P1=ABS(SUMALG)+P2
Q1=Q(I1,J1)/N
Q2=Q1
CALL BALENP(D,ANG,AL,Q1,Q2,P2,P1,QCAL,T)
IF(QCAL.GT..5*Q(1,1))QCAL=.5*Q(1,1)
QSUP=QANT+QCAL/N*2.
XN=QSUP
IF(CONT.NE.-1.)A=1.
IF(A.NE.1.)GO TO 71
GO TO 66
71 XN2=XN1
XN1=XN
RETURN
70 P1=ABS(SUMALG)+P2
Q1=Q(I1,J1)/N
Q2=Q1
CALL BALENP(D,ANG,AL,Q1,Q2,P2,P1,QCAL,T)
IF(QCAL.GT..5*Q(1,1))QCAL=.5*Q(1,1)
QSUP=QANT-QCAL/N*2.
XN=QSUP
IF(CONT.NE.1.)A=2.
IF(A.NE.2.)GO TO 71
66 ACEL=XN-XN1/(XN-2*XN1+XN1/2)
IF(ACEL.GT.1.)ACEL=1.
QSUP=(1.-ACEL)*XN1+ACEL*XN
XN2=XN1
XN1=XN
XN=QSUP
IF(A-2.)72,73,73

```

(CONTINUACION)

```
72 CONT=-1.  
RETURN
```

```
73 CONT=1.  
RETURN  
END
```

SUBROUTINA PARA CALCULAR EL FLASH

```

SUBROUTINE FLASH (R,ZZ,T,L,P)
COMMON/IMPRES/IMPRES
DIMENSION KMU(20),SS(20),L(20),ZZ(20)
REAL KHU,L
COMMON/EQUIL/X(20),Y(20),E(20),N,TOL2
DO 10 I=1,N
Y(I)=ZZ(I)
10 X(I)=ZZ(I)
F=1.0
K=0
KK=1
IALF=1
204 CALL EQUIL(T,P)
K=K+1
L=0.0
DO 207 I=1,N
KMU(I) = E(I)-1.
207 SS(I) = ZZ(I)*KMU(I)
208 DO 209 I=1,N
209 U(I) = 1. + R*KMU(I)
FDER = 0.
DO 210 I=1,N
210 FDER = FDER + SS(I)/U(I)
IF(TOL2.GT.ABS(FDER))GO TO 300
IF(L.EQ.1.)GO TO 214
FDERA = FDER
213 ALF = 1.
218 FPDER = 0.
DO 215 I=1,N
215 FPDER = FPDER + SS(I)*KMU(I)/(U(I)*U(I))
R1=R
R=R+ALF*FDER/FPDER
IF(R.GE.1.0)R=(R1+1.0)*0.5
IF(R.LE.0.0)R=R1*0.5
L=1.0
GO TO 208
214 IF(ABS(FDER).GE.ABS(FDERA))GO TO 217
FDERA=FDER
GO TO 213
217 ALF = 0.5*ALF
IF(ALF.GT.1.E-3)GO TO 218
IF(IALF.GE.50)GO TO 310
IALF=IALF+1
R=1.-R
L=0.0
GO TO 208
310 PRINT 109
109 FORMAT(4HALFA ES MENOR DE 0.001 Y NO HAY CONVERGENCIA)
GO TO 304
300 SX=0.0
SY=0.0
DO 301 I=1,N
X(I)=ZZ(I)/(1.0+R*KMU(I))
SX=SX+X(I)
Y(I)=E(I)*X(I)
301 SY= SY + Y(I)

```

(CONTINUACION)

```
IF(ABS(ALOG(SX)).LE.TOL2.AND.ABS(ALOG(SY)).LE.TOL2)GO TO 303
IF(K.GT.20)GO TO 304
DO 302 I=1,N
X(I)=X(I)/SX
302 Y(I)=Y(I)/SY
GO TO 204
304 PRINT 305
L=0.99
305 FORMAT(//10X, 92HEL VALOR DE LAS ITERACIONES ES SUPERIOR A 20 Y NO
ISE HA LLEGADO A LA CONVERGENCIA EN EL FLASH// )
RETURN
DO 306 I=1,N
X(I)=X(I)/SX
Y(I)=Y(I)/SY
306 CONTINUE
303 L=F-R
RETURN
END
```

SUBROUTINA PARA EL CALCULO DE ENTALPIAS

```

SUBROUTINE ENTALP(T,KEQ,H,HLIQ,HVAP,P)
DIMENSION HO(20),HL(20),TR(20),VH(20),U(2)
COMMON/A/RLI(20),VL(20),VG(20),WH(20)
DIMENSION ENL4(20),ENH1(20),ENH2(20),ENH3(20),ENH4(20)
COMMON /PROPIE/IC(20),H(20),D(20),VH(20),PC(20),TC(20),AE(20),
1BE(20),CE(20),EE(20),H0H(20),IDASE,IEQUIL,DE(20),PR(20)
COMMON/EQUIL/X(20),Y(20),E(20),H,TGL2
COMMON/Z/G1,G2,G3,Z
HVAP=0.
HLIQ=0.
S1=0.0
S2=0.0
IF(ICVT.EQ.1)GO TO 19
T1=(T+460.0)/100.
GO TO 18
19 T1=T
18 DO 1 I=1,N
PR(I)=P/PC(I)
TR(I)=(T+460.)/(TC(I)+460.)
HO(I)=AE(I)*T1+HL(I)*T1**2+CE(I)*T1**3+DE(I)/T1+EE(I)
VH(I)=VH(I)*(5.7+3.0*TR(I))
IF(ICVT.EQ.1)GO TO 1
HU(I)=HO(I)*WH(I)
1 CONTINUE
GO TO (13,14,13),KEQH
13 DO 2 I=1,N
J=IC(I)
T1=4.5735*TR(I)*(T+460.)
T2=(8.65808+1.2206/TR(I)**2 - 9.45672*TR(I)**2)*H(I)
IF(J=2)3,4,5
3 HL(I)=HO(I)-T1*(-1.02972/TR(I)**2 -0.054009 +0.0016576*TR(I)+T2)
GO TO 6
4 HL(I)=HU(I)-T1*(2.2455/TR(I)**2 -0.34084 + (0.00424-0.00669*TR(I))
1*TR(I) -0.03691*PR(I)+T2)
GO TO 6
5 HL(I)=HU(I)-T1*(3.01761/TR(I)**2-4.985 + 4.04598 *TR(I)+(0.20667 -
10.62276*TR(I))*PR(I)+0.02883*PR(I)**2+T2)
6 S1=S1+X(I)*VH(I)*D(I)
S2=S2+X(I)*VH(I)
2 CONTINUE
DBAR=S1/S2
HLIQ=0.0
DO 7 I=1,N
HL(I) =HL(I) -1.8*VH(I)*(DBAR-D(I))**2
7 HLIQ = HLIQ + HL(I) * X(I)
GO TO(12,17,17),KEQN
17 S1=0.0
S2=0.0
14 HVAP=0.0
DO 8 I=1,N
HVAP=HVAP+HO(I)*Y(I)
PHI=(6.28695/(PC(I) * TR(I)**2.5))**0.5
B=1.2741/(PC(I)*TR(I))
S1=S1+PHI*Y(I)
8 S2=S2+B*Y(I)
S1=S1*S1

```

(CONTINUACION)

65

$$G1=S2*P/14.7$$

$$G2=S1*P/14.7$$

$$G3=G1+G1+G1-G2$$

CALL ZETA

$$10 \text{ HVAP}=\text{HVAP}=1.9859*(T+460.)*(3.454*S1/S2*ALUG10(1.+G1)+1.-Z)$$

12 RETURN

END

SUBROUTINA PARA CALCULAR EL EQUILIBRIO

```

SUBROUTINE EQUILI(T,P)
EQUIL(CO,C1,C2,DBAR) = EXP(CO/DBAR + C1 + C2 * DBAR)
COMMON/ARLI(20),VL(20),VG(20),NH(20)
COMMON /PROPI/IC(20),H(20),D(20),VH(20),PC(20),TC(20),AE(20),
1HE(20),CE(20),EE(20),HOL(20),IBASE,IEQUIL,DE(20),PP(20)
COMMON/EQUIL/X(20),Y(20),E(20),H,TGL2
COMMON/Z/G1,G2,G3,Z
DIMENSION TR(20),VU(20),GAM(20),PHI(20),B(20)
DIMENSION CK(6,10),CEQ1(20),CEQ2(20),CEQ3(20),VH(20)
INTEGER COMPON
EQUIVALENCE(N,NCOMP)
DATA CK/ 1.507090, 1.368220, 2.051350, 2.736600, -30.06087, 3.05812
1      ,2.742830,-1.548310,-2.108990,-1.981800, 06.14099,-2.64919
2      ,-.021100, 0.000000, 0.000000,-0.514870, 45.26323, 0.37458
3      ,0.000110, 0.028690,-0.193900, 0.042470,-27.30300,-1.46471
4      ,0.000000, 0.010760, 0.022820,-0.002810, 05.91525, 0.45735
5      ,0.008585, 0.104860, 0.086520,-0.029470, 00.36838,-0.95722
6      ,0.000000,-0.025290, 0.000000, 0.021500, -0.67917, 1.42726
7      ,0.000000, 0.000000,-0.008720, 0.000000, 00.15546,-0.50242
8      ,0.000000, 0.000000,-0.003530, 0.000000, 00.00000, 0.33859
9      ,0.000000, 0.000000, 0.002030, 0.000000, 00.08956,-0.26679
A      /
GO TO (6,12),IEQUIL
12 DBAR= T+460.0
DO 13 I=1,N
E(I)=EQUIL(CEQ1(I),CEQ2(I),CEQ3(I),DBAR)
13 CONTINUE
RETURN
6 DO 2 IA=1,NCOMP
TR(IA)=(T+460.)/(TC(IA)+460.)
TX=TR(IA)
PR=P/PC(IA)
COMPON= NOM(IA)
I=3
IF(COMPON.EQ.6HHIDROG )I=1
IF(COMPON.EQ.6HNETANO )I=2
IF(COMPON.EQ.6HNITROG )I=4
IF(COMPON.EQ.6HOXIGEN )I=2
IF(COMPON.EQ.6HNUOXI )I=2
IF(COMPON.EQ.6HDIOTIC )I=5
IF(COMPON.EQ.6HAC-SUL)I=6
V0 = CK(I,1) + CK(I,2)/TX + (CK(I,3)+(CK(I,4)+CK(I,5)*TX)*TX) *TX +
1      (CK(I,6)+(CK(I,7)+CK(I,8)*TX)*TX)*PR + (CK(I,9)+CK(I,10)*TX)*
2      PR*PR = ALOG10(PR)
IF(TX.GT.1.0) TX=1.0
V1 = -4.23893 - 1.22060/TX + (8.65808-3.15224*TX*TX)*TX =
1      0.025*(PR-0.6)
VU(IA)=EXP(2.30259*(V0+H(IA)*V1))
VM(IA)=VN(IA)*(5.7+3.0*TR(IA))
2 CONTINUE
IF(IN.NE.1)GO TO 7
DO 8 I=1,N
8 E(I) = VU(I)
RETURN
7 S1=0.0
S2=0.0

```

(CONTINUACION)

```
DO 9 I=1,N
S1=S1+X(I)*VM(I)*D(I)
9 S2=S2 + X(I)*VM(I)
DBAR=S1/S2
DO 10 I=1,N
GAM(I)= EXP(VM(I)*(D(I)-DBAR)**2 / (1.1036*(T+460.)))
PHI(I) = (6.28695/(PC(I)*TR(I)**2.5))**0.5
10 B(I) = 1.2741/(PC(I)*TR(I))
S1=0.0
S2=0.0
DO 11 I=1,N
S1 = S1 + PHI(I)*Y(I)
11 S2 = S2 + B(I) * Y(I)
G1=S2*P/14.7
G2=S1*S1*P/14.7
G3=G1+G1+G1-G2
CALL ZETA
16 A1=(Z-1.)/S2
A2=ALOG(Z-G1)
A3=S1*S1*ALOG(1.0+G1/Z)/S2
DO 18 I=1,N
PHI(I)=EXP(A1*B(I)-A2-A3*(2.*PHI(I)/S1-B(I)/S2))
18 E(I) = VU(I)*GAM(I)/PHI(I)
RETURN
END
```


SUBROUTINA PARA CALCULAR EL PUNTO DE ROCIO

```
SUBROUTINE PROC (TERO,P)
DIMENSION XP(20)
COMMON /EQUIL/ X(20),Y(20),E(20),N,TOL2
T=TERO
DT=0.5
K=0
202 CALL EQUILI(TERO,P)
K=K+1
506 DO 203 I=1,N
203 XP(I) = Y(I)/E(I)
S = 0.0
DO 204 I = 1,N.
204 S = S + XP(I)
FO = ALOG(S)
IF(ABS(FO).LT.TOL2)GO TO 300
501 TEROI = TERO + DT
CALL EQUILI(TEROI,P)
507 SS = 0.0
DO 508 I = 1,N
508 SS = SS + Y(I)/E(I)
FOI = ALOG(SS)
VAR=(FOI-FO)/FO
IF(K.GT.25)GO TO 12
IF (ABS(VAR).LT..00125) GO TO 11
TERO=TERO-DT/VAR
IF(ABS(FO)-TOL2)300,509,509
509 DO 5003 I=1,N
5003 X(I) = XP(I)/S
GO TO 202
12 PRINT 13,TERO
13 FORMAT(/10X, 82HEL VALOR DE LAS ITERACIONES EN EL CALCULO DE LA
1TEMPERATURA DE ROCIO A REBOSADJ 50,F10.5//)
300 CONTINUE
RETURN
11 TERO=T+100.0
GO TO 202
END
```

SUBROUTINA PARA CALCULAR EL PUNTO DE BURBUJA

```

SUBROUTINE PBUR (TEBU,P)
DIMENSION YP(20)
COMMON/EQUIL/X(20),Y(20),E(20),N,TOL2
DT=0.5
T=TEBU
K=1
6 CALL EQUILI(TEBU,P)
K=K+1
DO 2 I=1,N
2 YP(I) = E(I)*X(I)
S = 0.
DO 3 I=1,N
3 S = S + YP(I)
FO=ALOG(S)
TEBUI=TEBU+DT
CALL EQUILI(TEBUI,P)
SS=0.0
DO 5 I = 1,N
5 SS = SS + E(I) * X(I)
FOI=ALOG(SS)
VAR=(FOI-FO)/FO
IF(K.GT.25)GO TO 1
IF(ABS(VAR).LT.0.00125) GO TO 1
TEBU = TEBU - DT/VAR
IF(TEBU.LT.-200.0) GO TO 17
IF(ABS(FO).LT.TOL2)GO TO 10
DO 7 I=1,N
7 Y(I)= YP(I)/S
GO TO 6
17 PRINT 14
14 FORMAT(/,5X,47HLA TEMPERATURA DE BURBUJA ES MENOR DE -200 G.F.)
TEBU=-200.
10 CONTINUE
RETURN
1 TEBUI=T
K=1
INDICE=1
16 IF(T.LE.-200.0) GO TO 17
CALL EQUILI(T,P)
18 S=0.0
DO 24 I=1,N
Y(I)=X(I)*E(I)
24 S= S + Y(I)
DO 12 I=1,N
12 Y(I)=Y(I)/S
GO TO (26,34,40),INDICE
26 FOI=S
INDICE = 2
31 IF(S=1.0)28,32,32
28 T=TEBUI + 200.0/(S+0.5)
GO TO 16
32 T=TEBUI-10.*(S+1.0)
GO TO 16
34 FO=S
IF((FOI-1.0)*(FO-1.0).LT.0.0) GO TO 36
FOI=FO

```

```
38 TEBU=TEBUI+(1.0-F01)*(TEBUI-T)/(F01-F0)
CALL EQUILIC(TEBUI,P)
GO TO 38
40 IF(ABS(S-1.0).GT.TOL2) GO TO 46
RETURN
46 IF((S-1.0)*(F01-1.0).LT.0.0)GO TO 38
F01=S
TEBUI=TEBU
GO TO 50
48 F0=S
T=TEBU
50 IF(K.LT.20) GO TO 54
PRINT 15,TEBU
GO TO 30
54 K=K+1
GO TO 38
15 F0 THAT: 2X, 43H50 ITERACIONES SIN CONVERGENCIA, VALOR DE T=, E15.8,
15X, 4HPUR)
END
```

SUBROUTINA PARA CALCULAR EL FACTOR DE COMPRESIBILIDAD

```

SUBROUTINE ZETA
COMMON/L/G1,G2,G3,Z
TS=(4.9343* G1/G2)**(2./3.)
PS=G1*TS/0.0867
AA=-G3*0.3333333333333333
BB=-2./27.-G3/3.-G1*G2
DIS=BB*BB/4.+AA**3/27.
IF(DIS.LT.0.0)GO TO 20
DIS=DIS**0.5
AA=-BB/2.+DIS
BB=-BB/2.-DIS
AA=SIGN((ABS(AA)**(1./3.)),AA)
BB=SIGN((ABS(BB)**(1./3.)),BB)
Z=AA+BB+0.3333333333333333
GO TO 25
20 K=0
Z=1
30 K=K+1
IF(K.GT.20)GO TO 35
F=Z*Z*Z-Z*Z-G3*Z-G1*G2
IF(ABS(F).LT.1.E-4)GO TO 25
FP=3.*Z*Z -2.*Z-G3
IF(ABS(F/FP).LT.1.E-3)GO TO 25
IF(F/FP.GT.Z)F=FP*0.9*Z
Z=Z-F/FP
GO TO 30
25 IF(PS.GE.1.0.OR.TS.GE.1.0)GO TO 45
Z0=1.-0.98*PS+1.16*PS**2-0.08*PS**3
IF(Z.LT.Z0)Z=Z0
45 RETURN
35 PRINT 50,Z
IF(Z.GT.2.0.OR.Z.LT.0.3)Z=0.6
GO TO 45
50 FORMAT(25X,43HEL FACTOR DE COMPRESIBILIDAD NO CONVERGE-Z=,E20.8 )
END

```

FUNCIONES UTILIZADAS EN EL PROGRAMA EN UNA ENTRADA MULTIPLE

```
FUNCTION PROMG(PROP)
DIMENSION PROP(20)
COMMON/SIGMA/PARACU(20)
COMMON/A/RLI(20),VL(20),VG(20),WH(20)
COMMON/EQUIL/X(20),Y(20),E(20),TOL2
DO 90 I=1,N
90 PROMG=PROMG+PROP(I)*Y(I)
RETURN
ENTRY PROML(PROP)
DO 80 I=1,N
80 PROML=PROML+PROP(I)*X(I)
RETURN
ENTRY TENSUP(RUL)
PARA=PROML(PARACU)
TENSUP=(PARA*RUL*0.016/PROML(WH))**4.
RETURN
ENTRY F(RE,ALA)
RE=ABS(RE)
F01=4.5223*ALOG10(RE)-3.8215
REF=RE/F01
F02=2.*ALOG10(REF)
F0=1./F02**2.
Z=ALOG(ALA)
XI=1.281+.4781*Z+.444*Z*Z+.094*Z**3+.000434*Z**4.
ALFA=1.-(Z/XI)
F=F0*ALFA
RETURN
END
```

SUBROUTINA PARA CALCULAR EL HOLDUP VOLUMETRICO

73

```
SUBROUTINE ALAN(T,ROG,RUL,ALA,P)
COMMON/CANTGL/WG,HL,S,XX(20,30),JCOMP
COMMON/EQUIL/X(20),Y(20),E(20),TL2
COMMON/A/RLI(20),VL(20),VG(20),NH(20)
COMMON/Z/G1,G2,G3,Z
COMMON/IMPRES/IMPRES
DIMENSION AA(20)
Q=S
DO 55 I=1,N
X(I)=XX(I,JCOMP)
55 AA(I)=XX(I,1)
A=1.
CALL FLASH(A,AA,T,CANTL,P)
WL=CANTL*Q
WG=Q-WL
CALL ZETA
ROL=PROML(RLI)
PM=PROMG(WM)
ROG=PM*P/10.72/T/Z
QG=(1-CANTL)*PM/ROG
QL=CANTL*PROML(WM)/RUL
ALA=QL/(QL+QG)
IF(IMPRES.EQ.0)RETURN
PRINT 1,CANTL
1 FORMAT(10X,"LA FRACCION DE LIQUIDO EN ESTE PUNTO ES DE ",
1F5.3/)
RETURN
END
```

BIBLIOGRAFIA

- 1.- Govier & Aziz, "The flow of complex mixtures in pipes", Van Nostrand Reinhold Co., 1972.
- 2.- Atherton & Degance, siete artículos aparecidos en el Chemical Engineering:
 - I) "Chemical Engineering aspects of two phase flow", Marzo 23, 1970.
 - II) "Phase equilibria, flow regimes, energy loss", Abril 20, 1970.
 - III) "Transferring heat in two phase systems", Mayo 4, 1970.
 - IV) "Horizontal flow correlations", Julio 13, 1970.
 - V) "Mechanical Energy balance", Agosto 10, 1970.
 - VI) "Vertical and inclined flow", Octubre 5, 1970
 - VII) "Pressure drop, Sample calculations", Noviembre 2, 1970. *
 - VIII) "The coupled energy balances", Febrero 22, 1971.
- 3.- A.E. Dukler, Moye Wicks III, and R.G. Cleveland, "Frictional pressure drop in two phase flow: Artículos del A.I.Ch.E.
 - I) "An approach through similarity analysis"
 - II) "A comparison of existing correlations for pressure loss and holdup", Enero, 1964.
- 4.- R.J. Anderson & T.W.F. Russell, "Designing for two phases flow":
 - I) y II) "Designing for two phases flow", 6 y 20 de diciembre, 1965.
- 5.- Robert Kern, "How to size process piping for two phase flow", Chemical Engineering.
- 6.- Eaton, B.A., "The prediction of flow patterns, liquid holdup and pressure losses", Tesis de doctorado, Universidad de Texas, Austin, 1966.
- 7.- Hubbard M., "An analysis of horizontal gas-liquid slug flow", Tesis doctoral, Universidad de Houston, 1965.
- 8.- Knowles C.R., "The effect of flow patterns on pressure loss in multiphase horizontal flow", Tesis de maestría, Universidad de Texas, Austin, 1965.

- 9.- Baker O., "Experiences with two-phase pipelines", Ensayo presentado durante la reunión de la Canadian Natural Gas processing Assn y la "The natural gasoline assn. of America", Calgary, Alberta, Septiembre 15, 1960.
- 10.-Scott D.S., "Advances in Chemical Engineering", Vol.4 p.22, Academic Press-New York, 1963.
- 11.-N.F. Carnahan & J.H. Christensen, "An efficient algorithm for pipeline network analysis", A.I.Ch.E.Chem.Eng.Computing, Vol.2, 1972.
- 12.-B. West & A.J. Newton, "Simplified utility loop balancing", Analog Computers Handbook, Hidrocarbon Processing, 1969.
- 13.-Zenizo G. Carlos, "Análisis de flujo de fluidos en sistemas de tuberías por medio de computadoras", Tesis, México 1973.
- 14.-Crane Co., "Flow of fluids through valves, fittings and pipe, 1970.
- 15.-Alan S.Foust y otros, "Principios de operaciones unitarias", C.E.C.S.A 1970.
- 16.-Bird, Steward, Lightfoot, "Transport phenomena", John Wiley & Sons, 1960.
- 17.-Kneibes, Wilson, "Digital computer solution of gas distribution system network flow problems, CEP Symposium series #31, vol.56, 1960.
- 18.-Hunn, McIntyre, Austin, "Evaluation and design of pipeline networks, CEP Symposium series #37 vol. 56, 1960.
- 19.-Daniel, P.T., "The analysis of compressible and incompressible fluid networks", Transactions of the institute of Chemical Engineers, vol.44, #2, Marzo 1966.
- 20.-Mejia Gutierrez Enrique, "Métodos de cálculo de redes de tuberías", Tesis , UNAM, 1969.
- * 21.-Chemical Engineering, "Computer programs for Chemical Engineers", Julio 12 1971.
- 22.-Chemical Engineering, "More computer programs for Chemical Engineers", Diciembre 27 1971.

- 23.-Chemical Engineering, "Computer programs for Chemical Engineers",
I) Agosto 20 1973, II) Septiembre 17 1973.
- 24.-Daniel D. McCracken, "Programación Fortran IV", Limusa Wilwy S.A., 1970.
- 25.-D. McCracken & W.S. Dorn, "Métodos numéricos y programación fortran"
Limusa Wiley, 1972.
- 26.-Patrick F. Phelan, "Writing and Debugging computer programs", Chem.
Eng., Junio 11 1973.
- 27.-Organick E, Fortran IV Primer, Addison Wesley, New York, 1966.
- 28.-Roger G.E. Franks, "Modeling and simulation in Chemical Engineering",
John Wilwy & sons Inc., 1972.
- 29.-Ernest J. Henley & Edward M. Rosen, "material and energy balance
computations", John Wiley & sons, 1969.
- 30.-Lozada Cañibe Alejandro, "Simulación de una planta de proceso",
Tesis, UNAM 1970.
- 31.-David L. Lesderner & Jude T. Sommerfield, "Computer program sizes
pipe", Hydrocarbon Processing, Marzo 1972.
- 32.-Loperena Zúñiga Julio, "Diseño de un sistema para la predicción
de propiedades termodinámicas y de transporte mediante compu-
tadora", Tesis, UNAM 1974.
- 33.-López Romero Julio, "Uso de computadoras digitales en la simula-
ción de columnas de destilación de multicomponentes", Tesis, UNAM
1973.