



01174<sup>2</sup> 2eg

**DIVISION DE ESTUDIOS DE POSGRADO**  
Facultad de Ingeniería

**DESARROLLO DE UN MODELO PARA  
EL TRANSPORTE DE GAS Y CONDENSADO  
EN LA SONDA DE CAMPECHE**

**T E S I S**

Presentada a la División de Estudios de  
Posgrado de la  
**FACULTAD DE INGENIERIA**  
de la

**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO**

Por el Ingeniero **ALBERTO IMAZ LIRA**

Como requisito para obtener  
el grado de

**MAESTRO EN INGENIERIA**  
(PETROLERA)

**CIUDAD UNIVERSITARIA**

**MEXICO, D. F.**

1988

**TESIS CON  
FALLA DE ORIGEN**



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 está 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.

	Pag.
I.- INTRODUCCION	1
II.- TEORIA DE:	
1) CONDENSADOS	5
2) EQUILIBRIO ENTRE FASES	8
3) ECUACIONES DE ESTADO	12
4) ECUACION PARA FLUJO MULTIFASICO	15
5) PROPIEDADES FISICAS DE LOS FLUIDOS	22
6) BALANCE DE CALOR	25
7) MODELO PROPUESTO	27
III.- PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA	
1) DESCRIPCION DEL SISTEMA	31
2) PROBLEMA A RESOLVER	34
IV .- APLICACION Y RESULTADOS	35
V .- CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES .	41
VI .- NOMENCLATURA	44
VII.- BIBLIOGRAFIA	47
VIII.- APENDICES Y TABLAS	50

## I. INTRODUCCION

La eficiencia en la capacidad de transporte de gas en una tubería se define como la relación entre los gastos medidos y el que se determina a través de una ecuación de flujo apropiada bajo las mismas condiciones que prevalecen en la medición.

Las ecuaciones de Panhandle o Weymouth contienen dentro de sus variables a la eficiencia, y solamente algunas de sus modificaciones como la de Flanigan<sup>(1)</sup> considera en forma dinámica las consecuencias de varios factores, tales como la presencia de líquidos, reducción del diámetro interno, variación de la densidad y viscosidad promedio de la mezcla de fluidos, incremento del factor de fricción debido a que el flujo es en dos fases, etc. considerándose generalmente una presión y temperatura promedio para el segmento de la tubería bajo análisis.

Con el advenimiento de las grandes computadoras, en los últimos años se han presentado múltiples publicaciones para predecir a través de la ecuación de momentum, el cambio de presión y temperatura para el flujo multifásico en tuberías, dentro de las cuales destaca la desarrollada por Beggs y Brill<sup>(2)</sup>, que predice el colgamiento y la caída de presión para cualquier inclinación posible de una tubería. Sin embargo, aún en estos modelos, los cálculos se llevan a cabo basados en suposiciones con respecto a la distribución de temperatura o bien auxiliados por métodos alternos para la determinación de un gradiente de temperatura constante a lo largo de la tubería. Por otra parte, la transferencia de masa entre las fases líquida y gaseosa, se toma en consideración aplicando los modelos de aceite negro.

Para determinar con mayor exactitud la caída de presión en una tubería es necesario conocer el comportamiento de las fases a lo largo de ella, lo cual requiere del conocimiento preciso de la temperatura.

Lo anterior se logra acoplando las ecuaciones de momentum y balance de calor en un modelo que requiere un procedimiento de doble iteración, en el cual se alcanza la convergencia de la temperatura en primer término y de la presión en segundo.

La predicción de temperatura y transferencia de masa son esenciales para un sistema de flujo multicomponente, tales como los sistemas de gas y condensado o de aceite volátil, para los que se requiere determinar en forma rigurosa la composición de las dos fases que, en corrientes de gas, varía a lo largo de la tubería con los cambios de presión y temperatura, lo que repercute en la producción de los líquidos.

Por otra parte, los modelos para aceite negro siguen un comportamiento PVT muy diferente a los de gas y condensado, ya que se sitúan en diferentes regiones dentro del diagrama de fases. Es por esta razón que los modelos para aceite negro, no son apropiados para manejar los sistemas de gas y condensado a los cuales es necesario tratar por medio de rigurosos cálculos de equilibrio entre fases (flash).

Para simular el comportamiento de fases en un sistema de gas y condensado se puede emplear cualquiera de los modelos existentes; el composicional o el multicomponente. El primero considera que la composición total varía punto a punto con la distancia, en otras palabras, la fracción mole de cada componente es una función de la presión, temperatura y el deslizamiento entre las fases. El segundo, supone que la composición total es constante a lo largo de la tubería y sólo considera la variación de la composición de cada fase debido a la transferencia de masa.

El algoritmo que se trata en el presente trabajo, toma como base el modelo multicomponente, acopiando rigurosamente en cada punto de interés, a lo largo de la tubería, el comportamiento de fases de los fluidos que se transportan desde los módulos de compresión en las plataformas de la Sonda de Campeche, hasta el Complejo Petroquímico de Ciudad Pemex, Tab.

Para desarrollar el modelo propuesto, se utilizó la ecuación de estado de Peng y Robinson<sup>(1)</sup> para la determinación de la composición de las fases y su entalpía y, por otra parte, la correlación de Beggs y Brill<sup>(2)</sup> para el cálculo de la caída de presión a lo largo de la tubería, la cual considera el resbalamiento entre las fases.

## II. TEORIA

## II.1. CONDENSADO

### II.1.1. Definición de condensado

Es el líquido que se obtiene por la licuefacción natural o forzada de una sustancia que se encuentra en fase vapor.

Para poder entender el fenómeno físico de condensación es necesario hacer una breve exposición sobre la teoría de la termodinámica molecular de una sustancia pura.

Las moléculas de una sustancia en estado gaseoso presentan dos tendencias opuestas: una es la energía cinética de translación que posee cada molécula y que tiende a separarlas entre si y la otra son las fuerzas atractivas entre esas moléculas que tienden a reunirías.

La primera tendencia, es decir, la de dispersión, depende de la temperatura; (un incremento en la temperatura aumenta la energía cinética de translación de cada molécula y por lo tanto aumenta su posibilidad de vencer las fuerzas que tienden a atraerla hacia otras moléculas). La tendencia de atracción está determinada por la intensidad de las fuerzas atractivas entre moléculas y por la proximidad de unas con otras.

Cuando la energía de atracción de una molécula sobre otra excede a su energía cinética de translación las moléculas forman un denso conglomerado que se denomina líquido.

Cuando un líquido se evapora dentro de un espacio de proporciones limitadas, el espacio se llenará con el vapor que se ha formado. Cuando tiene lugar la vaporización, aumenta el número de moléculas en estado de vapor y motivará un aumento en la presión ejercida por el vapor. Hay que recordar que la presión ejercida por un gas o vapor se debe a los choques de las moléculas que lo forman contra las superficies límites y puesto que la superficie original del líquido forma una de las paredes límites del vapor, habrá entonces una serie continua de choques contra ella de las moléculas en fase vapor. El número de tales choques será la causa y determinará la presión ejercida por el vapor.



Cuando una de las moléculas gaseosas choca contra la superficie del líquido, se encuentra bajo la influencia de las fuerzas atractivas de las moléculas del líquido densamente ligadas y quedará retenida allí, formando otra vez, parte del líquido. Este fenómeno, inverso de la vaporización, se conoce como condensación.

De acuerdo con lo anterior la condensación de una sustancia en fase vapor, se favorece disminuyendo la temperatura y/o aumentando la presión.

Ahora bien, existen condensados de sustancias puras como es el agua, propano, butano, etc. y condensados de mezclas de varios componentes como es el caso de los hidrocarburos que se obtienen por condensación del gas natural producido en los campos petroleros.

#### II.1.2. Clasificación de líquidos

Los líquidos que se obtienen del gas natural pueden clasificarse en tres categorías:

- a).- Los que se obtienen en primera instancia en baterías de separación y que se conocen como condensados, los cuales están constituidos por hidrocarburos de diferente peso molecular que van desde metano hasta pentano y más pesados. La composición de estos condensados depende esencialmente de la presión y temperatura con que se operen los separadores de campo.
- b).- Los que se forman en el interior de los ductos de recolección y distribución debido a los cambios de presión y temperatura que se tienen en ellos durante el transporte del gas hacia las plantas de proceso.
- c).- El propano y butano en forma líquida, así como la gasolina natural proveniente del fraccionamiento del gas en plantas de absorción o criogénicas.

### II.1.3. Separación de condensados

El proceso aplicado en las baterías de recolección para separar los condensados asociados de la corriente de aceite y gas natural se realiza, en forma resumida, de la siguiente manera:

a).- Separación Primaria

En esta primera etapa se efectúa la separación de la mezcla gas-líquido, mediante una combinación adecuada de factores físicos y mecánicos (gravedad, fuerza centrífuga y choque).

b).- Intercambio de Calor .

La corriente gaseosa, resultante de la separación primaria, se pasa a través de un sistema de enfriamiento para bajar el calor latente de la mezcla gaseosa, provocando con ello la formación de líquidos.

c).- Rectificación del Gas Natural

En este paso se realiza la separación, por efectos mecánicos, de los líquidos del gas natural.

d).- Separación de Fases

Los condensados procedentes de la rectificación se envían a un separador de tres fases, en el cual se elimina principalmente el agua y se realiza un estado de equilibrio entre la fase líquida y gaseosa; los condensados son transferidos a un acumulador de líquidos de donde se manejan, mediante equipo de bombeo ó trampas neumáticas, hacia los gasolinoductos de recolección.

## II.2. CALCULO DE EQUILIBRIO ENTRE FASES

### II.2.1. Diagrama de fases

Para sistemas multicomponentes, la composición y la fracción mole de las fases son una función de la presión y la temperatura; por lo tanto, en estos sistemas en los que fluyen dos fases, la composición de ellas varía a lo largo de la tubería. La forma más simple de ilustrar este concepto es examinando el diagrama de fases de un sistema.

La figura 1 muestra el diagrama de fases de una mezcla típica de hidrocarburos. La forma del diagrama depende principalmente de la composición de los fluidos. A la unión de todos los puntos donde aparece la primera burbuja de gas en el líquido cuando se modifican, la presión y temperatura se le denomina "curva de burbujeo"; similarmente, a la unión de todos los puntos donde aparece la primera gota de líquido en el gas cuando se modifican la presión y temperatura se llama "curva de rocío". Todas las líneas punteadas muestran una fracción mole de líquido constante y convergen a un mismo punto llamado el "punto crítico", donde no hay diferencia entre las propiedades de las fases. Existen otros puntos de importancia dentro del diagrama de fases. Estos son: la presión denominada "cricondenbara" (A), que es la máxima presión a la cual pueden coexistir en equilibrio el líquido y su vapor; y la temperatura máxima a la cual puede coexistir el líquido y su vapor, que se denomina "cricondenterma" (B). Por último, el área sombreada corresponde a la zona de condensación retrógrada.

Para la determinación de la fracción mole de líquido y vapor, así como la composición de cada una de las fases, es necesario verificar si las condiciones de presión y temperatura a las cuales se va a efectuar el cálculo, corresponden al punto de rocío, burbujeo ó bien si se encuentra en la región de una, o dos fases, para lo cual se emplean las relaciones que a continuación se indican y cuyo desarrollo se detalla en el apéndice A.

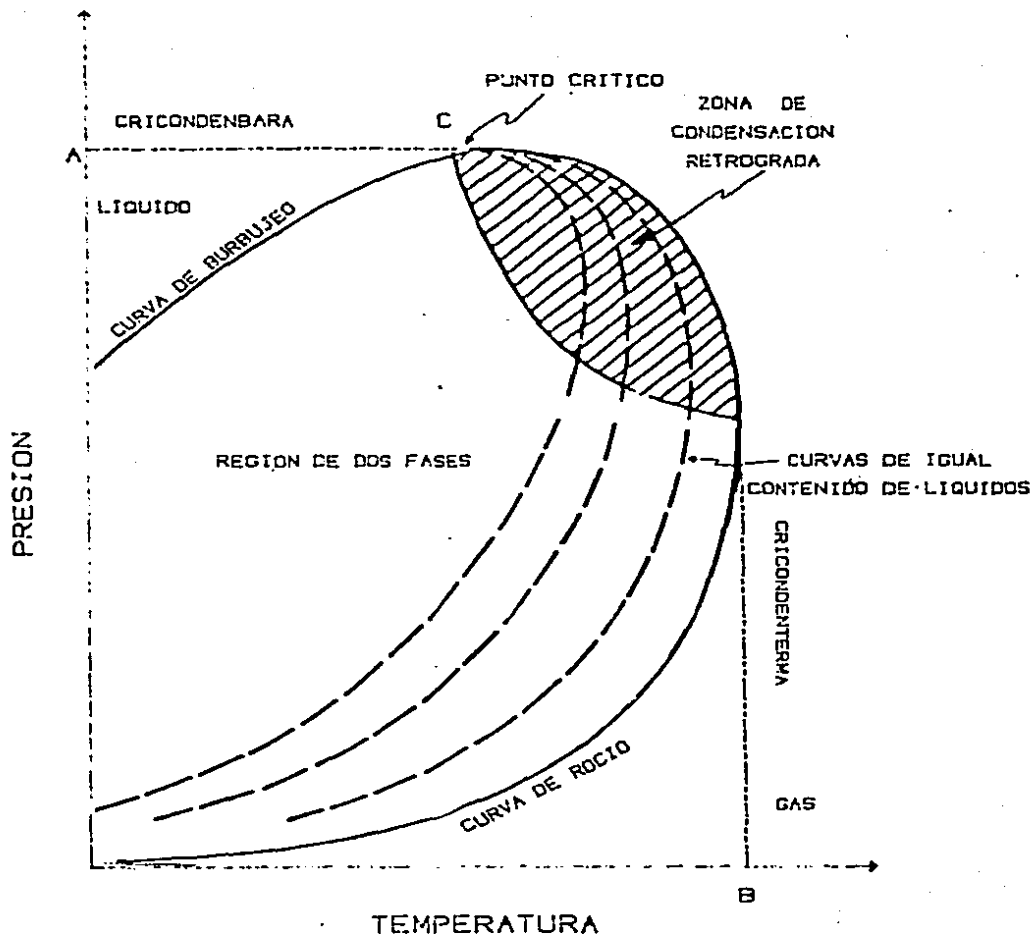


FIGURA No. 1 DIAGRAMA DE FASES PARA MEZCLAS DE HIDROCARBUROS

*	REGION DENTRO DEL DIAGRAMA DE FASES
RELACION	
$\sum Z_i/K_i$ Y $\sum Z_i K_i > 1$	DOS FASES
$\sum Z_i K_i < 1$	LIQUIDO
$\sum Z_i K_i = 1$	PUNTO DE BURBUJEO
$\sum Z_i/K_i < 1$	VAPOR
$\sum Z_i/K_i = 1$	PUNTO DE ROCIO

Una vez que se verificó que a las condiciones de presión y temperatura en cuestión, existen las dos fases, se procede a determinar la fracción mole de líquido mediante un proceso iterativo en el cual se supone un valor de la fracción mole del Líquido (L), debiéndose cumplir que:

$$\sum \frac{Z_i}{1+L(1-1/K_i)} - 1 = 0 \quad \text{-----(1)}$$

Con el objeto de acelerar la convergencia de la ecuación anterior se aplicó el método de Newton-Raphson quedando:

$$L^{(n+1)} = L^{(n)} - \frac{f(L, K, Z)^{(n)}}{f'(L, K, Z)^{(n)}} \quad \text{-----(2)}$$

donde: (n) es el nivel de iteración.

$$f(L, K, Z) = \sum \frac{Z_i}{1+L(1-1/K_i)} - 1 = 0$$

$$f'(L, K, Z) = \sum \frac{(1-1/K_i)Z_i}{\{1-L(1-1/K_i)\}^2}$$

Con las expresiones anteriores y la composición de la mezcla se puede determinar la fracción mole para cada componente en las fases líquida y vapor mediante la aplicación del siguiente algoritmo.

\* Nomenclatura al final del trabajo

- a).- Determinar las constantes de equilibrio  $K_i$ .
- b).- Verificar si el cálculo corresponde a la región de dos fases.
- c).- Suponer un valor de la fracción mole del líquido (L) y aplicar la Ec. (1).
- d).- Si se cumple que:

$$f(L, K, Z) < \text{Tolerancia}$$

Entonces la fracción mole de líquido supuesta es la correcta. En caso contrario, aplicar la Ec. (2) y regresar al punto d)

- e).- Determinar la fracción mole del vapor mediante la expresión  $V=1-L$ , y
- f).- Finalmente, calcular la composición de las fases líquida y vapor  $X_i$ ,  $Y_i$  respectivamente, mediante las siguientes expresiones:

$$X_i = \frac{Z_i}{L + K_i V}$$

$$Y_i = K_i X_i$$

El desarrollo de las expresiones anteriores se detalla en el Apéndice A.

### II.3. ECUACIONES DE ESTADO

La predicción de una propiedad termodinámica implica el conocimiento de una expresión que relacione las variables presión, volumen específico y temperatura. Una expresión de la forma  $f(p,v,t) = 0$  se denomina ecuación de estado e independientemente de proporcionar la interrelación entre la presión, el volumen y la temperatura, es el medio por el cual se pueden determinar las propiedades termodinámicas de una sustancia ó de una mezcla de ellas.

Existe una gran variedad de ecuaciones de estado para predecir el comportamiento PVT de un gas ó una mezcla de gases. Algunas de ellas, como la de Benedict, Webb, Rubin<sup>(4)</sup>, así como su modificación, requieren de más de once constantes que se determinan de datos PVT experimentales. La complejidad de estas ecuaciones restringe su utilización a mezclas de gases con un número muy reducido de componentes.

Por otra parte, se han publicado ecuaciones de estado que requieren únicamente dos parámetros de ajuste y es por esto, que dada su relativa simplicidad, se han adoptado en la industria del petróleo para predecir el comportamiento de fases en mezclas de hidrocarburos. Dentro de éstas destacan las Ecuaciones de Estado de Redlich Kwong modificada por Soave<sup>(5)</sup> y la de Peng Robinson<sup>(6)</sup>, siendo esta última la que se adoptó para el desarrollo del presente trabajo debido a su amplia utilización en el Instituto Mexicano del Petróleo.

#### II.3.1. Ecuación de Peng Robinson<sup>(6)</sup>

Siguiendo con el razonamiento inicialmente propuesto por Van der Waals, una ecuación de estado generalmente expresa la presión como la suma de dos términos; una presión de repulsión  $P_R$  y una presión de atracción entre las moléculas del gas  $P_A$ .

$$P = P_R + P_A$$

La ecuación de estado de Peng Robinson<sup>3</sup> se expresa en forma general como:

$$P = \frac{RT}{V-b} - \frac{a}{V(V+b) + b(V-b)} \quad \text{-----}(3)$$

Donde:

- P Es la presión absoluta en psia
- T Es la temperatura absoluta en °R
- V Es el volumen molar en p<sup>3</sup>/lb-mole
- R Es la constantes de los gases  
10.371psia-p<sup>3</sup>/lb-mole - °R
- a Parámetro de atracción  
psia - p<sup>6</sup>/lb-mole<sup>2</sup>
- b Covolumen p<sup>3</sup>/lb-mole

En la cual la presión de repulsión esta dada por:

$$P_R = \frac{RT}{V - b}$$

Y la presión de atracción por:

$$P_A = \frac{a}{V(V+b) + b(V-b)}$$

Una forma muy generalizada de expresar la Ecuación de Estado en términos del factor de compresibilidad Z, es:

$$Z^3 - (1-B)Z^2 + (A-3B^2-2B)Z - (AB-B^2-B^3) = 0 \quad \text{-----}(4)$$

Donde:

$$A = \frac{a P}{R^2 T^2} \quad \text{-----}(5)$$

$$B = \frac{b P}{R T} \quad \text{-----}(6)$$



Para una condición dada de presión y temperatura se conocen las variables A y B de la Ec. (4), con lo cual se transforma en un polinomio de tercer grado en el factor de compresibilidad Z, cuya solución tiene una o tres raíces reales. En la región de dos fases las tres raíces son positivas; en el polinomio para la fase líquida, la raíz menor corresponde a la Z del líquido y en el polinomio para la fase vapor, la raíz mayor corresponde a la Z del vapor. La raíz intermedia no tiene significado físico.

Aplicando la Ec. (3) en el punto crítico se tiene:

$$a_c = 0.45724 \frac{R^2 T_c^2}{P_c^2} \text{-----}(7)$$

$$b_c = 0.07780 \frac{R T_c}{P_c} \text{-----}(8)$$

$$Z_c = 0.307$$

Para determinar las constantes a y b a cualquier temperatura diferente a la crítica, tendremos:

$$\begin{aligned} a &= a_c \cdot \Omega && \text{-----}(9) \\ b &= b_c \end{aligned}$$

Donde  $\Omega$  es un factor adimensional que es una función de la temperatura reducida y del factor acéntrico. Este factor  $\Omega$  es igual a la unidad cuando la temperatura es la crítica. Los detalles de la aplicación de la "Ecuación de Peng Robinson" para determinar las constantes de equilibrio K, así como la entalpía de la mezcla de hidrocarburos, se incluyen en el Apéndice "C".

## II.4. ECUACION PARA FLUJO MULTIFASICO

Cuando se trata con fluidos en forma dinámica es necesario satisfacer las ecuaciones de conservación de masa, momentum y energía. Para el caso específico en que se calcula el comportamiento de la presión y temperatura en una tubería, se reducen a la ecuación para el gradiente de presión y a la del balance de entalpía. Este último, considera implícitamente las ecuaciones de conservación de masa y energía.

### II.4.1 Ecuación para el gradiente de presión

Las ecuaciones que describen las características de flujo de un sistema multifásico, se expresan generalmente en términos de la caída de presión.

$$\frac{dP}{dL_0} = \frac{dP}{dL_0}_{e1} + \frac{dP}{dL_0}_{ee} + \frac{dP}{dL_0}_{er}$$

Los gradientes de presión por elevación,  $(dP/dL_0)_{e1}$ , aceleración  $(dP/dL_0)_{ee}$  y fricción  $(dP/dL_0)_{er}$ , que componen al gradiente total  $(dP/dL_0)$ , se expresan en términos del flujo en dos fases, como a continuación se indica:

$$\frac{dP}{dL_0}_{e1} = \frac{D_m \cdot g \cdot \sin \theta}{g_c}$$

$$\frac{dP}{dL_0}_{ee} = \frac{D_m \cdot v_m \cdot dv_m}{g_c \cdot dL_0}$$

$$\frac{dP}{dL_0}_{er} = \frac{f_{ep} \cdot D_m \cdot v_m^2}{2 \cdot g_c \cdot d}$$

Las variables para la mezcla de fluidos (subíndices  $m$ ) así como el factor de fricción para las dos fases  $f_{ep}$  que intervienen en estos gradientes quedan definidos de acuerdo a la correlación que se seleccione.

Por otra parte, aunque existen una gran cantidad de correlaciones para calcular el gradiente de presión para el flujo multifásico en tuberías, se ha detectado que las correlaciones de Dukler<sup>(\*)</sup>, Bertuzzi<sup>(\*)</sup>, Eaton<sup>(\*)</sup>, y Beggs y Brill<sup>(\*)</sup> son las más adecuadas para el tipo de hidrocarburos que maneja Petróleos Mexicanos. Las dos primeras son para aceites negros, por lo que no se consideran para este estudio; la correlación de Eaton esta diseñada para flujos predominantemente gaseosos pero no considera el perfil del terreno, razón por la cual se decidió seleccionar la correlación de Beggs y Brill que fue desarrollada para trabajar con cualquier tipo de flujo bifásico y considera rigurosamente los desniveles positivos o negativos del terreno.

### II.4.1.1. Correlación de Beggs y Brill<sup>(2)</sup>

A partir de pruebas de laboratorio, Beggs y Brill establecieron una correlación para calcular las distribuciones de presión en tuberías con flujo multifásico. La correlación es aplicable para flujo horizontal, inclinado y vertical.

La ecuación general es de la siguiente forma:

$$\frac{dP}{dZ} = \frac{\frac{g}{gc} \text{SEN } \theta D_s + \frac{f_{tp} D_{ns} v_m^2}{2 gc d}}{1 + \frac{D_s v_m v_{sg}}{gc P_{av}}}$$

Donde:

$dZ = dh$  Cuando  $\theta = 90^\circ$  (Líneas verticales)

$dZ = dL_o$  Cuando  $\theta = 0^\circ$  (Líneas horizontales)

Efectuando las sustituciones apropiadas e incluyendo los factores de conversión para unidades prácticas en sistema inglés, se simplifica el manejo de la ecuación anterior, quedando:

$$\frac{dP}{dZ} = \frac{\frac{\text{SEN } \theta D_s}{144} + 0.000175 \frac{f_{tp} W^2 m}{D_{ns} d^5}}{1 - \frac{D_s W_m q' g}{2857.9 D_{ns} d^4 P_{av}}}$$

------(23)

Donde:

$dP/dZ =$  Gradiente de presión en psi/pie

$D_s =$   $D_l H_l + D_g(1-H_l)$  Densidad de la mezcla con resbalamiento  $\text{lbm}/\text{pie}^3$ .

$D_{ns} =$   $D_l L_a + D_g(1-L_a)$  Densidad de la mezcla sin resbalamiento  $\text{lbm}/\text{pie}^3$ .

- $\theta$  = Angulo de inclinación con respecto a la horizontal.  
 $ftp$  = Factor de fricción para las dos fases.  
 $W_m$  = Gasto másico de la mezcla lbm/seg.  
 $d$  = Diámetro interior de la tubería pies.  
 $q'g$  = Gasto de gas @ condiciones de flujo pie<sup>3</sup>/seg.  
 $P_{av}$  = Presión promedio en el intervalo psia.

#### II.4.1.1.1. Colgamiento para tuberías horizontales.

Para obtener el colgamiento (H1) para tuberías horizontales, Beggs y Brill desarrollaron un mapa de patrones de flujo en función del colgamiento sin resbalamiento entre las fases lamda ( $La$ ), y el número de Froude ( $Nfr$ ). El patrón de flujo para cualquier condición, se puede determinar de la siguiente tabla.

<u>PATRON DE FLUJO</u>	<u>CONDICIONES</u>
Segregado	$La < .01$ y $Nfr < L1$ ó $La \geq .01$ y $Nfr < L2$
Transición	$La \geq .01$ y $L2 < Nfr \leq L3$
Intermitente	$.01 \leq La < .4$ y $L3 < Nfr \leq L1$
	ó
	$La \geq .4$ y $L3 < Nfr \leq L4$
Distribuido	$La < .4$ y $Nfr \geq L1$ ó $La \geq .4$ y $Nfr > L4$

Donde:

$$Nfr = 0.050387 \frac{w^2}{Dns^2 - d^3}$$

$$La = \frac{q'l}{q'l + q'g}$$

$$L1 = 316 La^{0.302}$$

$$L2 = 0.0009252 La^{-2.4684}$$

$$L3 = 0.1 La^{-1.4516}$$

$$L4 = 0.5 La^{-6.738}$$

$q'l$  y  $q'g$  Son el gasto de líquido y gas respectivamente a condiciones de flujo

Para cada uno de estos patrones de flujo se desarrollaron ecuaciones para el cálculo del colgamiento, siendo éstas:

<u>PATRÓN DE FLUJO</u>	<u>ECUACION PARA EL COLGAMIENTO</u>
Segregado	$H_l = 0.98 La^{0.4846} / N_{fr}^{0.0868}$
Intermitente	$H_l = 0.845 La^{0.5351} / N_{fr}^{0.0173}$
Distribuido	$H_l = 1.065 La^{0.5824} / N_{fr}^{0.0609}$

En el caso de que el patrón de flujo sea de transición, el colgamiento se calcula por interpolación entre los valores de colgamiento para flujo segregado e intermitente, de acuerdo a la siguiente expresión.

$$H_l(\text{Transición}) = a H_l(\text{Segregado}) + (1-a)H_l(\text{Intermitente})$$

Donde:

$$a = \frac{L_3 - N_{fr}}{L_3 - L_2}$$

#### II.4.1.1.2. Colgamiento para tuberías verticales e inclinadas

La correlación de Beggs y Brill se estableció considerando el régimen de flujo para una tubería horizontal. Para el caso de flujo en tuberías inclinadas ó verticales, se determina primero el colgamiento que existiría si la tubería fuese horizontal y posteriormente se corrige por su inclinación real.

$$H_l(\theta) = H_l(0) \cdot \dots$$

En la que  $H_1(0)$  es el colgamiento para tubería horizontal y  $f$  es el factor de corrección para tuberías en posición diferente a la horizontal.

$$f = 1 + C(\text{SEN}(1.8 \theta) - \text{SEN}^2(1.8 \theta)/3)$$

$$C = (1 - La) \ln(d' La^{0.1} Nv1^{0.1} Nfr^{0.1})$$

En donde  $d'$ ,  $e'$ ,  $f'$  y  $g'$  se determinan en función al patrón y al sentido del flujo de acuerdo con la siguiente tabla:

<u>PATRON DE FLUJO</u>	<u>d'</u>	<u>e'</u>	<u>f'</u>	<u>g'</u>
Segregado (cuesta arriba)	0.011	-3.768	3.539	-1.614
Intermitente(cuesta arriba)	2.96	0.305	-0.4473	0.0978
Distribuido(cuesta arriba)		$c = 0$	$f = 1$	
Todos los patrones de flujo (cuesta abajo)	4.70	-0.3692	0.1241	-0.5056

Se debe verificar que  $C \geq 0$

$$Nv1 = 1.938 V_{s1} (D1/\sigma 1)^{0.25}$$

$$V_{s1} = q'1 / A_p$$

Donde  $A_p$  es el Área de flujo en pies.

#### II.4.1.1.3. Factor de fricción de las dos fases.

El factor de fricción de las dos fases se obtiene de las expresiones siguientes:

$$f_{tp} = f_{ns} (f_{tp}/f_{ns})$$

En donde  $f_{ns}$  es el factor de fricción sin resbalamiento y se determina con el diagrama de Moody para tuberías lisas o bien con la ecuación:

$$f_{ns} = \left( 2 \log \left( \frac{Nre}{4.5223 \log Nre - 3.8215} \right) \right)^{-2}$$

Donde:

$$Nre = 1.27324 Wm/d-u_{w*}$$

$$\text{Siendo } u_{w*} = u_1 La + u_p(1-La)$$

Para calcular la relación ftp/fns se utiliza la siguiente expresión:

$$\frac{ftp}{fns} = \exp\left(\frac{\ln Y'}{-0.0523 + 3.1821 \ln Y' - 0.8725 (\ln Y')^2 + 0.01853 (\ln Y')^4}\right)$$

Donde:

$$Y' = La/Hl(\theta)^2$$

o bien si:  $1.0 < Y' < 1.2$

$$\frac{ftp}{fns} = \exp(\ln(2.2 Y' - 1.2))$$



## II.5. PROPIEDADES FISICAS DE LOS FLUIDOS

En un sistema de flujo multifásico multicomponente la determinación de las propiedades físicas de las fases es fundamental, ya que éstas dependen e inciden directamente en la presión y temperatura del sistema.

En este apartado se presentan procedimientos simples y confiables para determinar la densidad, viscosidad y tensión superficial para un sistema multicomponente.

### II.5.1. Densidad

La densidad de una mezcla de hidrocarburos está dada en forma general, para un sistema multicomponente, por :

$$D = PM / v$$

donde PM es el peso molecular de la mezcla y v el volumen molar; por lo tanto la densidad del líquido estará dada por:

$$D_L = PM_L / v_L$$

Donde:

$$PM_L = \sum X_i PM_i$$

$$v_L = Z_L R T / P$$

El método anterior, en el que se utiliza el coeficiente de compresibilidad de la fase líquida ( $Z_L$ ) obtenida de la ecuación de estado de Peng Robinson, es ampliamente utilizado en el Instituto Mexicano del Petróleo con resultados satisfactorios.

En forma análoga la densidad del gas estará dada por:

$$D_g = PM_g / v_g$$

## II.5.2. Viscosidad

Para determinar la viscosidad de la fase líquida a partir de su composición se utilizó la correlación que desarrollaron Lohrenz, Bray y Clark,<sup>(7)</sup> la cual recomienda Thomas L. Gould<sup>(10)</sup> debido a que con la misma expresión, se puede determinar la viscosidad de la fase líquida y vapor. Los detalles de su aplicación se pueden ver en el Apéndice "D". Sin embargo, en este trabajo no se utiliza la parte correspondiente al vapor debido a lo laborioso de su manejo.

Para calcular la viscosidad del gas, se seleccionó la correlación de Lee<sup>(11)</sup> porque ha demostrado, mediante su frecuente utilización, dar buenos resultados. Aunado a lo anterior, sabemos que para flujo multifásico la viscosidad determinante en el gradiente de presión es la de la fase líquida, por lo que las diferencias que se presentan en los cálculos de la viscosidad del gas por las diferentes correlaciones no influyen en el resultado final.

$$u_g = K \times 10^{-4} \exp(x D_g^y)$$

Donde:

$$K = \frac{(9.4 + 0.02 PM_g) T^{1.0}}{209 + 19 (PM_g) + T}$$

$$x = 3.5 + 986/T + 0.01 PM_g$$

$$y = 2.4 - 0.2 x$$

En la cual:  $D_g$  está dada en  $\text{gr/cm}^3$ ,  $T$  en  $^{\circ}\text{R}$  y la viscosidad  $u_g$  c.p.

### II.5.3. Tensión superficial.

La tensión superficial de una mezcla de hidrocarburos la correlacionaron Weinaug y Katz<sup>7</sup> mediante el parámetro Parachors para un constituyente puro. Este parámetro se obtiene a partir de la estructura de las moléculas ó bien se calcula para componentes puros ó mezclas, a partir de mediciones de la tensión superficial a condiciones atmosféricas. Los parámetros de algunas sustancias puras se encuentran tabulados (Apéndice B); sin embargo, cuando no se cuenta con este parámetro en las tabulaciones, se puede evaluar como a continuación se indica:

$$\begin{aligned} \text{Para } PM_i < 150 & \quad Par_i = 37.5 + 2.75 PM_i \\ \text{Para } PM_i \geq 150 & \quad Par_i = 37.5 + 2.406 PM_i \end{aligned}$$

La tensión superficial para la mezcla de hidrocarburos está dada por:

$$\sigma_o = \left\{ \sum Par_i \left( X_i \frac{D_L}{PM_L} - Y_i \frac{D_g}{PM_g} \right) \right\}^4$$

En la cual  $D_L$  y  $D_g$  son las densidades de la fase líquida y gaseosa en  $gr/cm^3$  y  $\sigma_o$  es la tensión superficial en dinas/cm.

## II.6. BALANCE DE CALOR

Cuando los fluidos se mueven a través de una tubería, éstos pierden o ganan calor de los alrededores por conducción. El perfil de temperatura de la tubería se afecta por los cambios de elevación, velocidad, transferencia de calor y calentamiento ó enfriamiento por el efecto de Joule Thompson.

Para contabilizar estos efectos en el flujo multifásico, es necesario efectuar un balance de calor para un segmento de la tubería, de longitud  $L_0$ . Dado que algunos autores eliminaron de sus correlaciones para flujo multifásico el término de energía cinética para sistemas en los que se opera en "alta presión", en el presente trabajo se omitirá este término, sin embargo, para fines teóricos se incluye en la siguiente expresión.

$$H_{i+1} = H_i - Q - \frac{g}{g_c} \frac{PM}{J} Z - \frac{PM}{2g_c} \frac{v^2 m}{J} \quad \text{-----(24)}$$

La nomenclatura del balance de calor se puede observar en la figura 2.

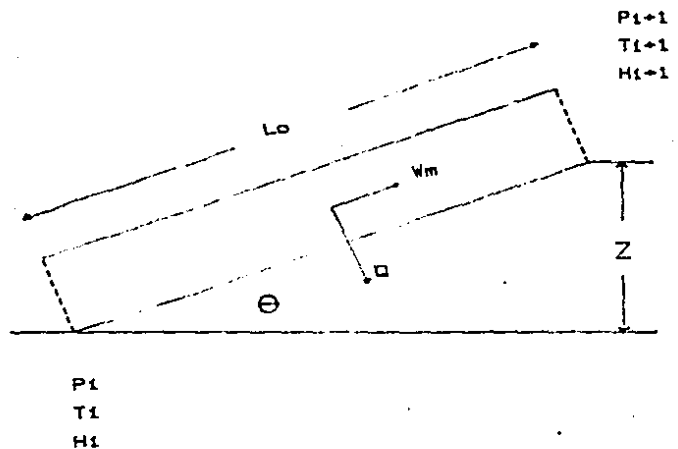


FIGURA No. 2

Para determinar la entalpia de la mezcla, que es una función de la presión y de la temperatura, así como de la composición de cada una de las fases, se requiere de la fracción mole del líquido (L), de la mezcla y la entalpia específica de cada fase, con lo cual se puede aplicar la siguiente expresión:

$$H_m = H_L L + H_V(1-L)$$

La transferencia de calor con los alrededores, es una función de la temperatura promedio en el segmento de tubería considerado y la que existe en los alrededores de dicho segmento. La ecuación general para la transferencia total de calor es:

$$Q = \frac{U \pi d_o PM L_o}{W_m} (T_{av} - T_s)$$

Donde:  $W_m$  Es el gasto másico en lbm/Hr.

## II.7. MODELO PROPUESTO

Quando en un sistema en el que existe flujo simultáneo de gas y condensado, se requiere determinar el comportamiento de la presión y la temperatura, es necesario acoplar las ecuaciones de flujo, balance de calor y el comportamiento de fases de los fluidos.

El esquema general consiste en seccionar la tubería y determinar la temperatura y presión al final de cada segmento, utilizando un procedimiento de doble iteración. Como los cambios de presión son relativamente insensibles a los cambios de temperatura, el modelo satisface en primer término el balance de entalpías y posteriormente verifica la convergencia en la presión. El diagrama de flujo se presenta en la figura 3. Con lo anterior, el algoritmo para alcanzar la convergencia en cada segmento es el siguiente:

- a).- Seleccionar la longitud del incremento y definir la temperatura de los alrededores para dicho segmento.
- b).- Estimar la presión y temperatura al final del segmento.
- c).- Calcular la entalpía por expansión en los extremos del segmento.
- d).- Determinar la presión y temperatura media del segmento y calcular la entalpía, considerando el intercambio de calor con los alrededores; Ec.(24).
- e).- Comparar las entalpías obtenidas en el punto c) al final del segmento y la obtenida en el punto d), debiéndose modificar la temperatura supuesta en el punto b) hasta que dichas entalpías sean aproximadamente iguales. Esto es, que se cumpla con el balance de calor.
- f).- Con la nueva temperatura al final del segmento y la presión supuesta en el punto b), se aplica la ecuación de flujo Ec.(23) hasta alcanzar la convergencia en la presión, con lo cual se determina una nueva presión para el extremo final de la tubería.

g).- Si esta presión calculada en el punto f), no es aproximadamente igual a la supuesta en el punto b) se asumen como supuestas la presión y temperaturas calculadas y se regresa al punto c) del algoritmo.





### III. PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA.

### III.1. DESCRIPCION DEL SISTEMA

En los últimos años, el desarrollo de la Sonda de Campeche como zona productora de gas natural asociado al crudo, ha requerido del desarrollo de un sistema de compresión, recolección y transporte mediante el cual se envía el gas a las plantas de proceso de Ciudad Pemex, Tab. y Cactus, Chis.

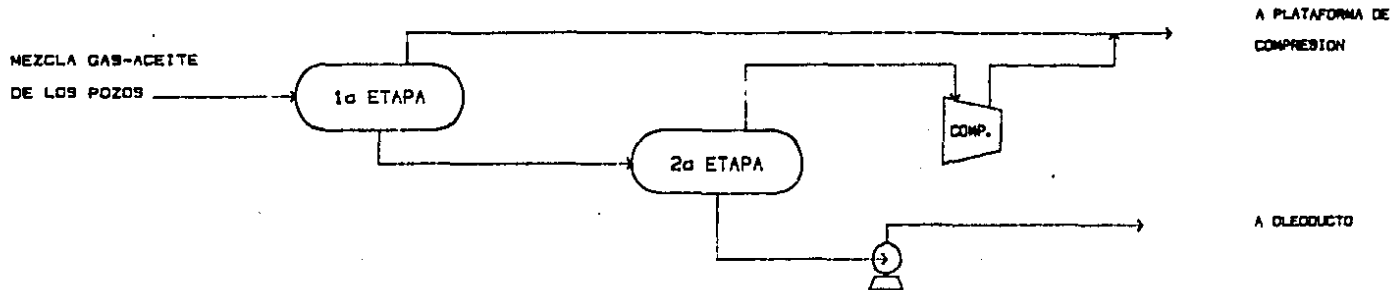
Para lograr lo anterior se cuenta con plataformas de producción en las que se tiene la separación mecánica del petróleo crudo y el gas asociado con él, este último se envía a las plataformas de compresión para incrementar su energía y enviarse a través de la red de gasoductos a las plantas de proceso.

Un diagrama de flujo simplificado de este proceso se puede ver en la Figura 4 en la que se observa que la mezcla de hidrocarburos procedente de los pozos productores se envía a una primera etapa de separación de donde se obtiene el gas de alta presión ( $4 \text{ Kg/cm}^2$ ) que se envía a los módulos de compresión, el gas procedente de la segunda etapa ( $1 \text{ Kg/cm}^2$ ) se envía a las recuperadoras de vapores donde se incrementa su presión hasta  $4 \text{ Kg/cm}^2$  para incorporarse a la corriente de la primera etapa y entrar a la plataforma de compresión en donde se envía a un cambiador de calor en el que se disminuye la temperatura con el fin de provocar la condensación de líquidos antes de iniciar la primera etapa de compresión. En ésta, se incrementa la presión y temperatura del gas por lo que, mediante otro cambiador de calor, se disminuye la temperatura obteniéndose por una parte líquidos que se incorporan a la descarga de la plataforma de compresión y por la otra, gas que se envía a la segunda etapa de compresión. Nuevamente, el gas se enfría y se recuperan líquidos que se envían a la descarga de la plataforma y, por otra parte, la fase gaseosa se deshidrata con lo cual queda en condiciones de incorporarse a los gasoductos de distribución.

En el gasoducto de distribución entre las plataformas marinas y la planta de Ciudad Pemex, Tab. se encuentra localizada la estación de recompresión de Atasta.

En esta estación, debido a la expansión del gas durante su transporte, así como a la incorporación de condensados producidos entre las etapas de compresión, se obtienen del gasoducto hidrocarburos en dos fases. Por un lado, la fase líquida (condensados) se incorpora a un gasolinoducto que los conduce a las plantas de proceso para su endulzamiento y estabilización y, por el otro, la fase gaseosa se incorpora a los gasoductos para continuar su camino hacia las plantas endulzadoras y criogénicas de Cd. Pemex, Tab. y Cactus Chis.

# PLATAFORMA DE PRODUCCION



# PLATAFORMA DE COMPRESION

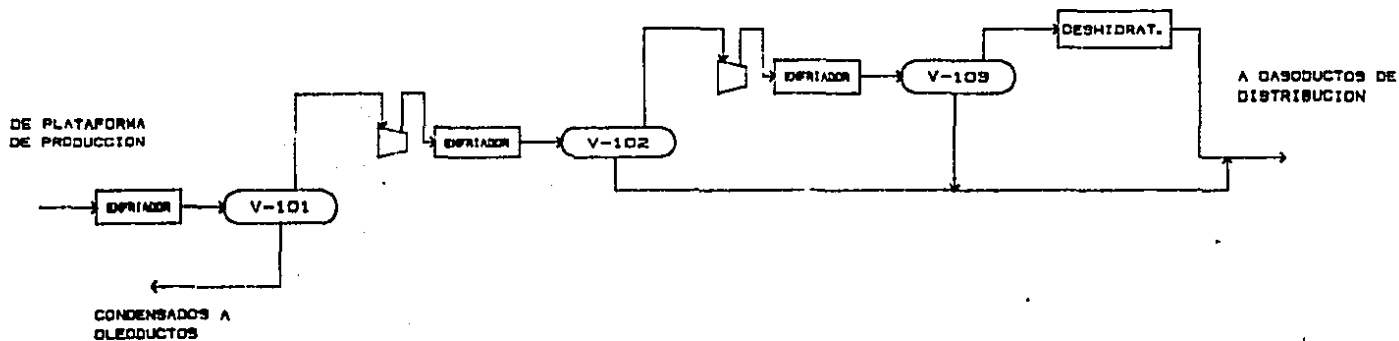


FIGURA No. 4

### III.2. PROBLEMA A RESOLVER

Durante el proceso de compresión en los módulos, se producen condensados que según se puede observar en la figura 4 se incorporan a diferentes corrientes dentro del sistema de separación y compresión. Actualmente no se cuenta con un programa, de rápida utilización en el campo, que permita determinar los volúmenes de condensados que se producen para diferentes gastos de gas, así como su repercusión en los sistemas de transporte hacia la Estación de Atasta y las Plantas de Proceso.

El programa de cómputo que se desarrolló en el presente trabajo, parte de la composición del gas, presión y temperatura a la entrada de la plataforma de compresión y efectúa los cálculos de equilibrio entre fases a las condiciones de presión y temperatura de cada una de las vasijas de separación V-101, V-102 y V-103, determinando la composición, densidad, peso molecular y volumen de cada una de las fases. Efectúa las mezclas de las corrientes en la descarga de la plataforma e inicia en este punto el análisis de flujo multifásico que se presenta a lo largo de los gasoductos que conducen a la estación de Atasta.

En los cálculos que se realizan para determinar el comportamiento de presión y temperatura a lo largo de la tubería, se requiere determinar las propiedades físicas (densidad, viscosidad y tensión superficial) de las fases, las cuales se presentan en forma tabulada junto con los perfiles de presión y temperatura

Finalmente, en la estación de Atasta, se separan las fases y se analiza el comportamiento del gasoducto a Ciudad Pemex, Tab. en la misma forma que se realizó con el gasoducto marino.

#### IV. APLICACION Y RESULTADOS.

#### IV.1. APLICACION

Para aplicar el programa de cómputo que se desarrolló, se debe contar con la información que a continuación se indica:

- a).- Composición de la mezcla de hidrocarburos a la entrada del sistema.
- b).- Presión y temperatura de las vasijas de separación entre las etapas de compresión. Estos datos son opcionales para el caso en que se analice únicamente el comportamiento de los gasoductos.
- c).- Presión y temperatura al inicio del gasoducto.
- d).- Gasto de gas, a condiciones estandar.
- e).- Configuración de los gasoductos por medio de nodos. Para cada uno de ellos se deberán dar las coordenadas, con lo que implícitamente se proporciona longitud y ángulo de inclinación con respecto a la horizontal.
- f).- Para cada conector entre nodos, se deberá proporcionar:
  - Diámetro interior.
  - Diámetro exterior (incluyendo protecciones y aislantes).
  - Coeficiente de transferencia de calor.
  - Temperatura de los alrededores

La información anterior para el caso que se analiza es:

COMPOSICION	FRACCION MOL
H2S	0.0658
CO2	0.0365
N2	0.0058
C1	0.5010
C2	0.1717
C3	0.1209
iC4	0.0145
nC4	0.0403
iC5	0.0100
nC5	0.0140
C6+	0.0195

Gasto de gas, 610 MMPCD @ condiciones estandar

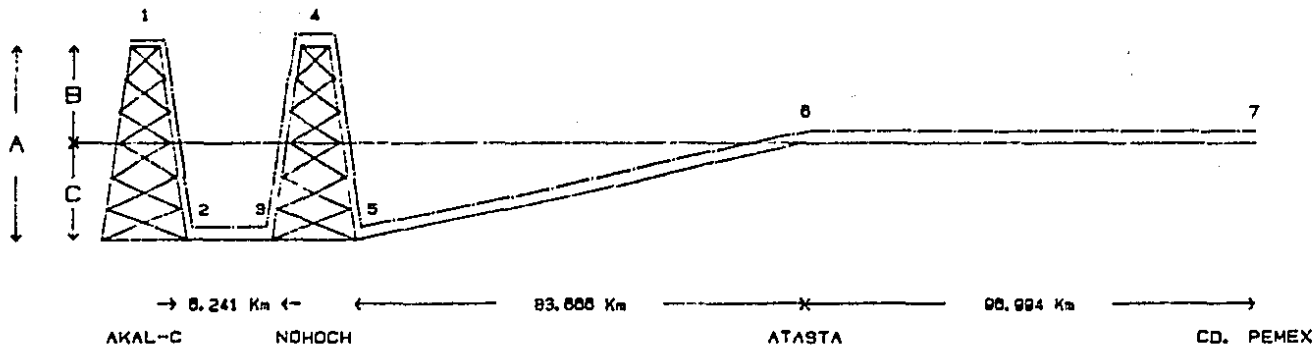
<u>PUNTO</u>	<u>INICIO</u>	<u>V-101</u>	<u>V-102</u>	<u>V-103</u>	<u>SALIDA</u> <u>COMP.</u>
P EN Kg/cm <sup>2</sup> (Man)	6.71	5.30	32.2	78	78
T EN °C	53	52	67	64	64

CONFIGURACION DE TUBERIAS

<u>SEGMENTO</u>	<u>LONGITUD</u> <u>KM</u>	<u>DIAMETROS</u>		<u>U</u> <u>BTU/P<sup>2</sup>-Hr-°F</u>	<u>Ts</u> <u>°C</u>
		<u>INT.</u>	<u>EXT.</u>		
RISER DESCENDENTE AKAL "C"	0.06036	22.876	28.00	1.25	24
AKAL "C" - NOHOCH	6.24100	22.876	28.00	0.50	24
RISER ASCENDENTE NOHOCH	0.05669	22.876	28.00	1.25	24
RIESER DESCENDENTE NOHOCH	0.05669	34.500	40.00	1.25	24
NOHOCH - ATASTA	77.42500	34.500	40.00	0.50	24
ATASTA - CD. PEMEX	96.50000	34.380	40.00	0.20	30

Otros detalles de la configuración del sistema se pueden ver en la figura 5.





NODOS	COORDENADAS EN Km		PLATAFORMA	ALTURA EN METROS		
	X	Y		A	B	C
1	0.000	0.01588				
2	0.000	-0.04450	AKAL-C	60.30	15.88	44.50
3	8.241	-0.04084				
4	8.241	0.01585	NOHOCH	56.95	15.85	40.84
5	8.241	-0.04084				
6	83.000	0.00000				
7	180.168	0.00000				

FIGURA No. 5

## IV.2. RESULTADOS

El coeficiente total de transferencia de calor "U" es uno de los parámetros más difíciles de conocer en forma precisa ya que es una función directa del tipo de recubrimiento, protección y lastre con que cuenta la tubería. Por otra parte la temperatura de los alrededores de la tubería es también otro parámetro que presenta dificultades similares ya que depende del tipo de terreno en donde se encuentre alojada la línea y esto puede ser sumamente variable.

Por lo antes señalado, se hizo un análisis de sensibilidad de estos dos parámetros sobre los perfiles de temperatura, presión y producción de líquidos. El resultado de este análisis se puede ver en las Figuras 6, 7 y 8.

En estas figuras, se observa la influencia que tienen estos parámetros en el comportamiento de los perfiles. En la figura 6 y 7 permanece constante el coeficiente total de transferencia de calor "U" y se varía la temperatura de los alrededores "Ts" en un 20.8 % lo cual repercute en la variación de la temperatura en la estación final de Ciudad Pemex en aproximadamente 10 %. Esta misma variación en Ts implica un cambio de 19 % en la producción de líquidos en Atasta y solamente repercute en un 0.07 % en la presión. Con respecto a los datos reales, y para la variación en Ts del 20.8 %, en el perfil de presión, se obtuvo una variación de 5 %. En el perfil de producción de líquidos, la variación es del 3 % al 42 % en Atasta y del 46 % al 150 % en Ciudad Pemex, lo que implica que el coeficiente "U" seleccionado para el primer tramo fué el correcto, no así para el segundo tramo, en donde las desviaciones con respecto a los datos reales son mayores debido a que existe menos transferencia de calor y, por lo tanto, menor producción de líquidos. El modelo predijo mayor producción.

Para los cálculos que se presentan en la Figura 8, se mantuvo constante la temperatura Ts y se modificó el coeficiente "U" en un 50 %, con esto, la variación entre los perfiles de temperatura, se incrementó notablemente hasta valores de 20 %,

lo que tiene una fuerte influencia en la producción de líquidos ya que su producción tuvo variaciones hasta de 57 %.

Dado lo anterior, se puede observar que los dos parámetros analizados, el coeficiente "U" y la temperatura de los alrededores  $T_s$ , tienen una gran influencia sobre el comportamiento del perfil de temperatura y consecuentemente sobre la producción de líquidos.

VARIACION DE LOS PERFILES DE TEMPERATURA, PRESION Y GASTO CON RESPECTO  
A LA TEMPERATURA DEL ENTORNO A LA TUBERIA

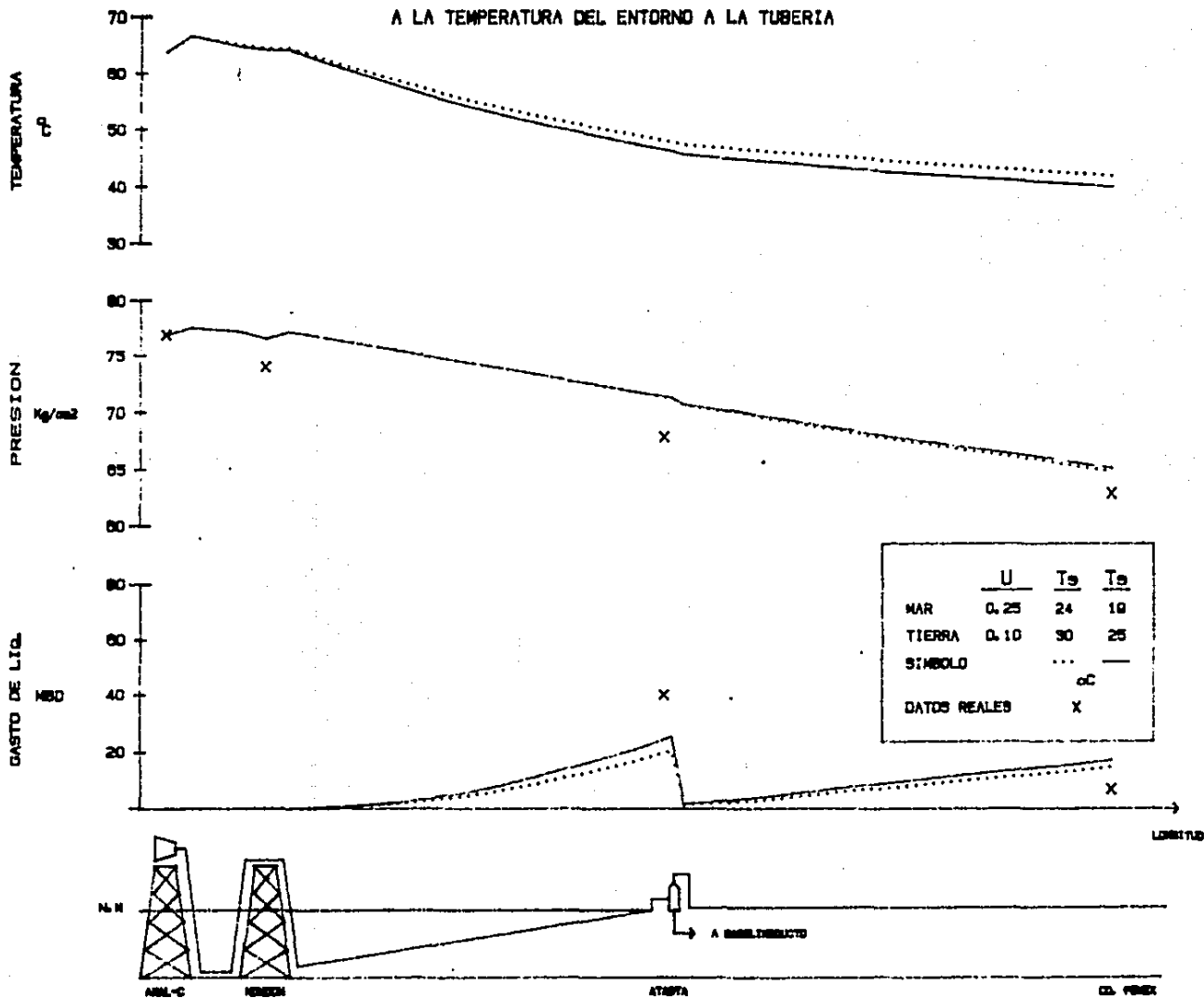


FIGURA No. 6

VARIACION DE LOS PERFILES DE TEMPERATURA, PRESION Y GASTO CON RESPECTO  
A LA TEMPERATURA DEL ENTORNO A LA TUBERIA

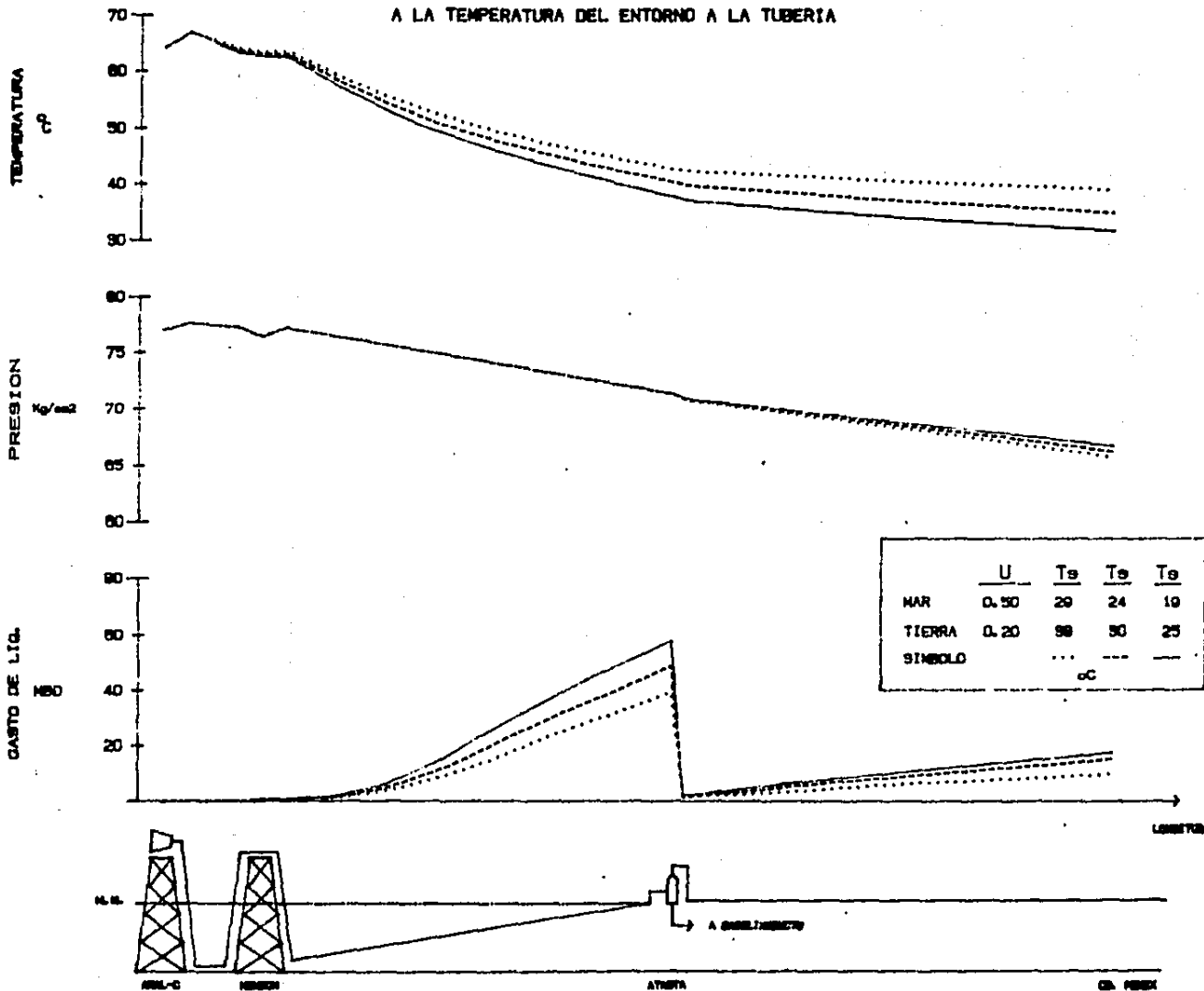


FIGURA No. 7

VARIACION DE LOS PERFILES DE TEMPERATURA, PRESION Y GASTO CON RESPECTO  
AL COEFICIENTE GENERAL DE TRANSFERENCIA DE CALOR DE LA TUBERIA

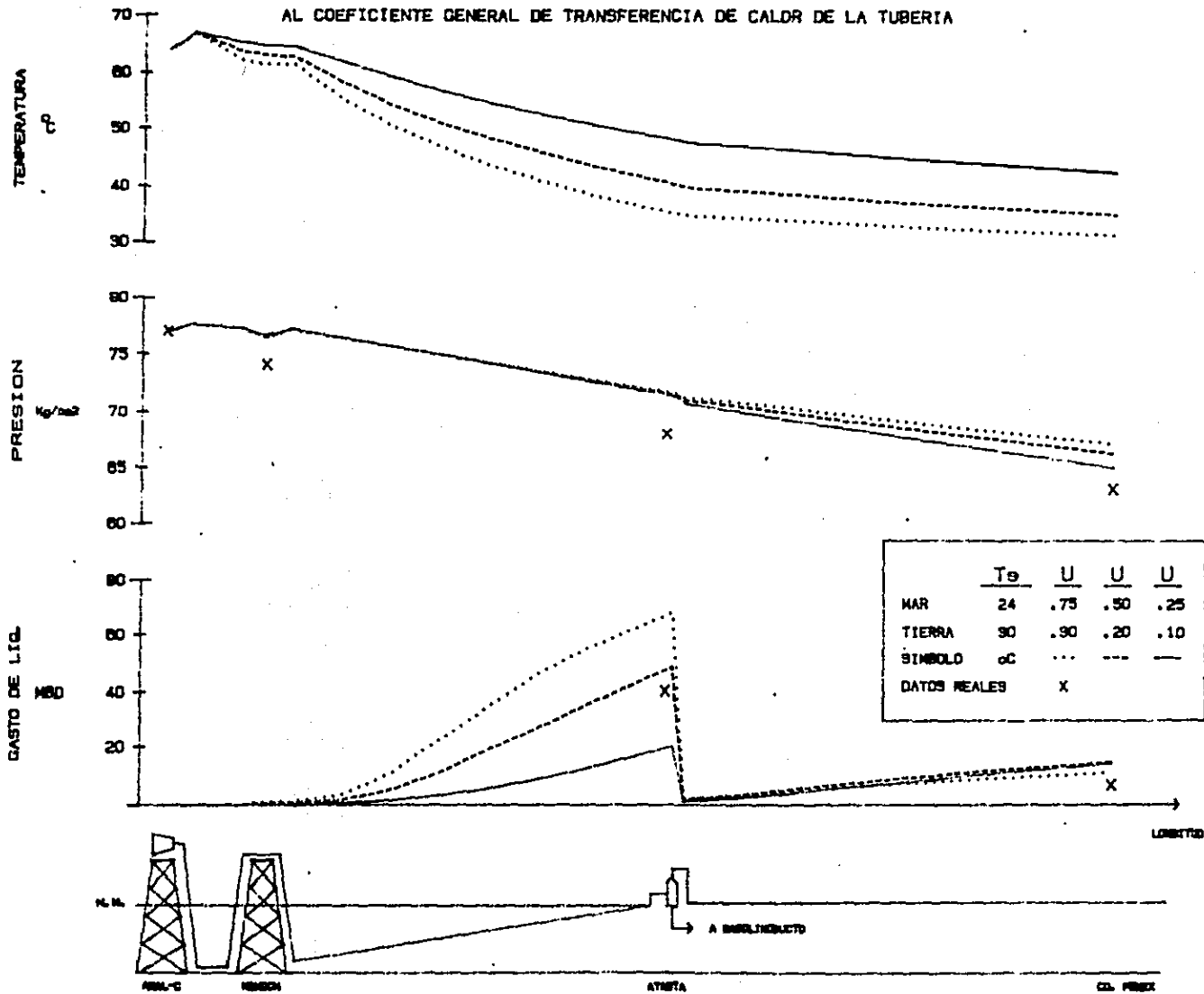


FIGURA No. 8

**V. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES.**

## V.1. CONCLUSIONES

1.- De los perfiles que se obtuvieron en los resultados del modelo, hay tres parámetros que deben definirse con la mayor exactitud posible ya que cualquier variación en los mismos, provoca que los perfiles de temperatura se modifiquen sustancialmente. Estos parámetros son:

- a).- Coeficientes de transferencia de calor entre la tubería y sus alrededores. Para cuantificarlos se sugiere ajustar el modelo con datos reales o con algún sistema que opere en condiciones similares.
- b).- Temperatura de los alrededores, la cual se deberá medir con la mayor exactitud posible para cada tipo de terreno por donde se aloje la tubería.
- c).- Composición de la mezcla. Se deberá poner especial cuidado en la toma de la muestra y en el análisis de la misma para la determinación de su composición.

2.- El modelo simula el comportamiento dinámico, físico y termodinámico de los fluidos a lo largo del gasoducto, obteniéndose las propiedades y los gastos de las fases en los puntos de interés, por lo que, se considera una magnífica herramienta para el diseño de las instalaciones.

3.- De los resultados que se muestran en la Figura 8, se destaca que dependiendo del tipo de recubrimiento que se instale en la línea para su protección mecánica y lastrado, dependerá el intercambio de calor con los alrededores y consecuentemente se verá afectada la producción de líquidos por lo que, al definir el tipo de protección del gasoducto, se deberá tener en cuenta además de lo tradicional para el lastrado y protección de la línea, su influencia en el coeficiente de transferencia de calor y su repercusión en la producción de líquidos en el interior de la línea.

4.- Respecto a los resultados del perfil de presión, la variación con respecto a los datos reales, es de aproximadamente 4 % para este caso en particular, sin embargo, para considerar estos resultados como confiables, deberán analizarse mas casos y encontrar su desviación estandar así como el porciento de error. Este mismo razonamiento es aplicable a los perfiles de temperatura y de producción de líquidos.



## V.2. RECOMENDACIONES

1.- Por los resultados que se obtuvieron, el perfil de presiones, se comporta en forma irregular ya que aún cuando se modifican la temperatura y el gasto de líquidos en la tubería, no se observa una variación sustancial en dicho perfil. Se considera que el cambio en el gasto de líquidos de 20.000 a 68 000 BPD es muy pequeño comparado con los 610 MMPCD con que se alimenta el gasoducto y por lo tanto no tiene un fuerte impacto sobre las propiedades físicas de las mezclas por lo que el número de Reynolds de la mezcla y como consecuencia el factor de fricción y la eficiencia en el transporte de gas, no tienen variaciones importantes. Sin embargo es importante profundizar en el estudio de este último concepto.

2.- Por otra parte, el modelo desarrollado, consta básicamente de tres módulos. El primero, efectúa el balance de materia, el segundo, el balance de calor y el tercero, analiza los fenómenos de flujo multifásico en la tubería. Es por lo anterior, que el módulo de balance de materia es fácilmente adaptable para el análisis de cualquier sistema en el que se involucre un cambio de presión y temperatura en una mezcla de hidrocarburos, como pueden ser los que se tienen en una batería de separación, un sistema de recolección de condensados o entre etapas de compresión. En lo que respecta al módulo para el análisis del flujo multifásico utiliza la correlación de Beggs y Brill, sin embargo, se puede incluir cualquier otra correlación para ajustar el modelo al caso particular que se analice.

3.- El modelo, en términos generales, se desarrolló para el transporte de gas y condensado en un gasoducto, sin embargo, el algoritmo básico se puede utilizar para desarrollar programas que calculen redes de gasoductos relativamente simples en las cuales puede o no haber extracción de condensados en sus nodos.

## VI. NOMENCLATURA

## N O M E N C L A T U R A

A, B, a, b	Constantes para la ecuación de Peng Robinson.
D	Densidad (lbm/pie <sup>3</sup> )
d	Diámetro interior (pies).
do	Diámetro exterior (pies).
dz	Longitud total de la tubería (pies).
ftp	Factor de fricción de las dos fases.
g	Aceleración de la gravedad 32.174 (pies/seg <sup>2</sup> ).
gc	Constante gravitacional 32.174 (lbm-pie/lbf-seg <sup>2</sup> ).
HL	Entalpía de la fase líquida (BTU/lb-mole).
Hl	Colgamiento del líquido con resbalamiento.
Hl(0)	Colgamiento para la tubería horizontal.
Hl(θ)	Colgamiento para la tubería inclinada ó vertical.
h	Altura (pies).
J	Equivalente mecánico del calor 778 (pie-lbf/BTU).
Ki	Constantes de equilibrio.
k	Constante para diferentes usos.
L	Fracción mole de la fase líquida.
La	Colgamiento sin resbalamiento entre las fases.
Lo	Longitud (pies).
Nfr	Número de Froude.
Nre	Número de Reynolds.
Nvl	Número de la velocidad del líquido.
P	Presión absoluta (atmóferas).
PM	Peso molecular (grm/gr-mole).
Q	Transferencia de calor con los alrededores (BTU/lb-mole)
q'g	Gasto de gas a condiciones de flujo (pies <sup>3</sup> /seg).
q'l	Gasto de líquido a condiciones de flujo (pies <sup>3</sup> /seg).
R	Constante universal de los gases .0820597(atm-lt/gr-mol-°K)
T	Temperatura absoluta (°K).
Tav	Temperatura promedio en el intervalo (°F).
Ts	Temperatura de los alrededores (°F).
U	Coefficiente de transferencia de calor (BTU/pie <sup>2</sup> -°F-hr).
u	Viscosidad (c.p.).
V	Fracción mole de la fase vapor.
Vsl	Velocidad superficial del líquido (pie/seg).
v	Volumen molar (lt/gr-mole).

v	Velocidad (pies/seg).
W	Gasto másico (lbm/seg).
w	Factor acéntrico.
Xi	Composición de la fase líquida.
Yi	Composición de la fase vapor.
Zi	Composición total de la mezcla.
ZL	Factor de compresibilidad de la fase líquida.
ZV	Factor de compresibilidad de la fase vapor.

#### SUBINDICES .

c	Condiciones críticas.
i, j	Identificación de componentes.
r	Condiciones reducidas.
L, l	Fase líquida.
V, v	Fase vapor.
m	Mezcla.
s	Con resbalamiento entre las fases.
ns	Sin resbalamiento entre las fases.

#### SUPERINDICES .

*	Condiciones ideales.
---	----------------------

#### LETRAS GRIEGAS .

$\theta$	Angulo de inclinación con respecto a la horizontal.
$\sigma$	Tensión superficial (dinas/cm).

## VII. BIBLIOGRAFIA.

## BIBLIOGRAFIA

- 1.- Flanigan, O.: "Effect of Uphill Flow on Pressure Drop in Design of Two-Phase Gathering Systems," Oil and Gas Jour. (march 10, 1958) 56.
- 2.- Brill, J.P. and Beggs, H.D.: "Two Phase Flow in Pipes, University of Tulsa (April-1979).
- 3.- Peng, D.Y. and Robinson, D.B.: "A New Two Constant Equation of State", Ind. Eng. Chem. Fundam, Vol. 15, No 1, 1976, 59-64.
- 4.- Benedict, M., G.B. Webb, and L.C. Rubin: "An Empirical Equation for Thermodynamic Properties of Light Hydrocarbons and their Mixtures", Chem. Eng. Progr., 47:419, 57;609 (1951); J. Chem. Phys., 8:334 (1940); 10:747 (1942).
- 5.- Soave, G: "Equilibrium Constants from a Modified Redlich-Kwong Equation of State," Chem. Eng. Sci. (1972) 27,1197-1203.
- 6.- Dukler, A.E.: "Gas Liquid Flow in Pipelines, I. Research Results"; AGA-API Project N-X-28 (mayo 1969).
- 7.- Bertuzzi, A.F.; Tek, M.R.; Poettmann, F.H.: "Simultaneous Flow of Liquid and Gas through Horizontal pipe", Trans. AIME (1956) 207. P. 17.
- 8.- Eaton, B.A.; "the Prediction of Flow Patterns, Liquid Holdup on Pressure Losses Ocuring During Continuous Two-Phase Flow in Horizontal Pipelines", Trans. AIME (1967), 815.
- 9.- Lohrenz, J., Brooy, B.G. and Clark, C.R.: "Calculating Viscosities of Reservoir Fluids from their Compositions" J. Petr. Tech. (Oct. 1964), 1171-1176; Trans., AIME, 231.

- 10.- Gould, T.L.: "Compositional Two Phases Flow in Pipelines", J. Pet. Tech. (March 1979), 373-384.
- 11.- Lee, A.L., González, M.H. and Eakin, B.E.: "The viscosity of Natural Gases". J. Pet. Tec. (Aug. 1966), 997-1000; Trans., AIME, 237.
- 12.- Katz, D.L., et al; Handbook of Natural Gas Engineering, Mc Graw-Hill Book Co., Inc, New York (1959).
- 13.- Firoozabadi, Abbas; Hekim, Ysuf; Katz, D.L.: "Reservoir Depletion Calculation for Gas Condensates Using Extended Analyses in the Peng-Robinson Equation of State", The Canadian Journal of Chemical Engineering, Vol. 56, octubre 1978.
- 14.- Pasut, Ch.A. and Doner, P.R.: "Correlation of Ideal Gas Enthalpy, Heat Capacity, and Entropia," Ind. Eng. Chem. Proces. Des. Develop., Vol 11 No 4, 1972, 543-546.
- 15.- Peng, D.Y and Robinson, D.B.: "Two and Three Phases Equilibrium Calculations for Systems Containing Water", Canadian Journal Eng., Vol 54, Dec. 1976.
- 16.- Acuña, R.A., Garaicochea, P.F. y Limón, H.T.: "Flujo Multifásico en Tuberías", Publicación No 76 BM/204, Instituto Mexicano del Petróleo.
- 17.- Claude, G.J.: "Analysis of Computational Procedures for Multicomponent Flow in Pipes", Thesis of Grade of the University of Tulsa, 1985.
- 18.- Mc Cain, W.D., Jr.: "The Properties of Petroleum Fluids," The Petroleum Publishing Company, Tulsa, OK. (1973).

## VIII. APENDICES Y TABLAS



## A P E N D I C E "A"

Los cálculos de equilibrio pueden hacerse en una mezcla que a las condiciones de presión y temperatura a que se someten, se separe en dos fases.

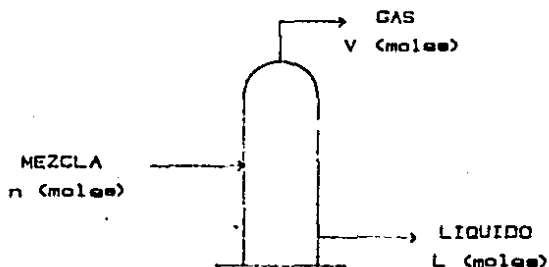


Figura A-1

de la figura A-1

$$n = L + V \quad \text{-----(A-1)}$$

Para el componente i, haciendo un balance de masa.

$$nZ_i = X_{iL} + Y_{iV} \quad \text{-----(A-2)}$$

Para simplificar la Ecuación anterior sin perder generalidad, se considera solamente 1 mole.

$$1 = L + V \quad \text{-----(A-3)}$$

$$Z_i = X_{iL} + Y_{iV} \quad \text{-----(A-4)}$$

Por definición

$$K_i = Y_i / X_i$$

Por lo tanto  $Y_i = K_i X_i$

Sustituyendo en (A-4)

$$X_i = \frac{Z_i}{L + K_i V} \quad \text{----- (A-5)}$$

Dado que:

$$\Sigma X_i = 1 \quad \text{----- (A-6)}$$

Sustituyendo (A-5) en (A-6)

$$\Sigma X_i = \Sigma \frac{Z_i}{L + K_i V} = 1 \quad \text{----- (A-7)}$$

Por un análisis similar, aplicando a  $Y_i$  se tiene:

$$\Sigma Y_i = \Sigma \frac{Z_i}{L/K_i + V} = 1 \quad \text{----- (A-8)}$$

Las ecuaciones anteriores (A-7) y (A-8) se aplican solamente en la región de dos fases. Para determinar los valores de presión y temperatura que nos ubiquen en esta región, se hace un análisis para la curva de burbujeo y rocío.

Para la curva de burbujeo:

$$V \sim 0 \text{ por lo tanto } Z_i = X_i$$

Dado que por definición

$$K_i = Y_i / X_i$$

Tendremos:

$$K_i = Y_i / Z_i$$

De donde:

$$Y_i = K_i Z_i$$

Pero como:

$$\sum Y_i = 1$$

Por lo tanto:

$$\sum K_i Z_i = 1 \quad \text{-----}(A-9)$$

De lo anterior y observando el diagrama de fases (Fig. 1) se deduce que:

- Si  $\sum K_i Z_i < 1$  El sistema se encuentra en la región de líquido
- Si  $\sum K_i Z_i > 1$  El sistema se encuentra en la región de dos fases.

En forma análoga para la curva de rocío:

$$L = 0 \text{ por lo tanto } Z_i = Y_i$$

Dado que por definición.

$$K_i = Y_i/X_i$$

Tendremos:

$$K_i = Z_i/X_i$$

De donde:

$$X_i = Z_i/K_i$$

Pero como:

$$X_i = 1$$

Por lo tanto:

$$\sum Z_i/K_i < 1 \quad \text{-----}(A-10)$$

De lo anterior y observando el diagrama de fases figura (1) se deduce que:

- Si  $\sum Z_i/K_i < 1$  El sistema se encuentra en la región de vapor.
- Si  $\sum Z_i/K_i > 1$  El sistema se encuentra en la región de dos fases.

Con el objeto de facilitar los cálculos, Holland y Davison rearreglaron la ecuación (A-8) en la siguiente forma:

$$\sum \frac{Z_i}{L/K_i + V} - 1 = 0$$

Sustituyendo  $V = 1 - L$  se tiene:

$$f(L, K, Z) = \sum \frac{Z_i}{1 - L(1 - 1/K_i)} - 1 = 0 \quad \text{-----(A-11)}$$

En el método desarrollado por Hollan y Davison, se supone el valor de  $L$  y se calcula la función  $f(L, K, Z)$ . Si la función no es igual a cero dentro de cierta tolerancia, se supone un nuevo valor de  $L$  repitiéndose los cálculos.

Aplicando el método de Newton Rapson se tiene:

$$L^{(n+1)} = L^{(n)} - \frac{f(L, K, Z)^{(n)}}{f'(L, K, Z)^{(n)}} \quad \text{-----(A-12)}$$

Donde  $^{(n)}$  es el nivel de iteración y  $f'(L, K, Z)$  es la derivada de la función  $f(L, K, Z)$  y está dada por:

$$f'(L, K, Z) = \sum \frac{(1 - 1/K_i)Z_i}{(1 - L(1 - 1/K_i))^2} \quad \text{-----(A-13)}$$

A P E N D I C E "B"

COEFICIENTES DE INTERACCION BINARIA DE FIRDOZABADI (13).

	H2S	C02	N2	C1	C2	C3	iC4	nC4	iC5	nC5	C6	C7+
H2S	0	.100	.180	.085	.080	.075	.050	.060	.060	.065	.060	.050
C02	.100	0	-.020	.100	.130	.135	.130	.130	.125	.125	.125	.110
N2	.180	-.020	0	.036	.050	.080	.095	.090	.095	.100	.100	.100
C1	.085	.100	.036	0	0	0	0	0	0	0	.030	0
C2	.080	.130	.050	0	0	0	0	0	0	0	0	0
C3	.075	.135	.080	0	0	0	0	0	0	0	0	0
iC4	.050	.130	.095	0	0	0	0	0	0	0	0	0
nC4	.060	.130	.090	0	0	0	0	0	0	0	0	0
iC5	.060	.125	.095	0	0	0	0	0	0	0	0	0
nC5	.065	.125	.100	0	0	0	0	0	0	0	0	0
C6	.060	.125	.100	.030	0	0	0	0	0	0	0	0
c7+	.050	.110	.100	0	0	0	0	0	0	0	0	0

CONSTANTES PARA EL CALCULO DE LA ENTALPIA A CONDICIONES IDEALES<1>

COMP.	<u>A</u>	<u>B</u>	<u>Cx10<sup>3</sup></u>	<u>Dx10<sup>6</sup></u>	<u>Ex10<sup>10</sup></u>	<u>Fx10<sup>14</sup></u>	<u>G</u>
H2S	-.617820	.238575	-.024457	.041067	-.130126	.144852	.045932
CO2	4.778050	.114433	.101132	-.026494	.038706	-.013140	.343357
N2	-.689250	.253664	-.014549	.012574	-.017166	-.008239	.050052
C1	-5.581140	.564834	-.282973	.417399	-1.525576	1.958857	-.623373
C2	-.760050	.273088	-.042956	.512815	-1.389890	2.007023	.045543
C3	-1.223010	.179733	.066458	.250998	-1.247461	1.893509	.178189
iC4	13.286600	.036637	.349631	.005361	-.298111	.538662	.609350
nC4	29.115020	.002040	.434879	-.081810	-.072349	-.014560	.829122
iC5	27.623820	-.031504	.469884	-.098283	.102985	-.029485	.871908
nC5	27.171830	-.002795	.440073	-.086288	.061764	-.019715	.736161
C6	32.035600	-.023096	.461333	-.097402	.103368	-.030643	.767792
C7+	28.069890	-.023813	.460773	-.099839	.108415	-.033122	.589146

PARAMETROS PARA DETERMINAR LA TENSION SUPERFICIAL DE LA FASE LIQUIDA <7>

COMPONENTE	PARACHOR
C1	77.0
C2	108.0
C3	150.3
iC4	181.5
nC4	189.9
iC5	225.0
nC5	231.5
C6	271.0
C7	312.5
C8	351.5

A P E N D I C E " C "

APLICACION DE LA ECUACION DE ESTADO DE PENG ROBINSON  
PARA DETERMINAR LAS CONSTANTES DE EQUILIBRIO Y  
LA ENTALPIA DE LA MEZCLA

En el apartado II.3 se mencionaron los principales parámetros que intervienen en la Ecuación de estado de Peng Robinson para componentes puros. A continuación se presenta la relación entre los diferentes factores que se requieren para aplicar la ecuación a una mezcla de hidrocarburos.

La relación entre  $\Omega$  y la temperatura está dada por:

$$\Omega^{1.7} = 1 + k_i (1 - T_{ri}^{0.7}) \text{ -----(C-1)}$$

Donde  $k_i$  es una constante característica de cada sustancia y está correlacionada con el factor acéntrico por medio de la siguiente expresión:

$$k_i = 0.37464 + 1.54226 w_i - 0.26992 w_i^2 \text{ -----(C-2)}$$

La fugacidad  $f$ , para un componente puro, está definida por:

$$\ln \frac{f}{P} = Z - 1 - \ln(Z - B) - \frac{A}{2\sqrt{2} B} \ln \frac{Z + 2.414 B}{Z - 0.414 B}$$

Para un sistema multicomponente, la fugacidad del componente  $j$ , está dada por:

$$\ln \frac{f_j}{x_j P} = \frac{b_j}{b} (Z - 1) - \ln(Z - B) - \frac{A}{2\sqrt{2} B} \left( \frac{\sum x_{i,j} a_{i,j}}{a} - \frac{b_j}{b} \right) \ln \frac{Z + 2.414 B}{Z - 0.414 B} \text{ -----(C-3)}$$

Los parámetros que requieren mezclarse en las ecuaciones 4, 5, 6 y C-3 quedan definidos con las siguientes reglas:



$$a = \sum_i \sum_j X_i X_j a_{ij} \quad \text{-----}(C-4)$$

$$b = \sum_i X_i b_i \quad \text{-----}(C-5)$$

En las expresiones C-3, C-4 Y C-5 el valor de  $X_i$  deberá sustituirse por  $Y_i$  cuando se trate del componente  $i$  en la fase vapor.

El parámetro  $a_{ij}$  está dado por:

$$a_{ij} = (1 - \beta_{ij}) (a_i a_j)^{0.5} \quad \text{-----}(C-6)$$

Donde  $\beta_{ij}$  es un coeficiente de interacción binario determinado empíricamente. (Ver apéndice B).

Las constantes de equilibrio  $K_i$  se pueden definir en términos de la fugacidad de los componentes en la mezcla, ya que si las fases están en equilibrio, la fugacidad de un componente en las fases líquida y vapor son iguales.

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

### C.1 Cálculo de las constantes de equilibrio a partir de la ecuación de Peng Robinson

El algoritmo para determinar las constantes de equilibrio  $K_i$  implica un método iterativo en el cual se proponen valores iniciales de  $K_i$ , con los cuales se determina la fugacidad de cada componente en cada una de las fases. Si se cumple con la relación  $f_{L,i}/f_{V,i}=1$ , las constantes de equilibrio  $K_i$  propuestas son las correctas. En caso de no cumplirse la relación, se ajustan los valores de  $K_i$  y se repite el procedimiento.

Con el objeto de aclarar lo anterior, se propone el siguiente algoritmo para la determinación de las constantes de equilibrio.

- a).- Determinar los valores iniciales de  $K_i$  mediante la siguiente expresión:  $\langle 1 \rangle$

$$K_i = \frac{1}{P_r} \exp \left( 5.372697 (1+w_i) \left( 1 - \frac{1}{T_r} \right) \right)$$

- b).- Realizar un balance de materia ó separación instantánea, determinando la fracción mole de líquido (L) y vapor (V), así como la composición de cada una de las fases  $X_i$  y  $Y_i$ .
- c).- Obtener el valor de de las constantes de la Ecuación de Estado de Peng Robinson a las condiciones de presión y temperatura deseada mediante las ecuaciones 3 a 9 y C-1 a C-5.

- c.1. Para cada componente.

$a_{e1}$  de la Ec. (7)  
 $b_{e1}$  de la Ec. (8)

- c.2.  $k_1$  de la Ec. (C-2)

- c.3.  $JR_1$  de la Ec. (C-1)

- c.4.  $a_1$  de la Ec. (9)  
 $b_1 = b_{e1}$

- d).- Calcular el parámetro  $a_{12}$ , utilizando la Ec.(C-6) y las tablas de coeficientes de interacción binaria que se muestran en el apéndice B.

e).- Determinar las constantes a y b de la mezcla en las fases de líquido y vapor, mediante el uso de las ecuaciones (C-4) y (C-5); utilizando X para la fase líquida y Y para la fase vapor. De lo anterior se obtiene:  $a_L, b_L, a_V, b_V$ .

f).- Obtener el valor de Z para la fase líquida ( $Z_L$ ) y vapor ( $Z_V$ ), resolviendo para cada fase las ecuaciones 5, 6 y 4, sustituyendo:

a, b, A, B y Z por  $a_L, b_L, A_L, B_L$  y  $Z_L$  para la fase líquida

a, b, A, B y Z por  $a_V, b_V, A_V, B_V$  y  $Z_V$  para la fase vapor.

g).- Determinar la fugacidad del componente i, para la fase líquida ( $f_{L,i}$ ) y vapor ( $f_{V,i}$ ), utilizando la Ec. (C-3) en la cual además de las sustituciones de variables indicadas en el inciso f), se deberán efectuar los siguientes cambios:

A, B por  $A_L$  y  $B_L$  para la fase líquida.

$X_i, A, B$  por  $Y_i, A_V$  y  $B_V$  para la fase vapor.

h).- Con lo anterior se tendrá la fugacidad por componente en cada fase, debiéndose cumplir que:

$$\frac{f_{L,i}}{f_{V,i}} - 1 \leq \text{tolerancia}$$

En el caso afirmativo las constantes  $K_i$  propuestas en el inciso a) son las correctas y el proceso termina. En caso contrario, se ajustarán las  $K_i$  mediante la Ec. (C-7) y se regresará al inciso b), repitiendo el proceso hasta que se alcance la convergencia.

$$K_i^{n+1} = K_i^n \frac{f_{L,i}}{f_{V,i}} \quad \text{----- (C-7)}$$

Donde n es el nivel de iteración.

## C.2. Cálculo de la entalpía a partir de la ecuación de Peng Robinson.

La entalpía específica de las dos fases se obtiene de la siguiente relación termodinámica aplicada a cada una de ellas.

$$H - H^* = R T (Z-1) + \int_{-}^{\infty} \left( T \left( \frac{dP}{dT} \right) - P \right) dv \quad \text{-----(C-8)}$$

Donde:

- H Es la entalpía específica (BTU/lb-mole)
- H\* Es la entalpía correspondiente a las condiciones ideales (BTU/lb-mole)
- H-H\* Es la entalpía referida al estado ideal (BTU/lb-mole)

Para cada componente,  $H_i^*$  se obtiene de un polinomio en temperatura, el cual fue propuesto por Passut y Danner.<sup><14></sup>

$$H_i^* = A + BT + CT^2 + DT^3 + ET^4 + FT^5 \quad \text{-----(C-9)}$$

Donde: A, B, C, D, E y F son los coeficientes de correlación (ver apéndice B).

- T Es la temperatura en °R
- $H_i^*$  Es la entalpía del componente i correspondiente al estado ideal (BTU/lb)

Para la mezcla, en cada una de las fases,  $H^*$  se obtiene de la siguiente expresión:

$$H^* = \sum X_i P M_i H_i^* \quad \text{------(C-10)}$$

Donde:  $X_i$  Es la fracción mole del componente i en la fase líquida y que deberá cambiarse por  $Y_i$  cuando se trabaje en la fase vapor.

$P M_i$  Es el peso molecular del componente i.

Combinando la ecuación de Peng - Robinson con la Ec. (C-8) se tiene:

$$H - H^* = R T (Z-1) + \frac{T \frac{da}{dT} - a}{2\sqrt{2} b} \ln \frac{Z+2.414 B}{Z-0.414 B} \quad \text{-----}(C-10)$$

Donde:

$$\frac{da}{dT} = -\sum_i \sum_j X_i X_j (1-\beta_{ij}) (a_{ei} a_{ej})^{-0.5} \left( \frac{\Omega_j^{-0.5} k_{ij}}{2T_{ci} T_{ri}^{-0.5}} + \frac{\Omega_i^{-0.5} k_{ij}}{2T_{cj} T_{rj}^{-0.5}} \right) \quad \text{-----}(C-11)$$

En la Ec. (C-11)  $\Omega_j$  y  $k_{ij}$  están dadas por las ecuaciones (C-1) y (C-2) respectivamente.

Para calcular la entalpia de la fase liquida (HL) y vapor (Hv) se utiliza la Ec. (C-10) aplicando las sustituciones de variables que se mencionan en los incisos e), f) y g) del algoritmo para la determinación de las constantes de equilibrio  $K_i$ .

Finalmente, la entalpia especifica de la mezcla en BTU/lb-mole se calcula con:

$$H_m = L H_L + (1-L) H_V \quad \text{-----}(C-12)$$

A P E N D I C E " D "

La correlación que desarrollaron Lohrenz, Bray y Clark <sup>(\*)</sup> para determinar la viscosidad del líquido a las condiciones de presión y temperatura deseadas, partiendo de la composición, involucra una serie de expresiones, que se detallan en la secuencia de cálculo que se propone para la determinación de la viscosidad de la fase líquida.

- a).- Determinar la temperatura reducida y la  $\epsilon_i$  de cada componente.

$$T_{ri} = T / T_{ci}$$

$$\epsilon_i = \frac{T_{ci}^{1/4}}{P_{Mi}^{1/2} P_{c2}^{1/2}}$$

- b).- Calcular la  $u_i^*$  para cada componente mediante las siguientes expresiones.

Para  $T_{ri} < 1.5$

$$u_i^* = \frac{0.00034 T_{ri}^{0.74}}{\epsilon_i}$$

Para  $T_{ri} \geq 1.5$

$$u_i^* = \frac{0.0001778(4.58 T_{ri} - 1.67)^{0.74}}{\epsilon_i}$$

- c).- Calcular la  $u^*$  para la mezcla.

$$u^* = \frac{\sum X_i u_i^* (P_{Mi})^{0.5}}{\sum X_i (P_{Mi})^{0.5}}$$

- d).- Determinar el volumen crítico para el componente hipotético.

$$v_c = 21.573 + 0.015112 P_M - 27.656(SG) + 0.070615 P_M (SG)$$

$\frac{c^+}{c^+} \quad \frac{c^+}{c^+} \quad \frac{c^+}{c^+} \quad \frac{c^+}{c^+} \quad \frac{c^+}{c^+}$

Donde SG es la densidad relativa del componente hipotético.

e).- Calcular la densidad crítica de la mezcla.

$$D_c = \frac{1}{\sum [X_i v_{ci}] + \sum \frac{X_i v_c}{c^+}}$$

Donde la sumatoria es para todas las i diferentes a la i del c<sup>+</sup>

f).- Calcular la densidad reducida de la mezcla.

$$D_{rL} = D_L / D_c$$

g).- Calcular la ε para la mezcla.

$$\epsilon = \frac{[\sum (X_i T_{ci})]^{1/2}}{[\sum X_i P_{Mi}]^{1/2} [\sum X_i P_{ci}]^{2/3}}$$

h).- Finalmente, calcular la viscosidad del líquido con:

$$u = \frac{0.1023 + 0.023364Dr + 0.058533Dr^2 - 0.040758Dr^3 + 0.0093324Dr^4}{\epsilon} - 0.0001$$

Donde la u está dada en c.p.

**A P E N D I C E " E "**

**INSTRUCTIVO DE CAPTURA DE DATOS**



PAR EL NÚMERO DE SEGMENTOS EN LA RED

?  
SEGMENTO No 1  
DIAMETRO INTERIOR EN Pp  
?

34.50  
DIAMETRO EXTERIOR INCLUIDA LA PROTECCION  
DE LA TUBERIA EN Pp

?  
40.0  
TEMPERATURA DEL ENTORNO DE LA TUBERIA EN °C  
?

28.89  
COEFICIENTE GENERAL DE TRANSFERENCIA DE CALOR  
BTU/P2 H °F

?  
1.25  
SEGMENTO No 2  
DIAMETRO INTERIOR EN Pp

?  
34.50  
DIAMETRO EXTERIOR INCLUIDA LA PROTECCION  
DE LA TUBERIA EN Pp

?  
40.0  
TEMPERATURA DEL ENTORNO DE LA TUBERIA EN °C  
?

28.89  
COEFICIENTE GENERAL DE TRANSFERENCIA DE CALOR  
BTU/P2 H °F

?  
.5  
SEGMENTO No 3  
DIAMETRO INTERIOR EN Pp

?  
34.50  
DIAMETRO EXTERIOR INCLUIDA LA PROTECCION  
DE LA TUBERIA EN Pp

?  
40.0  
TEMPERATURA DEL ENTORNO DE LA TUBERIA EN °C  
?

28.89  
COEFICIENTE GENERAL DE TRANSFERENCIA DE CALOR  
BTU/P2 H °F

?  
1.25

SEGMENTO No 4

DIAMETRO INTERIOR EN Pg

?

34.50

DIAMETRO EXTERIOR INCLUIDA LA PROTECCION  
DE LA TUBERIA EN Pg

?

40.0

TEMPERATURA DEL ENTORNO DE LA TUBERIA EN °C

?

28.89

COEFICIENTE GENERAL DE TRANSFERENCIA DE CALOR

BTU/P2 H °F

?

1.25

SEGMENTO No 5

DIAMETRO INTERIOR EN Pg

?

34.50

DIAMETRO EXTERIOR INCLUIDA LA PROTECCION  
DE LA TUBERIA EN Pg

?

40.0

TEMPERATURA DEL ENTORNO DE LA TUBERIA EN °C

?

28.89

COEFICIENTE GENERAL DE TRANSFERENCIA DE CALOR

BTU/P2 H °F

?

1.5

SEGMENTO No 6

DIAMETRO INTERIOR EN Pg

?

34.38

DIAMETRO EXTERIOR INCLUIDA LA PROTECCION  
DE LA TUBERIA EN Pg

?

40

TEMPERATURA DEL ENTORNO DE LA TUBERIA EN °C

?

37.78

COEFICIENTE GENERAL DE TRANSFERENCIA DE CALOR

BTU/P2 H °F

?

1.2

POR CADA NODO DAR LA SIG. INFORMACION

NODO No 1  
COORDENADAS (X,Y) CON REFERENCIA AL NIVEL DEL MAR Y  
EN EL SENTIDO DEL FLUJO, EN KM

?

0.0,0.01506

INDIQUE SI DESEA EXTRACCION DE LIQUIDOS EN EL NODO, SI o NO

?

NO

NODO No 2  
COORDENADAS (X,Y) CON REFERENCIA AL NIVEL DEL MAR Y  
EN EL SENTIDO DEL FLUJO, EN KM

?

0.0 -0.04450

INDIQUE SI DESEA EXTRACCION DE LIQUIDOS EN EL NODO, SI o NO

?

NO

NODO No 3  
COORDENADAS (X,Y) CON REFERENCIA AL NIVEL DEL MAR Y  
EN EL SENTIDO DEL FLUJO, EN KM

?

6.241,-0.04450

INDIQUE SI DESEA EXTRACCION DE LIQUIDOS EN EL NODO, SI o NO

?

NO

NODO No 4  
COORDENADAS (X,Y) CON REFERENCIA AL NIVEL DEL MAR Y  
EN EL SENTIDO DEL FLUJO, EN KM

?

6.241,0.01506

INDIQUE SI DESEA EXTRACCION DE LIQUIDOS EN EL NODO, SI o NO

?

NO

NODO No 5  
COORDENADAS (X,Y) CON REFERENCIA AL NIVEL DEL MAR Y  
EN EL SENTIDO DEL FLUJO, EN KM

?

6.241,-0.04084

INDIQUE SI DESEA EXTRACCION DE LIQUIDOS EN EL NODO, SI o NO

?

NO

NODO No 6  
COORDENADAS (X,Y) CON REFERENCIA AL NIVEL DEL MAR Y  
EN EL SENTIDO DEL FLUJO, EN Km

?

83.686,0.0

INDIQUE SI DESEA EXTRACCION DE LIQUIDOS EN EL NODO, SI o NO

?

SI

NODO No 7  
COORDENADAS (X,Y) CON REFERENCIA AL NIVEL DEL MAR Y  
EN EL SENTIDO DEL FLUJO, EN Km

?

199.146,0.0

INDIQUE SI DESEA EXTRACCION DE LIQUIDOS EN EL NODO, SI o NO

?

NO

INFORMACION SOBRE ETAPAS DE COMPRESION

PRESION Y TEMP EN Kg/Cm2 MAN. Y °C DE LA VASIJA No 1

?

5.30,53

PRESION Y TEMP EN Kg/Cm2 MAN. Y °C DE LA VASIJA No 2

?

32.2,67

PRESION Y TEMP EN Kg/Cm2 MAN. Y °C DE LA VASIJA No 3

?

78,64

FRACCION MOLL DE LA COMPOSICION DE LA MEZCLA

H2S

?

.0658

CO2

?

.0385

N2

?

.0058

METANO

?

.5010

ETANO

?

.1717

PROPANO

?

.1209

I-BUTANO

?

.0145

N-BUTANO

?

.0403

I-PENTANO

?

.01

N-PENTANO

?

.0140

EXANO+

?

.0195

FINALMENTE DAR EL GASTO DE GAS EN LA ALIMENTACION  
DEL SISTEMA EN M.M.P.C.P.

?

610

A P E N D I C E " F "

LISTADO DEL PROGRAMA

```

10 STORE "REGIO" IN REGIO
20 DIM FZ(15), K1(15), K2(15), Y(15), X(15), P(15), VC(15), PH(15), FA(15), AC
(15), BT(15), GAMA(15), B(15), A(15), D(15), E(15), F(15), FL(15), FG(15), ZZ(3),
KK(15), ALFA(15)
30 DIM FEED(15), ENTA(15), ENIN(15), HA(15), HB(15), HC(15), HD(15), HE(1
5), HF(15), HG(15), MUSTA(15), PRUA(15), D1(15), JETA(14), LONG(14), CX(15
), CY(15)
40 DIM SENTIDO(14), IMPRE(30,14), FLUJO(39,10), U(14), D(14), DO(14), TS(14)
, EXTR*(14), PIE(5), TIE(5), FZZ(15), COMPON*(15), VASIJA*(5)
50 RASTREO=0 ! SI RASTREO = 1 IMPRIME RESULTADOS PARCIALES Y TABLAS DE
FACTORES
60 VASIJA*(1)="V-101" & VASIJA*(2)="V-102" & VASIJA*(3)="V-103"
70 COMPON*(1)="H2S" & COMPON*(2)="CO2" & COMPON*(3)="N2" & COMPON*(
4)="METANO" & COMPON*(5)="ETANO"
80 COMPON*(6)="PROPANO" & COMPON*(7)="I-BUTANO" & COMPON*(8)="N-BUTAN
O" & COMPON*(9)="I-PENTANO" & COMPON*(10)="N-PENTANO" & COMPON*(11)="E
XANO"
90 CLEAR @ PAGESIZE 24
100 TRACE VAR DELP, H2EB, H2, H1
110 DEG
120 R=.0820597
130 N=11
140 DISP "DAR EL NUMERO DE SEGMENTOS EN LA RED"
150 INPUT NUNOD
160 NUNOD=NUNOD+1
170 FOR I=1 TO NUNOD-1
180 DISP "SEGMENTO No ", I
190 DISP "DIAMETRO INTERIOR EN Pg "
200 INPUT D(I)
210 DISP "DIAMETRO EXTERIOR INCLUIDA LA PROTECCION"
220 DISP "DE LA TUBERIA EN Pg"
230 INPUT DO(I)
240 DISP "TEMPERATURA DEL ENTORNO DE LA TUBERIA EN oC"
250 INPUT TS(I)
260 DISP "COEFICIENTE GENERAL DE TRANSFERENCIA DE CALOR"
270 DISP " BTU/P2 H oF"
280 INPUT U(I)
290 D(I)=D(I)/12
300 DO(I)=DO(I)/12
310 TS(I)=TS(I)*1.8+32
320 NEXT I
330 DISP "POR CADA NUDO DAR LA SIG. INFORMACION"
340 FOR I=1 TO NUNOD
350 DISP "NODO No ", I
360 DISP "COORDENADAS (X,Y) CON REFERENCIA AL NIVEL DEL MAR Y"
370 DISP "EN EL SENTIDO DEL FLUJO, EN KM"
380 INPUT CX(I), CY(I)
390 DISP " INDIQUE SI DESEA EXTRACCION DE LIQUIDOS EN EL NUDO, SI o NO
"
400 INPUT EXTR*(I)
410 NEXT I
420 DISP "INFORMACION SOBRE ETAPAS DE COMPRESION"
430 FOR I=1 TO 3
440 DISP "PRESION Y TEMP EN Kg/Cm2 MAN. Y oC DE LA VASIJA No ", I
450 INPUT PIE(I), TIE(I)
460 PIE(I)=PIE(I)*.96784
470 TIE(I)=TIE(I)+273.15
480 NEXT I
490 DISP "FRACCION MOLE DE LA COMPOSICION DE LA MEZCLA"
500 FOR I=1 TO 11
510 DISP COMPON*(I)
520 INPUT FZ(I)
530 NEXT I

```

```

550 FOR I=1 TO 11
560 AFZ=AFZ+FZ(I)
570 NEXT I
580 IF AFZ=1 THEN 590 ELSE DISP "LA SUMATORIA ES DIFERENTE DE 1.0" @ G
OTO 490
590 DISP " FINALMENTE DAP EL GASTO DE GAS EN LA ALIMENTACION"
600 DISP " DEL SISTEMA EN M.M.P.C.D."
610 INPUT GASTO
620 GASTO=GASTO/32.7456 ! GASTO LN LB-MOLE/SEG
630 LET TIN,T,TT=TT(3) ! GRADOS KELVIN
640 LET PIN,P,PI=PI(3) ! ATMOSFERAS
650 GOSUB 4750 ! PARAM
660 GOSUB ETACOMP
670 GOSUB 6890 ! KINI
680 GOSUB 2540 ! FUGA
690 H1=HF
700 FOR I=1 TO NUNOD-1
710 DISTZ(I)=SQR ((CX(I)-CX(I+1))^2+(CY(I)-CY(I+1))^2) ! KILOMETROS
720 IF CX(I)-CX(I+1)=0 AND CY(I+1)/CY(I) THEN TETA(I)=-90 @ GOTO 750 E
LSE 730
730 IF CX(I)-CX(I+1)=0 AND CY(I+1)/CY(I) THEN TETA(I)=90 @ GOTO 750
740 TETA(I)=ATN (CY(I+1)-CY(I))/(CX(I+1)-CX(I))
750 IF CY(I+1)<CY(I) THEN SENTIDO(I)=1 @ GOTO 780 ELSE 760
760 IF CY(I+1)=CY(I) THEN SENTIDO(I)=0 @ GOTO 780 ELSE 770
770 IF CY(I+1)>CY(I) THEN SENTIDO(I)=-1
780 NEXT I
790 PRINT USING 600 ; "LONGITUD","INCREM","PRESION","FLUJO"," CAIDA
","TEMPERATURA","CULGANIENTO","DENSIDADES"
800 IMAGE 5(3X,90),2(3X,120),5X,120
810 PRINT USING 620 ; "LONG","LONG","FINAL","DE PRESION","FINAL","S/R
ESB","C/RESB","LIQUIDO","GAS"
820 IMAGE 3(3X,90),1X,100,5X,60,5X,60,1X,60,4X,30,6X,30
830 PRINT USING 640 ; "M", "M", "Kg/cm2", "Kg/cm2", "oC", "gr/cm2", "gr/
cm2"
840 IMAGE 3(3X,90),1X,60,8X,20,24X,60,2X,60
850 LONGT=0
860 IN=0
870 FOR LOOP=1 TO NUNOD-1
880 LONG(L00P)=0
890 IF ABS (TETA(L00P))=90 THEN 900 ELSE 1560
900 INCR=DISTZ(L00P)*1000 ! INCRE EN METROS
910 DELT=.0022710000 ! DEL EN GOND E
920 DELP=.157225*INCR*(SENTIDO(L00P)) ! DELP EN ATM.
930 LET I, I2=I1+DELT
940 LET P, P2=PI -DELP
950 T=T2
960 IF L=0 THEN GOSUB 6890 @ GOTO 990 ! KINI
970 GOSUB 2540 ! FUGA
980 H2=HF
990 T=(T1+T2)/2
1000 P=(P1+P2)/2
1010 GOSUB 2540 ! FUGA
1020 Q=U(L00P)*PHX*((1.8*(T1+T2)-919.34)/2-TS(L00P))*3.1416*DO(L00
P)*INCR*3.28/(GASTO*PHX*3600)
1030 H2EB=H1-Q-PHX*DISTZ(L00P)*1000*3.28/778
1040 DIFE=H2EB-H2
1050 DIFA=DIFE
1060 IF ABS (DIFE)<.1 OR ABS (DELT)<.01 THEN 1230 ELSE DELT=.5*DELT @ G
OTO 1070
1070 IF DIFE<0 THEN I2=I2-DELT @ GOTO 1080 ELSE T2=T2+DELT @ GOTO 1080
1080 T=T2
1090 GOSUB 2540 ! FUGA
1100 H2=HF

```



```

1120 F=PI*12772
1130 GOSUB 2540 ! FUGA
1140 Q=U(LOOP)*PMM*((1.8*(T1+T2)-919.34)/2-(S(LOOP)))*3.1416*DO(LOO
P)*INCR*3.28/(GASTO*PMM*3500)
1150 H2EB=H1-Q-PMM*DISTZ(LOOP)*1000*3.28/778
1160 DIFE=H2EB-H2
1170 IF ABS(DIFE)<1 OR ABS(DELT)<.01 THEN 1230 ELSE DELT=.5*DELT @ G
OTO 1180
1180 IF DIFE*DIFA<0 THEN 1190 ELSE 1200
1190 IF DIFE<0 THEN T2=T2-DELT @ GOTO 1210 ELSE T2=T2+DELT @ GOTO 1210

1200 IF DIFE>0 THEN DELT=DELT*2 @ T2=T2+DELT @ GOTO 1210 ELSE DELT=DEL
T*2 @ T2=T2-DELT @ GOTO 1210
1210 DIFA=DIFE
1220 GOTO 1000
1230 GOSUB 5710 ! BEGUSYBRILL
1240 IF ABS(DELP-DELP0/14.696)<.001 THEN 1280
1250 DELP=DELP0/14.696
1260 DELT=ABS(T1-T2)
1270 GOTO 930
1280 P2=P1-DELP0/14.696 ! P2 EN ATMOSFERAS
1290 P1=P2 @ T1=T2 @ H1=H2
1300 LONGT=LONGT+DISTZ(LOOP)*1000 ! LONGITUD TOTAL EN METROS
1310 IM=IM+1
1320 PRINT USING 1330 ; LONGT,INCR,P2*1.0332,FLU$,DELP0/14.223,T2-273
.15,LAMDA,HLTET,DEPL*.01601866,DENG*.01601866
1330 IMAGE 7D,2D,3X,5D,2D,5X,3D,4D,6X,5A,8X,2D,4D,6X,3D,2D,6X,D,4D,1X,
D,4D,3X,D,4D,2X,D,4D,3X
1340 IMPRE(IM,1)=LONGT
1350 IMPRE(IM,2)=INCR
1360 IMPRE(IM,3)=P2*1.0332
1370 IMPRE(IM,4)=DELP0/14.223
1380 IMPRE(IM,5)=T2-273.15
1390 IMPRE(IM,6)=LAMDA
1400 IMPRE(IM,7)=HLTET
1410 IMPRE(IM,8)=DEPL*.01601866
1420 IMPRE(IM,9)=DENG*.01601866
1430 FLUJ$(IM,10)=FLU$
1440 IF EXTR$(LOOP)="SI" THEN 1450 ELSE 1550
1450 T=T1 @ P=P1 @ L=L
1460 GOSUB 2540 ! FUGA
1470 GASTO=GASTO+V
1480 FOR I=1 TO N
1490 FZ(I)=Y(I)
1500 X(I)=0
1510 NEXT I
1520 GOSUB 6890 ! KINI
1530 GOSUB 2540 ! FUGA
1540 H1=HF
1550 GOTO 2480
1560 INCR=10000 ! INCREMENTO EN METROS
1570 DELT=.0003*INCR ! DELT EN GRAD C
1580 DELP=.0005*.223*INCR ! DELP EN ATMOSFERAS
1590 DELT=.0003*INCR ! DELT EN GRAD C
1600 LET T,T2=T1-DELT
1610 LET P,P2=P1-DELP
1620 T=T2
1630 IF L=0 THEN GOSUB 6890 @ GOTO 1640 ! KINI
1640 GOSUB 2540 ! FUGA
1650 H2=HF
1660 T=(T1+T2)/2
1670 P=(P1+P2)/2
1680 GOSUB 2540 ! FUGA

```

```

1690 Q=U(LOOP)*PMM*((1.8*(T1+T2)-919.34)/2-TS(LOOP))*3.1416*DO(LOO
P)*INCRE*3.28/(GASIO*PMM*3600)
1700 H2EB=H1-Q-PMM*INCRE*3.28*ABS (SIN (TETA(LOOP)))/778
1710 DIFE=H2EB-H2
1720 DIFA=DIFE
1730 IF ABS (DIFE)<1 OR ABS (DELTA)<.01 THEN 1900 ELSE DELT=.5*DELT @ G
OTO 1740
1740 IF DIFE<0 THEN T2=T2-DELT @ GOTO 1750 ELSE T2=T2+DELT @ GOTO 1750

1750 T=T2
1760 GOSUB 2540 ! FUGA
1770 H2=HF
1780 T=(T1+T2)/2
1790 P=(P1+P2)/2
1800 GOSUB 2540 ! FUGA
1810 Q=U(LOOP)*PMM*((1.8*(T1+T2)-919.34)/2-TS(LOOP))*3.1416*DO(LOO
P)*INCRE*3.28/(GASIO*PMM*3600)
1820 H2EB=H1-Q-PMM*INCRE*3.28*ABS (SIN (TETA(LOOP)))/778
1830 DIFE=H2EB-H2
1840 IF ABS (DIFE)<1 OR ABS (DELTA)<.01 THEN 1900 ELSE DELT=.5*DELT @ G
OTO 1850
1850 IF DIFE*DIFA<0 THEN 1860 ELSE 1870
1860 IF DIFE<0 THEN T2=T2-DELT @ GOTO 1880 ELSE T2=T2+DELT @ GOTO 1880

1870 IF DIFE>0 THEN DELT=2*DELT @ T2=T2+DELT @ GOTO 1880 ELSE DELT=2*D
ELT @ T2=T2-DELT @ GOTO 1880
1880 DIFA=DIFE
1890 GOTO 1750
1900 GOSUB 5710 ! BEGGSYBRILL
1910 IF ABS (DELP-DELPC/14.696)<.05 THEN 1940
1920 DELP=DELPC/14.696
1930 GOTO 1590
1940 LONG(LOOP)=LONG(LOOP)+INCRE
1950 LONGT=LONGT+INCRE
1960 IF LONG(LOOP)<DIS(Z(LOOP)*1000 THEN 1970 ELSE 2170
1970 DELP=P1-P2
1980 P1=P2 @ T1=T2 @ H1=H2
1990 PRINT USING 1330 ; LONGT,INCRE,P2*1.0332,FLU$,DELPC/14.223,T2-273
.15,LAMDA,HLTET,DENL*.01601866,DENG*.01601866
2000 IM=IM+1
2010 IMPRE(IM,1)=LONGT
2020 IMPRE(IM,2)=INCRE
2030 IMPRE(IM,3)=P2*1.0332
2040 IMPRE(IM,4)=DELPC/14.223
2050 IMPRE(IM,5)=T2-273.15
2060 IMPRE(IM,6)=LAMDA
2070 IMPRE(IM,7)=HLTET
2080 IMPRE(IM,8)=DENL*.01601866
2090 IMPRE(IM,9)=DENG*.01601866
2100 FLU$(IM,10)=FLU$
2110 IF L=0 THEN 2120 ELSE 2160
2120 T=T1 @ P=P1
2130 GOSUB 6390 ! R1R1
2140 GOSUB 2540 ! FUGA
2150 H1=HF
2160 GOTO 1590
2170 DIFLON=LONG(LOOP)-DIS(Z(LOOP)*1000
2180 IF ABS (DIFLON)<=.01 THEN 2240
2190 LONG(LOOP)=LONG(LOOP)-INCRE
2200 LONGT=LONGT-INCRE
2210 DELP=(P1-P2)/INCRE*(INCRE-DIFLON) @ DELT=ABS (T1-T2)/INCRE*(INCRE
-DIFLON)
2220 THERE=INCRE-DIFLON

```

```

2240 P1=P2 @ T1=T2 @ H1=H2
2250 IM=IM+1
2260 IMPRE(IM,1)=LONGI
2270 IMPRE(IM,2)=INCRE
2280 IMPRE(IM,3)=P2*1.0332
2290 IMPRE(IM,4)=DELPC/14.223
2300 IMPRE(IM,5)=T2-273.15
2310 IMPRE(IM,6)=LAMDA
2320 IMPRE(IM,7)=HLTET
2330 IMPRE(IM,8)=DENL*.01601866
2340 IMPRE(IM,9)=DENG*.01601866
2350 FLUJ*(IM,10)=FLU*
2360 PRINT USING 1330 ; LONGI, INCRE, P2*1.0332, FLU*, DELPC/14.223, T2-273
    .15, LAMDA, HLTET, DENL*.01601866, DENG*.01601866
2370 IF EXTR*(LOOP)="SI" THEN 2300 ELSE 2480
2380 T=T1 @ P=P1 @ L=0
2390 GOSUB 2540 ! FUGA
2400 GASTO=GASTO*V
2410 FOR I=1 TO N
2420 FZ(I)=Y(I)
2430 X(I)=0
2440 NEXT I
2450 GOSUB 6890 ! KINI
2460 GOSUB 2540 ! FUGA
2470 H1=HF
2480 NEXT LOOP
2490 DISP "CALCULOS TERMINADOS, PULSE CUALQUIER TECLA"
2500 DISP "PAR IMPRIMIR RESULTADOS"
2510 INPUT FIN*
2520 GOSUB IMPRESION
2530 END
2540 FUGA:
2550 LET PMM, PPC, TPC=0
2560 FOR I=1 TO N
2570 PMM=PMM+FZ(I)*PM(I)
2580 PPC=PPC+FZ(I)*PC(I)
2590 TPC=TPC+FZ(I)*TC(I)
2600 ALFA(I)=1+KK(I)*(1-SQR (1/PC(I)))
2610 NEXT I
2620 LET al, ag, bl, bg=0
2630 FOR I=1 TO N
2640 bl=bl+X(I)*BI(I)
2650 bg=bg+Y(I)*BII(I)
2660 FOR J=1 TO N
2670 A(I,J)=ACR(I,J)*ALFA(I)*ALFA(J)
2680 al=al+X(I)*X(J)*A(I,J)
2690 ag=ag+Y(I)*Y(J)*A(I,J)
2700 NEXT J
2710 NEXT I
2720 ! CALCULO DE A, B PARA EL POLINOMIO DE TERCER GRADO AA Y BB
2730 AAL=al*P/R^2/1^2 @ AAG=ag*P/R^2/1^2
2740 BBL=bl*P/R/T @ BBG=bg*P/R/T
2750 AA=AAL @ BB=BBL
2760 IF L=0 THEN 2870
2770 GOSUB 3490 ! POLIL
2780 Z=ZL @ a=al @ b=bl
2790 FOR I=1 TO N
2800 FEED(I)=X(I)
2810 NEXT I
2820 GOSUB 3690 ! FUGACIDAD
2830 FOR I=1 TO N
2840 FL(I)=F(I)

```

```

2860 ! CALCULA EL POLINOMIO PARA Z Y OBTIENE Z PARA EL GAS ZG
2870 AA=AAG @ BB=BBG
2880 GOSUB 3590 ! POLIC
2890 Z=ZG @ a=ag @ b=bg
2900 FOR I=1 TO N
2910 FEED(I)=Y(I)
2920 NEXT I
2930 GOSUB 3690 ! FUGACIDAD
2940 FOR I=1 TO N
2950 FG(I)=F(I)
2960 NEXT I
2970 IF L=0 THEN 3140
2980 FOR I=1 TO N
2990 KI(I)=KI(I)*FL(I)/FG(I)
3000 NEXT I
3010 SUM=0
3020 FOR I=1 TO N
3030 SUM=SUM+(FL(I)/FG(I)-1)^2
3040 NEXT I
3050 IF SUM<.0001 THEN GOSUB 3200 @ GOTO 3060 ELSE GOSUB 3250 @ GOTO 2
3060 FOR I=1 TO N
3070 FEED(I)=X(I)
3080 NEXT I
3090 Z=ZL @ a=a1 @ b=b1 @ BB=BBL
3100 GOSUB 3850 ! H_H
3110 GOSUB 4040 ! HID
3120 VOLMOL=VOLMOLE*16.01866 ! P3/LB-MOL
3130 HL=HID+DH @ SL=SID+DS
3140 FOR I=1 TO N
3150 FEED(I)=Y(I)
3160 NEXT I
3170 Z=ZG @ a=ag @ b=bg @ BB=BBG
3180 GOSUB 3850 ! H_H
3190 GOSUB 4040 ! HID
3200 VOLMOG=VOLMOLE*16.01866 ! P3/LB-MOL
3210 HG=HID+DH @ SG=SID+DS
3220 HF=HL*L+HG*V
3230 SF=SL*L+SG*V
3240 RETURN
3250 FLASH: ! SUBROUTINA PARA EFECTUAR EL BALANCE DE MATERIA CON EL
3260 ! VERGENCIA DE NEWTON RAPHSON
3270 L=.1
3280 VER1=0 @ VER2=0
3290 FOR I=1 TO N
3300 VER1=VER1+FZ(I)/KI(I) @ VER2=VER2+FZ(I)*KI(I)
3310 NEXT I
3320 IF VER1>1 THEN 3330 ELSE L=0 @ ZL=0 @ V=1 @ GOTO 3340
3330 IF VER2>1 THEN 3350
3340 DISP "NO SE ENCUENTRA EN LA REGION DE DOS FASES" @ BEEP 10,250
@ GOTO 3480
3350 SUM1=0 @ SUM2=0
3360 FOR I=1 TO N
3370 SUM1=SUM1+FZ(I)/(1-(1-1/KI(I))*L)
3380 SUM2=SUM2+(1-1/KI(I))*FZ(I)/(1-(1-1/KI(I))*L)^2
3390 NEXT I
3400 F=SUM1-1
3410 IF ABS(F)<.00001 THEN 3440
3420 L=L-F/SUM2
3430 GOTO 3350
3440 V=1-L
3450 FOR I=1 TO N
3460 X(I)=FZ(I)/(L+KI(I)*V) @ Y(I)=KI(I)*X(I)
3470 NEXT I

```

```

3490 POLIL:
3500 C1=1-BB @ C2=AA-3*BB^2-2*BB @ C3=AA*BB-BB^2-BB^3
3510 Z1=0
3520 Z=Z1 @ ICON=0
3530 FUNZ=Z^3-C1*Z^2+C2*Z-C3
3540 DFUNZ=3*Z^2-2*C1*Z+C2
3550 IF ICON>100 THEN Z1=Z1+.1 @ GOTO 3520
3560 IF ABS (FUNZ)<.00001 THEN 3570 ELSE Z=Z-FUNZ/DFUNZ @ ICON=ICON+1
@ GOTO 3530
3570 IF Z>0 THEN ZL=Z @ GOTO 3580 ELSE Z1=Z1+.1 @ GOTO 3520
3580 RETURN
3590 POLIG:
3600 C1=1-BB @ C2=AA-3*BB^2-2*BB @ C3=AA*BB-BB^2-BB^3
3610 Z1=2
3620 Z=Z1 @ ICON=0
3630 FUNZ=Z^3-C1*Z^2+C2*Z-C3
3640 DFUNZ=3*Z^2-2*C1*Z+C2
3650 IF ICON>100 THEN Z1=Z1-.1 @ GOTO 3620
3660 IF ABS (FUNZ)<.00001 THEN 3670 ELSE Z=Z-FUNZ/DFUNZ @ ICON=ICON+1
@ GOTO 3630
3670 IF Z>0 THEN ZG=Z @ GOTO 3680 ELSE DISP "Z MAXIMA NEGATIVA",Z
3680 RETURN
3690 FUGACIDAD:
3700 ZMB=ABS (Z-BB)
3710 ALN=-LOG (ZMB)
3720 BLN=AA*LOG ((Z+CC2*BB)/(Z+CC1*BB))/BB/(CC2-CC1)
3730 FOR K=1 TO N
3740     ALNFXP=ALN*(Z-1)*BT(K)/b
3750     SUM=0
3760     FOR I=1 TO N
3770         SUM=SUM+FEED(I)*G(I,K)
3780     NEXT I
3790     S=2*SUM/a-BI(K)/b
3800     ALNFXP=ALNFXP-BLN*S
3810     FXP=EXP (ALNFXP)
3820     F(K)=FXP*FEED(K)*P
3830 NEXT K
3840 RETURN
3850 H_H:
3860 ! CALCULA LA ENTALPIA (H-H*)
3870 SUM=0
3880 FOR I=1 TO N
3890     FOR J=1 TO N
3900         SUM=SUM+FEED(I)*FEED(J)*ACR(I,J)*(ALFA(J)*KR(I)/2/TC(I)/R
QR (T/TC(I))+ALFA(I)*KR(J)/2/TC(J)/5QR (T/TC(J)))
3910     NEXT J
3920 NEXT I
3930 SUM=-SUM
3940 ON ERROR GOTO 4020
3950 DH=R*T*(Z-1)+(1*SUM-a)/(CC1-CC2)/b*LOG ((Z+CC1*BB)/(Z+CC2*BB))
3960 DH=DH*1.8*24.2017
3970 VOLMOLE=Z*R*T/P
3980 ALN1=-(R*LOG (R*T/VOLMOLE))
3990 ALN2=R*LOG (1-b/VOLMOLE)
4000 SDEP=ALN1+ALN2+SUM*ALN/b
4010 DS=SDEP*24.2017
4020 OFF ERROR
4030 RETURN

```

```

4040 HID:
4050 ! CALCULA LA ENTALPIA Y ENTROPIA TOTALES
4060 TK=T*1.8
4070 HID=0 @ SID=0
4080 FOR I=1 TO N
4090     ENTAID(I)=HA(I)+(HB(I)+(HC(I)+(HD(I)+(HE(I)+HF(I)*TK)*TK)*TK)
*TK)*TK
4100     ENTRID(I)=HB(I)*LOG (I)+(HC(I)*2+(HD(I)*1.5+(HE(I)*4/3+HF(I)*
1.25*TK)*TK)*TK)*TK)+HG(I)
4110     HID=HID+FEED(I)*PM(I)*ENTAID(I)
4120     SID=SID+FEED(I)*(ENTRID(I)*PM(I)-1.987*LOG (FEED(I)))
4130 NEXT I
4140 RETURN
4150 PROPFIS:
4160 ! ESTA SUBROUTINA CALCULA LA DENSIDAD Y VISCOSIDAD DE LA FASE
4170 ! LIQUIDA Y GASEOSA, ASI COMO LA TENSION SUPERFICIAL DEL LIQUIDO
4180 ! CALCULO DEL PESO MOLECULAR DE LA FASE LIQUIDA Y GASEOSA
4190 LET PML,PMG,PMN=0
4200     FOR I=1 TO N
4210         PML=PML+X(I)*PM(I)
4220         PMG=PMG+Y(I)*PM(I)
4230         PMN=PMN+Z(I)*PM(I)
4240     NEXT I
4250 IF L=0 THEN DENG=PMG/VOLMOG @ GOTO 4610
4260 ! CALCULO DE LA DENSIDAD DE LA FASE LIQUIDA Y GASEOSA
4270 DENL=PML/VOLMOL ! UNIDADES EN LB/P3
4280 DENG=PMG/VOLMOG
4290 ! CALCULO DE LA VISCOSIDAD DEL LIQUIDO
4300 LET SUM1,SUM2,SUM3,SUM4,SUM5,SUM6=0
4310     FOR I=1 TO N
4320         EPSILON=TC(I)^(1/6)/PM(I)^.5/PC(I)^(2/3)
4330         TK=1/TC(I)
4340         IF TR<1.5 THEN 4350 ELSE 4370
4350         MUSTAR(I)=.00034*TK*.74/EPSILON
4360         GOTO 4380
4370         MUSTAR(I)=.0001778*(4.58*TR-1.67)^(5/8)/EPSILON
4380         SUM1=SUM1+X(I)*MUSTAR(I)*SQR (PM(I)) ! PARA VISC. LIQ
UIDO
4390         SUM2=SUM2+X(I)*SQR (PM(I)) ! PARA VISC. LIQUIDO
4400         SUM3=SUM3+X(I)*TC(I) ! PARA VISC. LIQUIDO
4410         SUM5=SUM5+X(I)*L(I) ! PARA VISC. LIQUIDO
4420         SUM6=SUM6+PRCH(I)*(X(I)*DENL*.01601866/PML-Y(I)*DENG*
.01601866/PMG) ! PARA TENSION SUPERFICIAL
4430     NEXT I
4440     MUS=SUM1/SUM2
4450 ! CALCULO DEL VOLUMEN CRITICO DEL COMPUESTO HIPOTETICO
4460 DRCMAS=.85 ! DENSIDAD RELATIVA DE O7+
4470 VCMAS=21.573+.015112*PM(N)-27.656*DRCMAS+.070615*PM(N)*DRCMAS
4480 ! DETERMINACION DE LA DENSIDAD CRITICA DE LA MEZCLA
4490 SUM=0
4500     FOR I=1 TO N-1
4510         SUM=SUM+X(I)*VC(I)
4520     NEXT I
4530     SUM=SUM+X(N)*VCMAS*.06242/
4540 DENCR=1/SUM ! EN gr-MOL/Lt
4550 ! DETERMINACION DE LA DENSIDAD REDUCIDA DE LA MEZCLA
4560 DENREL=1/(VOLMOL/16.01866)/DENCR
4570 ! DETERMINACION DE EPSILON PARA LA MEZCLA
4580 EPST=SUM3*(1/6)/SQR (PML)/SUM5^(2/3)
4590 ! MUL= VISCOSIDAD DEL LIQUIDO EN LBM/P-SEG
4600     MUL=(MUS+(1.1023+.023364*DENREL+.058533*DENREL^2-.040758*DENRE
L^3+.0093324*DENREL^4)^.14-.0001)/L(PN) *.00067197

```

```

4610 ! DETERMINACION DE LA VISCOSIDAD DEL GAS
4620 TT=T*1.8 ! TEMP EN OK
4630 XX=3.5+986/TT+.01*PMG
4640 YY=2.4-.2*XX
4650 KK=(9.4+.02*PMG)*TT*.5/(209+19*PMG+TT)
4660 ! MUG=VISCOSIDAD DEL GAS EN LBM/P-SEG
4670 MUG=KK*EXP (XX*(DENG*.01601866)^YY)/10000*.00067197
4680 IF L=0 THEN QPL=9 @ DENL=0 @ MUL=0 @ TSO=0 @ GOTO 4730
4690 ! CALCULO DE LA TENSION SUPERFICIAL
4700 ! TSO= TENSION SUPERFICIAL EN DINAS/CM
4710 TSO=SUM6^4
4720 QPL=GASTO*PML/DENLAL ! P3/MG
4730 QPG=GASTO*PMG/DENG*V
4740 RETURN
4750 PARAM:
4760 CC1=1+SQR (2) @ CC2=1-SQR (2)
4770 ! MATRIZ DE PARAMETROS DE INTERACCION DE FIROOZABADI (GAMA(I))
4780 DATA 0, .1, .18, .085, .00, .075, .05, .05, .06, .065, .05
4790 DATA .1, 0, -.02, .1, .15, .135, .13, .13, .13, .125, .11
4800 DATA .10, -.02, .0, .036, .05, .02, .095, .09, .095, .1, .1
4810 DATA .055, .1, .036, 0, 0, 0, 0, 0, 0, 0, 0
4820 DATA .08, .13, .05, 0, 0, 0, 0, 0, 0, 0, 0
4830 DATA .075, .125, .08, 0, 0, 0, 0, 0, 0, 0, 0
4840 DATA .05, .13, .095, 0, 0, 0, 0, 0, 0, 0, 0
4850 DATA .05, .13, .09, 0, 0, 0, 0, 0, 0, 0, 0
4860 DATA .06, .125, .095, 0, 0, 0, 0, 0, 0, 0, 0
4870 DATA .065, .125, .1, 0, 0, 0, 0, 0, 0, 0, 0
4880 DATA .05, .11, .1, 0, 0, 0, 0, 0, 0, 0, 0
4890 RESTORE 4700
4900 FOR I=1 TO N
4910 FOR J=1 TO N
4920 READ GAMA(I, J)
4930 NEXT J
4940 NEXT I
4950 IF RASTRED=0 THEN 5060
4960 PRINT USING 4970 ; "H2S", "CO2", "N2", "MET", "ETA", "PROP", "IC4"
, "NC4", "IC5", "NC5", "C5", "C7+"
4970 IMAGE 5X, 12(2X, 4A)
4980 FOR I=1 TO N
4990 FOR J=1 TO N
5000 PRINT TAB (6XJ); GAMA(I, J);
5010 NEXT J
5020 PRINT
5030 NEXT I
5040 ! MATRIZ DE CONSTANTES POR CADA COMPONENTE
5050 ! TC, PC, FACI ALEN(TFA), PM
5060 DATA 373.6, 88.9, .098, .1, 34.076, 131.2
5070 DATA 304.2, 72.9, .094, .225, 44.01, 153.5
5080 DATA 126.2, 33.5, .09, .04, 23.013, 41
5090 DATA 196.7, 45.5, .097, .013, 14.043, 77
5100 DATA 305.43, 48.2, .149, .096, 30.07, 109
5110 DATA 369.9, 42.01, .2, .1524, 34.097, 154.3
5120 DATA 408.1, 36, .263, .1848, 58.124, 181.5
5130 DATA 425.2, 37.47, .255, .201, 58.124, 187.9
5140 DATA 460.4, 32.9, .308, .2223, 72.151, 225
5150 DATA 469.8, 33.31, .311, .2537, 72.151, 231.5
5160 DATA 656.75, 23.18, .6801, .4925, 162, 427.3
5170 FOR I=1 TO N
5180 READ TC(I), PC(I), FACI(I), PM(I), PKCH(I)
5190 NEXT I

```





```

5710 FLUGS=100000
5720 DELPCOR=DELP*14.696 ! DELPCOR EN PSI
5730 T=(T2+T1)/2 @ P=(P2+P1)/2 !
5740 GOSUB 2540 ! FUGA
5750 GOSUB 4150 ! PROFILS
5760 INCRCOR=INCRE*3.28 ! INCRCOR INCREMENTO EN PIES
5770 MULCOR=MUL ! MULCOR VISC LIQ EN LBM/P-SEG
5780 MUGCOR=MUG !
5790 DENLCOR=DENL ! DENLCOR DENS. LIQ. EN LBM/PIE3
5800 DENGCOR=DENG
5810 WM=CASIO*PMM ! GASTO MASICO EN LBM/SEG
5820 LAMDA=QPL/(QPL+QMG)
5830 DENSNS=DENLCOR*LAMDA+DENGCOR*(1-LAMDA) ! LBM/PIE3
5840 NFR=.050307*WM^2/DENSNS^2/D(LOOP)^5
5850 IF L=0 THEN HLT=0 @ FLUJ="G.SECU" @ GOTO 6360
5860 L1=315*LAMDA^1.302
5870 L2=.0009252*LAMDA^-2.4684
5880 L3=.1*LAMDA^-1.4516
5890 L4=.5*LAMDA^-6.738
5900 IF LAMDA<.01 AND NFR<(L1 OR LAMDA)=.01 AND NFR<L2 THEN FLUJO=1 @
FLUJ="SEGRE" @ GOTO 5940 ELSE 5910
5910 IF LAMDA>=.01 AND L2<NFR AND NFR<= L3 THEN FLUJO=2 @ FLUJ="TRANS"
@ GOTO 5940 ELSE 5920
5920 IF .01<= LAMDA AND LAMDA<.4 AND L3<NFR AND NFR<= L1 OR LAMDA>=.4
AND L3<NFR AND NFR<= L4 THEN FLUJO=3 @ FLUJ="INTER" @ GOTO 5940 ELSE
5930
5930 IF LAMDA<.4 AND NFR)= L1 OR LAMDA)= .4 AND NFR>L4 THEN FLUJO=4 @
FLUJ="DISTR" @ GOTO 5940
5940 ON FLUJO GOTO 5950,5990,6200,6240
5950 AHL=.98 @ BHL=.4846 @ CHL=.0868
5960 IF SENTIDO(LOOP)=1 THEN 6250 ELSE 5970
5970 DHL=.011 @ EHL=-3.768 @ FHL=3.539 @ GHL=-1.614 @ GOTO 6260
5980 ! CALCULO DE HL EN FLUJO SEGREGADO PARA FLUJO TRANSITORIO
5990 IF SENTIDO(LOOP)=1 THEN 6000 ELSE 6010
6000 AHL=.98 @ BHL=.4846 @ CHL=.0868 @ DHL=4.7 @ EHL=-.3692 @ FHL=.124
@ GHL=-.5056 @ GOTO 6020
6010 AHL=.98 @ BHL=.4846 @ CHL=.0868 @ DHL=.011 @ EHL=-3.768 @ FHL=3.5
39 @ GHL=-1.614
6020 HLDS=AHL*LAMDA^BHL/NFR^CHL @ NVL=1.938*4*QPL/3.1416/D(LOOP)^2*(DE
NLCOR/TSO)^.25
6030 C=(1-LAMDA)*LOG (DHL*LAMDA^LHL*NVL^FHL*NFR^GHL)
6040 IF C<0 THEN C=0 @ GOTO 6050
6050 IF ABS (TETA(LOOP))=90 THEN F1=1+.3*C @ GOTO 6070
6060 F1=1+C*(SIN (1.8*TETA(LOOP))-SIN (1.8*TETA(LOOP)))^3/3)
6070 HLTETS=HLDS*F1
6080 ! CALCULO DE HL EN FLUJO INTERMITENTE PARA FLUJO TRANSITORIO
6090 IF SENTIDO(LOOP)=1 THEN 6100 ELSE 6110
6100 AHL=.845 @ BHL=.5351 @ CHL=.0173 @ DHL=4.7 @ EHL=-.3692 @ FHL=.12
44 @ GHL=-.5056 @ GOTO 6120
6110 AHL=.845 @ BHL=.5351 @ CHL=.0173 @ DHL=2.96 @ EHL=.305 @ FHL=-.44
73 @ GHL=.0978
6120 HLOI=AHL*LAMDA^BHL/NFR^CHL
6130 C=(1-LAMDA)*LOG (DHL*LAMDA^LHL*NVL^FHL*NFR^GHL)
6140 IF C<0 THEN C=0 @ GOTO 6150
6150 IF ABS (TETA(LOOP))=90 THEN F1=1+.3*C @ GOTO 6170
6160 F1=1+C*(SIN (1.8*TETA(LOOP))-SIN (1.8*TETA(LOOP)))^3/3)
6170 HLTET1=HLOI*F1 @ AHL=(L3*NFR^L2-L3-L2)
6180 HLTET=aHL*HLTETS+(1-aHL)*HLTET1
6190 GOTO 6350
6200 AHL=.845 @ BHL=.5351 @ CHL=.0173
6210 IF SENTIDO(LOOP)=1 THEN 6220 ELSE 6220
6220 DHL=2.96 @ EHL=.305 @ FHL=-.4473 @ GHL=.0978 @ GOTO 6270
6230 HHHHH:
6240

```

```

6200 *****
6210 HLO=ANL*LAMDA*HML/NFR*GHL
6220 MVL=1.255*4*QML*1.14157/D(LMPO)*2*(DENLCOU/TSO)^.25
6230 IF FLUJO=4 AND SENTIDO(LMPO)=1 THEN FI=1 @ GOTO 6340 ELSE 6300
6300 C=(1-LAMDA)*LOG (HML*LAMDA /LML*ANVL*HML*NFR*GHL)
6310 IF C<0 THEN C=0 @ GOTO 6320
6320 IF ABS (TETA(LOOP))=90 THEN FI=1+.3*C @ GOTO 6340
6330 FI=1+C*(SIN (1.8*TETA(LOOP))-SIN (1.8*TETA(LOOP))^3/3)
6340 HLTET=HLO*FI
6350 ! CALCULO DE EK
6360 DENSS=DENLCOU*HLTET+DENGCOU*(1-HLTET)
6370 EK=DENSS*WM*QPG/2857.91/DENSS/D(LOOP)^4/P/14.696
6380 IF L=0 THEN RELF=1 @ GOTO 6440
6390 ! CALCULO DE FACTOR DE FRICCION
6400 IF FLUJO=2 THEN HLO=HLTET
6410 YP=LAMDA/HLTET^2
6420 LNYP=LOG (YP)
6430 RELF=EXP (LNYP*(1.0523+3.182*LNYP-1.9725*LNYP^2+.01053*LNYP^4))
6440 MUNS=MULCOR*LAMDA+MUCOR*(1-LAMDA)
6450 NRE=1.27324*WM/D(LOOP)/MUNS
6460 FFNS=(2*LOG (MRE/14.5223*LOG (MRE)-3.8215))^-.2
6470 FTP=RELF*FFNS
6480 ! CALCULO DEL GRADIENTE DE PRESION EN PSI/PIE
6490 DPDL=(SIN (TETA(LOOP))*DENSS/344+.000175*FTP*WM^2/DENSS/D(LOOP)^
5)/(1-EK)
6500 DELPC=DPDL*INCCOR ! PSIG
6510 IF ABS (DELPC-DELPCOR)<.01 THEN 6520 ELSE P2=P1-DELPC/14.696 @ DE
LPCOR=DELPC @ GOTO 6730
6520 RETURN
6530 IMPRESION:
6540 PRINTER IS 700,150
6550 PRINT USING 6560 ; "SEGMENTO", "LONGITUD", "DIAMETROS", "TEMPERATURA
", "COEFICIENTE DE", "ANGULO DE", "EXTRACCION LIQ."
6560 IMAGE 8A, 2X, 8A, 4X, 9A, 6X, 11A, 2X, 14A, 2X, 9A, 2X, 15A
6570 PRINT USING 6580 ; "INT", "EXT", "ENTORNO", "TRANSFERENCIA", "INCLINA
C.", "NODO FINAL"
6580 IMAGE 23X, 3A, 2X, 3A, 8X, 7A, 4X, 13A, 3X, 9A, 2X, 10A
6590 PRINT USING 6600 ; "(MTS)", "(PIE)", "(OC)", "CALOR BTU/P2HoF"
6600 IMAGE 12X, 5A, 7X, 5A, 11X, 4A, 5A, 15A
6610 PRINT
6620 PRINT
6630 FOR M=1 TO NUMM-1
6640 PRINT USING 6650 ; M, M+1, D1512(M)*1000, D(M)*12, DO(M)*12, (TS(M)-32
)/1.8, U(M), TETA(M), EXTR*(M)
6650 IMAGE 1X, D, 4X, D, 2X, 6D, 2D, 3A, 2D, 2D, 1X, 2D, 2D, 8X, 2D, 2D, 8X, 3
D, 5D, 2X, 2A
6660 NEXT M
6670 PRINT USING 6680 ; "PRESION INICIAL= " P1N*1.0332, " Kg/
Cm2 ABS"
6680 IMAGE 25A, 3D, 2D, 11A
6690 PRINT USING 6690 ; "TEMPERATURA INICIAL= " TIN-273.15, " oC"

6700 PRINT USING 6710 ; "GASTO DE GAS= " GASTO*32.7456, " MMPCD @ C.S =
", GASTO, " LB-MOL/SEG"
6710 IMAGE 14A, 4D, 2D, 15A, 3D, 2D, 12A
6720 PRINT USING 800 ; "LONGITUD", "INCREM", "PRESION", "FLUJO", " CAIDA
", "TEMPERATURA", "COLUMENAS", "ELCUIDADES"
6730 PRINT USING 820 ; "TOTAL", "LONG", "FINAL", "DE PRESION", "FINAL", "S/
RESB", "C/RESB", "LIQUIDO", "GAS"
6740 PRINT USING 840 ; "mts", "mts", "Kg/cm2", "Kg/cm2", "oC", "gr/cm2", "gr
/cm2"

```

```

6750 FOR IME=1 TO IM
6760 DEE=IMPRE(IME,1) : DDE=IMPRE(IME,2)
6770 PRINT USING 1556 ; IMPRE(IME,1),IMPRE(IME,2),IMPRE(IME,3),FLUJ*(I
ME,10),IMPRE(IME,4),IMPRE(IME,5),IMPRE(IME,6),IMPRE(IME,7),DEE,DDE
6780 NEXT IME
6790 PRINT USING 6009 ; QPL*1530.754,QPB*32.7456/VOLMOG
6800 IMAGE "CONDENSADOS=",60.20,7,"PROPIEDADES/DIA",7,"GAS="
"MMPLB"
6810 PRINT USING 6820 ; L,V
6820 IMAGE "FRACCION MOL DE LIQUIDO=",10.50,7,"FRACCION MOL DE VAPOR="
,10.50
6830 PRINT USING 6840 ; VOLMOL,VOLMOG
6840 IMAGE "VOLUMEN MOLECULAR DE LIQUIDO="30.40,"P3/LB-MOL"/,"VOLUMEN
MOLECULAR DE GAS="30.40,"P3/LB-MOL"
6850 PRINT USING 6850 ; "PESO MOLECULAR DE LIQUIDO=",PML,"PESO MOLECUL
AR DE GAS=",PMG,"PESO MOLECULAR DE MEZCLA=",PMH
6860 IMAGE 26A,30.40,7,26B,30.40,7,26A,30.40
6870 PRINTER IS 1
6880 RETURN
6890 KINI:
6900 ICON=0
6910 GOSUB 3250 ! FLASH
6920 IF L=0 THEN 6936 ELSE 7050
6930 FOR I=1 TO N
6940 KI(I)=EXP (5.372697*(1+FA(I))*(1-TG(I)/T))*PC(I)/P
6950 NEXT I
6960 GOSUB 3250 ! FLASH
6970 IF ICON<3 THEN 6980 ELSE 7050
6980 IF L=0 THEN 6990 ELSE 7050
6990 FOR I=1 TO N
7000 KI(I)=SQR (KI(I))
7010 NEXT I
7020 ICON=ICON+1
7030 GOSUB 3250 ! FLASH
7040 GOTO 6970
7050 RETURN
7060 ETACOMP:
7070 M=1
7080 P=PIE(M)
7090 T=TIE(M)
7100 GOSUB 6890 ! KINI
7110 GOSUB 2540 ! FUGA
7120 GOSUB 4150 ! PROPFIS
7130 GOSUB 7410 ! IMPETA
7140 GASTO=GASTO*V
7150 GASTOO=GASTO
7160 FOR I=1 TO N
7170 FZ(I)=Y(I)
7180 FZZ(I)=Y(I)
7190 NEXT I
7200 M=2
7210 P=PIE(M)
7220 T=TIE(M)
7230 GOSUB 2540 ! FUGA
7240 GOSUB 4150 ! PROPFIS
7250 GOSUB 7410 ! IMPETA
7260 GASTO=GASTO*V
7270 FOR I=1 TO N
7280 FZ(I)=Y(I)
7290 NEXT I

```

```

7300 M=3
7310 P=PIE(M)
7320 T=TIE(M)
7330 GOSUB 2540 ! FUGA
7340 GOSUB 4150 ! PROP F IS
7350 GOSUB 7410 ! IMPETA
7360 GASTO=GASTOO
7370 FOR I=1 TO N
7380 FZ(I)=FZZ(I)
7390 NEXT I
7400 RETURN
7410 IMPETA:
7420 PRINT USING 7430 ; VASIA+(M), "PRESION =", PIE(M)*1.0332, "Kg/CM2",
"TEMP =", TIE(M)-273.15, "oC"
7430 IMAGE 12A,/,10A,4D.2D,8A,/,10A,4D.2D,8A
7440 PRINT USING 7450 ; "FASE LIQUIDA", "FASE VAPOR", "ALIMENTACION"
7450 IMAGE 15X,3(15A,12X)
7460 PRINT USING 7470 ; "GASTO", QPL*15387.36, "BPD", GASTO*V*32.7456, "MM
PCD @ C.S.", GASTO*32.7456, "MMPCD @ C.S"
7470 IMAGE 5A,3X,6D.2D,2X,3A,10X,4D.2D,2X,12A,10X,4D.2D,2X,12A
7480 PRINT USING 7490 ; "DENSIDAD", DENL*.01601866, "gr/cm2", DENG*.01601
866, "gr/cm2", (DENL*L+DENG*V)*.01601866, "gr/cm2"
7490 IMAGE 8A,3X,3D.4D,2X,7A,6X,5D.4D,2X,7A,10X,3D.4D,2X,7A
7500 PRINT USING 7510 ; "PESO MOLE.", PML, PMG, PMM
7510 IMAGE 8A,2X,4D.2D,15X,4D.2D,15X,4D.2D
7520 PRINT USING 7530 ; "COMPOSICION X1", "COMPOSICION Y1", "COMPOSICION
Zi"
7530 IMAGE 15X,15A,5X,15A,5X,15A
7540 PRINT USING 7550 ; "FRACCION MOLE", L, V
7550 IMAGE 13A,5X,0.5D,10X,0.5D
7560 FOR I=1 TO N
7570 PRINT USING 7580 ; COMPON4(I), X(I), Y(I), FZ(I)
7580 IMAGE 3X,10A,6X,0.5D,10X,0.5D,10X,0.5D
7590 NEXT I
7600 RETURN

```

**A P E N D I C E " G "**

**HOJA DE RESULTADOS**

SECCION	LONGITUD (MIS)	DIAMETROS INT. (MIS)	TEMPERATURA ENTORNO (°C)	COLGAMIENTO DE TRANSFERENCIA CALOR (BTU/PIE-HR)	ANGULO DE INCLINAC.	EXTRACCION LIQ. NODO FINAL		
1	2	60.36	34.50	40.00	28.89	1.25	-90.00000	NO
2	3	6241.00	34.50	40.00	28.89	.50	.03320	NO
3	4	56.69	34.50	40.00	28.89	1.25	90.00000	NO
4	5	56.69	34.50	40.00	28.89	1.25	-90.00000	NO
5	6	77425.01	34.50	40.00	28.89	.50	.03021	SI
6	7	96500.00	34.50	40.00	37.70	.20	0.00000	NO

PRESION INICIAL= 70.00 kg/CM<sup>2</sup> Ab  
 TEMPERATURA INICIAL= 64.00 °C

GASTO DE GAS= 539.77 MMPCD @ C.S. = 16.48 LB. MOL/SEG

LONGITUD TOTAL MIS	INCHEN LONG MIS	PRESION INICIAL MMPCD	PRESION FINAL MMPCD	TIPO LAIDA	TEMPERATURA FINAL °C	COLGAMIENTO S/RESB C/RESB	DENSIDADES LIQ. GAS
MIS	MIS	MMPCD	MMPCD	TIPO	°C		gr/cm <sup>3</sup> gr/cm <sup>3</sup>
60.36	60.36	70.00	70.00	G. SEC	66.85	0.0000 0.0000	0.0000 .1105
6301.36	6241.00	70.27	70.27	G. SEC	63.82	0.0000 0.0000	0.0000 .1100
6358.05	56.69	77.45	77.45	SEGRL	63.28	0.0004 0.0832	.5007 .1113
6414.74	56.69	70.10	70.10	SEGRL	63.23	0.0004 0.0492	.5010 .1115
16414.74	10000.00	77.40	77.40	SEGRL	58.76	0.0010 0.0342	.4954 .1133
36414.74	10000.00	76.03	76.03	SEGRL	55.26	0.0035 0.0627	.4711 .1150
36414.74	10000.00	75.00	75.00	SEGRL	52.21	0.0076 0.0914	.4537 .1158
46414.74	10000.00	75.13	75.13	SEGRL	49.70	0.0135 0.1204	.4420 .1155
56414.74	10000.00	74.37	74.37	SEGRL	47.50	0.0203 0.1495	.4361 .1145
66414.74	10000.00	73.66	73.66	SEGRL	45.58	0.0270 0.1695	.4340 .1132
76414.74	10000.00	72.93	72.93	SEGRL	43.85	0.0333 0.1897	.4337 .1117
83839.75	74250.01	65.37	65.37	SEGRL	42.63	0.0384 0.2013	.4341 .1103
93839.75	10000.00	61.02	61.02	SEGRL	42.25	0.0414 0.0398	.4307 .1095
103839.75	10000.00	71.25	71.25	SEGRL	41.70	0.0421 0.0495	.4318 .1084
113839.75	10000.00	70.67	70.67	SEGRL	41.36	0.0432 0.0598	.4323 .1073
123839.75	10000.00	70.07	70.07	SEGRL	40.93	0.0443 0.0608	.4330 .1061
133839.75	10000.00	69.50	69.50	SEGRL	40.56	0.0456 0.0705	.4327 .1047
143839.75	10000.00	68.92	68.92	SEGRL	40.19	0.0465 0.0839	.4345 .1035
153839.75	10000.00	68.33	68.33	SEGRL	39.81	0.0473 0.0891	.4361 .1023
163839.75	10000.00	67.74	67.74	SEGRL	39.40	0.0481 0.0933	.4379 .1011
173839.75	10000.00	67.14	67.14	SEGRL	39.10	0.0488 0.0969	.4395 .0998
180339.75	6500.00	66.75	66.75	SEGRL	38.69	0.0494 0.1001	.4409 .0988

CONDENSADOS= 10034.59 MMPCD

GAS= 524.67 MMPCD

FRACCION MOL DE LIQUIDO= 0.0293

FRACCION MOL DE VAPOR= 0.9707

VOLUMEN MOLECULAR DE LIQUIDO= 1.4165 P3/LH-POL

VOLUMEN MOLECULAR DE GAS= 4.0950 P3/LH-POL

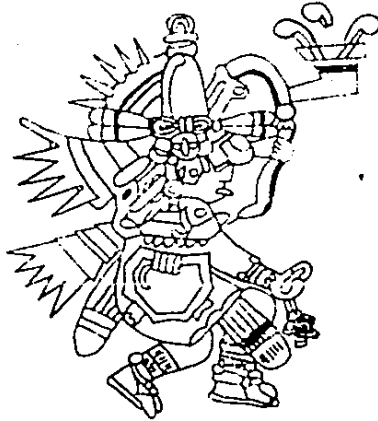
PIESO MOLECULAR DE LIQUIDO= 36.9870

PIESO MOLECULAR DE GAS= 26.4460

PIESO MOLECULAR DE MEZCLA= 26.7963

## QUETZALCOATL

Quetzalcóatl, fue quizás el más complejo y fascinante de todos los Dioses mesoamericanos. Su concepto primordial, sin duda muy antiguo en el área, parece haber sido el de un monstruo serpiente celeste con funciones dominantes de fertilidad y creatividad. A este núcleo se agregaron gradualmente otros aspectos: la leyenda lo había mezclado con la vida y los hechos del gran Rey sacerdote Iopiltzín, cuyo título sacerdotal era el propio nombre del Dios del que fue especial devoto. En el momento de la conquista, Quetzalcóatl, considerado como Dios único desempeñaba varias funciones: Creador, Dios del viento, Dios del planeta Venus, héroe cultural, arquetipo del sacerdocio, patrón del calendario y de las actividades intelectuales en general, etc. Un análisis adicional es necesario para poder desentrañar los hilos aparentemente independientes que entran al tejido de su complicada personalidad.



IMPRESO EN LOS TALLERES DE:  
**EDITORIAL QUETZALCOATL, S. A.**  
MEDICINA No. 37 LOCALES 1 Y 2 (ENTRADA POR PASEO DE LAS  
FACULTADES) FRENTE A LA FACULTAD DE MEDICINA DE C. U.  
MEXICO 20, D. F. TELEFONOS 658-71-66 Y 658-70-88