

01174  
6  
ref

**DIVISION DE ESTUDIOS DE POSGRADO**  
**Facultad de Ingenieria**

**MODELO MATEMATICO PARA OPTIMIZAR LAS  
CONDICIONES DE OPERACION EN SISTEMAS DE  
SEPARACION CONVENCIONALES DE  
HIDROCARBUROS**

**MARCOS RAMIREZ RIVERA**

**TESIS**

**PRESENTADA A LA DIVISION DE ESTUDIOS DE  
POSGRADO DE LA  
FACULTAD DE INGENIERIA  
DE LA  
UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO**

**COMO REQUISITO PARA OBTENER  
EL GRADO DE  
MAESTRO EN INGENIERIA  
( PETROLERA )**

**FALLA DE ORIGEN**

**CIUDAD UNIVERSITARIA, MARZO DE 1995.**



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.

*¡ EL ESFUERZO HUMANO ES INUTIL SIN DIOS !*

**A MI MADRE :**

**POR HABERME PERMITIDO VIVIR PARA SENTIRME  
ORGULLOSO DE ELLA.**

**A MI PADRE :**

**PORQUE EN MI CORAZON Y EN MI MENTE SIEMPRE HAS  
ESTADO.  
(q.e.p.d.)**

**A MIRNA:**

**POR TU GRAN AMOR, CARIÑO Y RESPETO.**

*A MIS HERMANAS:*

*ESTIMULOS PERMANENTES EN MI VIDA.*

*A MIS SOBRINOS:*

*PARA QUE MI ESFUERZO LO TOMEN COMO EJEMPLO.*

*AL M. en I. NOEL E. SANTAMARIA GUEVARA:*

*GRACIAS POR HABER ACEPTADO DIRIGIR ESTE TRABAJO Y  
TRANSMITIRME SU EXPERIENCIA Y CONOCIMIENTOS PARA  
LLEVAR A BUEN TERMINO EL MISMO.*

*AL DR. FERNANDO RODRIGUEZ DE LA GARZA:*

*POR SUS CONSEJOS Y ORIENTACION EN LOS MOMENTOS  
DIFICILES.*

*A MIS MAESTROS (DEPFI):*

*CON GRATITUD Y RESPETO.*

**A LOS INGENIEROS:**

**ABRAHAM D. JIMENEZ VAZQUEZ  
SUPTTE. DE PRODUCCION DTTO. CARMEN.  
SUBDIRECCION REGION MARINA.**

**ALEJANDRO PEÑA CALDERON  
COORD. DE GRUPOS MULTIDISCIPLINARIOS  
SUPTCIA. DE PRODUCCION DTTO CARMEN  
SUBDIRECCION REGION MARINA**

**J. JAVIER HINOJOSA PUEBLA  
GERENTE DE PRODUCCION  
SUBDIRECCION REGION MARINA**

**POR SU PARTICIPACION DIRECTA EN MI DESARROLLO  
PROFESIONAL.**

**A MIS AMIGOS Y COMPAÑEROS :**

**¡ GRACIAS !**

*EN HOMENAJE A UNA GRAN ESCUELA:*

*ESCUELA SUPERIOR DE INGENIERIA Y ARQUITECTURA*

*INSTITUTO POLITECNICO NACIONAL*



**MODELO MATEMATICO PARA OPTIMIZAR  
LA OPERACION DE SISTEMAS  
CONVENCIONALES DE SEPARACION DE  
HIDROCARBUROS.**

## **Resumen.**

*En la producción de hidrocarburos, es de primordial importancia seleccionar el número de etapas y las presiones a que se deberán operar los sistemas de separación, para obtener los mayores beneficios con respecto a las cantidades y calidades del gas y líquido recuperados.*

*El proceso de separación se puede simular efectuando cálculos de equilibrio vapor-líquido y balance de materia para el sistema en estudio. De estos cálculos se obtienen los parámetros que se utilizan en el procedimiento para seleccionar las presiones de separación óptimas, aplicando el criterio de máxima recuperación de hidrocarburos líquidos.*

*En este trabajo de tesis se desarrolló un modelo matemático, cuya aplicación permite seleccionar el número de etapas de separación y las condiciones óptimas de operación, para lograr una mayor recuperación de líquido a condiciones de almacenamiento.*

*El modelo puede aplicarse a sistemas instalados, para determinar si las condiciones de operación son las óptimas y en caso contrario determinarlas. También puede utilizarse al diseñar las instalaciones superficiales de producción, para predecir el número de etapas de separación y las condiciones a que deberán operar.*

*El modelo fue validado comparando sus resultados con la información experimental disponible en los análisis PVT efectuados a 16 muestras de diferentes crudos producidos. Para ilustrar su utilización, se presentan los resultados obtenidos al aplicarlo a un sistema de separación convencional en etapas, que opera en la Región Marina de Pemex-Exploración-Producción.*

<b>CONTENIDO</b>	<b>PAGINA.</b>
<b>CAPITULO 1.- INTRODUCCION.</b>	<b>1</b>
<b>CAPITULO 2.- SISTEMAS DE SEPARACION CONVENCIONALES DE HIDROCARBUROS.</b>	<b>4</b>
2.1.- OPTIMIZACION DE PRESIONES DE SEPARACION BAJO EL CRITERIO DE MAXIMA RECUPERACION DE HIDROCARBUROS LIQUIDOS.	<b>5</b>
2.2.- SIMULACION MATEMATICA DE LA SEPARACION VAPOR- LIQUIDO.	<b>6</b>
<b>CAPITULO 3.- TEORIA DE LA SEPARACION VAPOR-LIQUIDO.</b>	<b>10</b>
3.1.- EQUILIBRIO VAPOR-LIQUIDO.	<b>11</b>
3.2.- ECUACIONES DE ESTADO.	<b>17</b>
<b>CAPITULO 4.- ESTRUCTURA DEL MODELO DESARROLLADO.</b>	<b>21</b>
4.1.- DATOS INICIALES REQUERIDOS POR EL MODELO.	<b>22</b>
4.2.- ASIGNACION DE PRESIONES DE LA ETAPA A OPTIMIZAR.	<b>22</b>
4.3.- CALCULO DEL NUMERO DE COMBINACIONES DE PRESIONES.	<b>23</b>
4.4.- PROPIEDADES CRITICAS DE LA FRACCION PESADA.	<b>23</b>
4.5.- CORRECCION DE LA DENSIDAD DEL LIQUIDO A CONDICIONES DE SATURACION.	<b>23</b>
4.6.- CALCULO DE LAS COMPOSICIONES DE VAPOR Y LIQUIDO EN CADA ETAPA.	<b>24</b>
4.7.- CALCULO DE LOS PARAMETROS DE OPTIMIZACION EN FUNCION DE LA PRESION DE SEPARACION.	<b>24</b>
4.8.- CLASIFICACION DE LOS PARAMETROS Y SELECCION DE LA PRESION OPTIMA.	<b>25</b>
<b>CAPITULO 5.- VALIDACION DEL MODELO DESARROLLADO.</b>	<b>31</b>
<b>CAPITULO 6.- APLICACIONES.</b>	<b>35</b>
6.1.- SIMULACION DEL PROCESO A LAS CONDICIONES DE OPERACION ACTUALES.	<b>37</b>
6.2.- DETERMINACION DE LAS CONDICIONES DE OPERACION OPTIMAS CONSIDERANDO UN SISTEMA DE SEPARACION CON TRES ETAPAS.	<b>37</b>
6.3.- DETERMINACION DE LAS CONDICIONES DE OPERACION OPTIMAS CONSIDERANDO UN SISTEMA DE SEPARACION CON CUATRO ETAPAS.	<b>40</b>
6.4.- ANALISIS COMPARATIVO DE RESULTADOS	<b>44</b>

<b>CAPITULO 7.- CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES.</b>	<b>45</b>
<b>REFERENCIAS.</b>	<b>47</b>
<b>NOMENCLATURA.</b>	<b>52</b>
<b>APENDICE A.- CALCULO DE LA DENSIDAD DEL LIQUIDO DEL YACIMIENTO A LA PRESION DE SATURACION, USANDO PRINCIPIOS DE SOLUCION IDEAL.</b>	<b>56</b>
<b>APENDICE B.- CORRELACIONES PARA EL CALCULO DE LAS PROPIEDADES CRITICAS DEL C<sub>7+</sub>.</b>	<b>59</b>
<b>APENDICE C.- PROCEDIMIENTO PARA CALCULOS DE EQUILIBRIO VAPOR LIQUIDO.</b>	<b>63</b>
<b>APENDICE D.- METODO DE ORDENACION SHELL.</b>	<b>69</b>
<b>APENDICE E.- CALCULO DE CAIDAS DE PRESION EN OLEODUCTO AKAL G - AKAL C3.</b>	<b>72</b>
<b>APENDICE F.- PROGRAMA DE COMPUTO</b>	<b>81</b>

<b>LISTA DE TABLAS</b>	<b>PAGINA</b>
3.1.- VARIABLES QUE INTERVIENEN EN LOS CALCULOS FLASH.	16
5.1.- NOMBRE Y ORIGEN DE LAS MUESTRAS UTILIZADAS PARA LA VALIDACION DEL MODELO.	33
5.2.- RANGOS DE VARIACION DE LOS PARAMETROS EN LOS ANALISIS PVT.	33
5.3.- COMPARACION DE RESULTADOS DE GRAVEDAD API,RGA Y Bob CON LOS REPORTADOS DE LABORATORIO.	34
6.1.- CONDICIONES DE OPERACION ACTUALES.	36
6.2.- COMPOSICION ORIGINAL DE LA CORRIENTE DE HIDROCARBUROS.	37
6.3.- RESULTADOS DE LA SIMULACION A LAS CONDICIONES DE OPERACION ACTUALES.	37
6.4.- VALORES DE LA GRAVEDAD API,RGA Bob PARA DIFERENTES PRESIONES DE SEGUNDA ETAPA.	38
6.5.- CONDICIONES DE OPERACION Y PROPIEDADES OPTIMAS RESULTANTES PARA EL SISTEMA DE SEPARACION CON TRES ETAPAS.	38
6.6.- CONDICIONES DE OPERACION Y PROPIEDADES OPTIMAS RESULTANTES PARA EL SISTEMA DE SEPARACION CON CUATRO ETAPAS.	41
6.7.- COMPARACION DE RESULTADOS FINALES OBTENIDOS CON EL MODELO DESARROLLADO Y LOS REPORTADOS DE CAMPO.	44
B.1.- CONSTANTES DE LA CORRELACION DE RIAZI - DAUBERT.	62

## LISTA DE FIGURAS

PAGINA

1.1.- VARIACION DE LOS PARAMETROS EN FUNCION DE LA PRESION DE SEPARACION.	3
2.1.- ESQUEMA DE UN SISTEMA DE SEPARACION POR ETAPAS.	9
3.1.- PROCESO DE SEPARACION INSTANTANEA.	12
4.1.- DIAGRAMA SIMPLIFICADO DEL MODELO DESARROLLADO.	26
4.2.- DIAGRAMA GENERAL DEL MODELO.	27
4.3.- PROCEDIMIENTO PARA REALIZAR CALCULOS DE EQUILIBRIO VAPOR- LIQUIDO.	30
6.1.- SISTEMA DE SEPARACION EN TRES ETAPAS AKAL-G - AKAL-C3.	36
6.2.- GRAFICA DE GRAVEDAD API Y RGA PARA DIFERENTES PRESIONES DE SEGUNDA ETAPA.(SISTEMA CON TRES ETAPAS DE SEPARACION)	39
6.3.- GRAFICA DE GRAVEDAD API Y Bob PARA DIFERENTES PRESIONES DE SEGUNDA ETAPA.(SISTEMA CON TRES ETAPAS DE SEPARACION)	39
6.4.- SISTEMA DE SEPARACION EN CUATRO ETAPAS AKAL-G - AKAL-C3.	40
6.5.- GRAFICA DE COMPORTAMIENTO DE LA GRAVEDAD API A DIFERENTES PRESIONES DE SEGUNDA Y TERCERA ETAPA.(SISTEMA CON CUATRO ETAPAS DE SEPARACION)	41
6.6.- GRAFICA DE COMPORTAMIENTO DE LA RGA A DIFERENTES PRESIONES DE SEGUNDA Y TERCERA ETAPA.(SISTEMA CON CUATRO ETAPAS DE SEPARACION)	42
6.7.- GRAFICA DE COMPORTAMIENTO DEL Bob A DIFERENTES PRESIONES DE SEGUNDA Y TERCERA ETAPA.(SISTEMA CON CUATRO ETAPAS DE SEPARACION)	42
6.8.- GRAFICA DE COMPORTAMIENTO DEL GASTO DE ACEITE Y DEL GAS OBTENIDOS, PARA EL SISTEMA CON CUATRO ETAPAS DE SEPARACION.	43

**CAPITULO NO. 1**  
**INTRODUCCION**

*Una corriente típica de hidrocarburos es una mezcla compleja de diferentes compuestos de Hidrógeno y Carbono, líquidos y gaseosos, normalmente con agua asociada, con diferentes densidades, presiones de vapor y otras características. Durante el proceso de producción, los fluidos localizados en el yacimiento a presiones y temperaturas elevadas, pasan por la tubería de producción y las instalaciones superficiales, experimentando reducción en su presión y temperatura.*

*Tradicionalmente se han logrado mayores ingresos por la comercialización de los hidrocarburos en fase líquida, que por los mismos en fase vapor, de aquí que el valor total de una mezcla de hidrocarburos dada dependa de los volúmenes fraccionales que se logren para cada fase al operar las instalaciones superficiales de producción. Adicionalmente, el valor total de la mezcla depende también de la calidad con que se obtengan cada una de las fases. Generalmente el precio del gas se establece en función de su poder calorífico, mientras que el líquido se cotiza de acuerdo a su gravedad API.*

*En el proceso de separación convencional se obtienen gas y líquido en proporciones que dependen de las condiciones de operación de cada etapa de separación. Es común que se presente arrastre de partículas de líquido en la corriente de gas y de burbujas en la de líquido, en cantidades tales que dependen de la eficiencia de la separación. Por esto, es muy importante diseñar adecuadamente los separadores y seleccionar el número de etapas y las condiciones óptimas para su operación.*

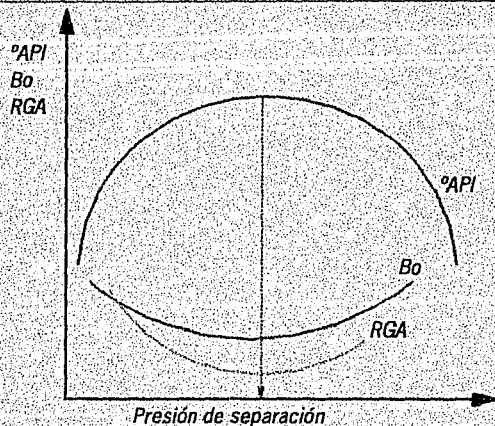
*Es ampliamente conocido el hecho de que la recuperación de hidrocarburos líquidos en la superficie puede incrementarse si se coloca un mayor número de etapas de separación en el proceso de producción. De esta forma, al aumentar el número de ellas, entre la cabeza del pozo y el tanque de almacenamiento, el proceso se transforma de separación instantánea o flash, a un proceso de separación diferencial, con el consiguiente incremento en la recuperación de líquidos.*

*Otro concepto importante y también conocido es el que establece que para un número determinado de etapas de separación, existe una combinación óptima de presiones de separación discretas que maximiza la recuperación de líquidos. La forma más práctica de conocer la magnitud del incremento en la recuperación de líquidos es mediante la evaluación de parámetros indicadores de la misma. Para una combinación óptima de presiones de separación se tendrán un valor maximizado de la gravedad API del aceite y los correspondientes valores minimizados de la relación gas-aceite manejada o producida y del factor volumétrico del aceite, tal como se muestra en la figura 1.1.*

*Aplicando los conceptos anteriormente expuestos y definiendo una metodología para aplicarse a un sistema de producción dado, se puede lograr una mejor operación de los sistemas de separación, con los consiguientes beneficios económicos por el incremento en la recuperación de líquidos de mejor calidad.*



FIG. 1.1.- VARIACION DE LOS PARAMETROS EN  
FUNCION DE LA PRESION DE SEPARACION.



*CAPITULO NO. 2*  
**SISTEMAS DE SEPARACION  
CONVENCIONALES DE  
HIDROCARBUROS.**

*En la producción de hidrocarburos la separación convencional es un proceso en el cual la mezcla proveniente de los pozos se separa en fases líquida y vapor, en dos o más etapas de separación que operan a presiones sucesivamente menores, presentándose un incremento neto de la fase vapor y una disminución de la correspondiente fase líquida.*

*En un sistema multicomponente, la distribución total de un componente en las fases líquido y vapor depende de que el gas permanezca o no en contacto con el líquido al producirse la vaporización.*

*La separación instantánea o "flash" es un proceso durante el cual, el gas liberado al reducir la presión a que está sometido un líquido, permanece en contacto íntimo con el mismo. En la separación diferencial, el vapor que se forma debido a la reducción de presión, no permanece en contacto con la fase líquida; éste es el proceso que se tiene en un sistema de separación convencional de hidrocarburos en el cual el gas liberado, en cada etapa se extrae del separador, mientras el líquido se envía a la siguiente etapa de separación.*

*Dada la naturaleza multicomponente de los hidrocarburos producidos se puede demostrar que a mayor número de etapas de separación disponibles, corresponde una mayor cantidad de componentes ligeros estabilizados en la fase líquida. Por lo tanto, es evidente que para cada caso se puede determinar el número de etapas de separación y condiciones de operación, con cuya recuperación de líquidos se justifique la inversión necesaria para su implantación.*

*De lo anterior se deduce que el problema en la separación por etapas, es decidir el número óptimo de separadores y presiones; éste puede ser resuelto mediante tres métodos:*

- *Efectuar una prueba de campo con separadores, lo cual resulta costoso y muy tardado.*
- *Realizar pruebas de laboratorio para determinar las condiciones de operación óptimas.*
- *Efectuar cálculos de balance de materia, usando ecuaciones de equilibrio vapor-líquido.*

*Obviamente, la forma más práctica de solucionar el problema es realizando los cálculos de balance de materia, los cuales pueden llevarse a cabo rápidamente si se dispone de un procedimiento automático o un modelo como el desarrollado en el presente trabajo.*

## **2.1.- OPTIMIZACION DE PRESIONES DE SEPARACION BAJO EL CRITERIO DE MAXIMA RECUPERACION DE HIDROCARBUROS LIQUIDOS.**

*Al operar un sistema de separación convencional gas-aceite en etapas, bajo condiciones que proporcionen la máxima recuperación de hidrocarburos líquidos, se tienen incrementos notables en la calidad y el volumen de aceite recuperado. Adicionalmente, el gas separado tiene un mayor grado de estabilización, lo cual es importante si el gas es transportado por ductos o si es necesario enviarlo al quemador; en este último caso, las pérdidas económicas serán menores al disminuir la cantidad de líquidos arrastrados por la corriente de gas.*

El método para optimizar las presiones de operación en un sistema de separación, empleando el criterio de máxima recuperación de hidrocarburos líquidos, es un proceso iterativo que consiste en asignar las presiones de operación para cada etapa y realizar cálculos de equilibrio vapor-líquido hasta alcanzar el número total de etapas asignadas al sistema (NST), lo que permite calcular: la relación gas-aceite total, la densidad del aceite a condiciones estándar y el factor de volumen del aceite saturado. El proceso iterativo se repite hasta determinar las presiones que proporcionen los valores mínimos de RGA y Bob y la máxima gravedad API del aceite.

Las presiones de separación que proporcionen tales resultados son consideradas como las óptimas.

## 2.2.- SIMULACION MATEMATICA DE LA SEPARACION VAPOR - LIQUIDO.<sup>3,7</sup>

El procedimiento para realizar la simulación matemática del proceso de separación, así como el cálculo de los parámetros de interés para su optimización (ver figura 2.1.), es el siguiente:

1.- Dada la composición de la corriente  $z_j$  (para  $j = 1$  a  $n$ ), para el primer separador y las condiciones de separación, es decir, la presión y temperatura del separador, calcular las constantes de equilibrio,  $K$

2.- Suponiendo que entra una lb-mole  $F_1$  al primer separador y utilizando las constantes de equilibrio calculadas en el paso anterior, ejecutar el cálculo flash para obtener las composiciones y cantidades en moles del gas y líquido liberados en el primer separador.

$$V_1 = (F_1)(v_1) = (1)(v_1) \quad (2.1)$$

$$L_1 = (F_1)(l_1) = (1)(l_1) \quad (2.2)$$

Donde:

$F_n$  = Corriente de alimentación en Lb-mole, para cada etapa.

3.- Usando la composición del líquido liberado del primer separador, como la corriente de alimentación al segundo separador, calcular también las constantes de equilibrio para la mezcla de hidrocarburos a la presión y temperatura de este último.

4.- Efectuar los cálculos flash para determinar las composiciones del gas y líquido, liberados del segundo separador. Entonces el número de moles actuales para las dos fases son calculados como:

$$V_2 = (F_2)(v_2) = (v_2)(l_1)(F_1) \quad (2.3)$$

$$L_2 = F_3 = (F_1)(L_1)(L_2) \quad (2.4)$$

5.- El procedimiento es repetido para cada etapa de separación, incluyendo el tanque. Entonces el número de moles totales del gas para todas las etapas es:

$$V_T = V_1 + \sum_{i=2}^n V_i \prod_{j=1}^{i-1} L_j \quad (2.5)$$

Donde:

$$V_T = \text{Esta dado en. } \frac{\text{lb - mole}}{\text{mole}}$$

$n$  = Número de etapas de separación.

Los moles de líquido remanente en el tanque, pueden calcularse como:

$$L_T = \prod_{i=1}^n L_i \quad (2.6)$$

Donde:

$$L_T = \left[ \frac{\text{lb - mole}}{\text{mole}} \right]$$

6.- Calcular el volumen, en pies cúbicos estandar de gas liberado por mol en cada etapa y en el total de las etapas:

$$V_{g_i} = 379.4(V_i) \quad (2.7)$$

$$V_{g_T} = 379.4(V_T) \quad (2.8)$$

7.- Determinar el volumen del aceite en el tanque ocupado por  $L_T$  moles de líquido:

$$(\rho_o)_{ST} = \frac{\sum x_i M_i}{\sum \frac{x_i M_i}{\rho_i}}$$

$$(V_o)_{ST} = \frac{L_T (Ma)_{ST}}{(\rho_o)_{ST}} \quad (2.9)$$

Donde:

$$(V_o)_{ST} = \text{Volumen de aceite en el tanque. } \left[ \frac{\text{pie}^3}{\text{mole}} \right]$$

$$(Ma)_{ST} = \text{Peso molecular aparente del aceite en el tanque.} \left[ \frac{\text{Lb}}{\text{Lb} - \text{mole}} \right]$$

$$(\rho_o)_{ST} = \text{Densidad del aceite en el tanque.} \left[ \frac{\text{lb}}{\text{pie}^3} \right]$$

8.- Calcular la densidad relativa y la densidad en grados API del aceite en el tanque:

$$\gamma_o = \frac{(\rho_o)_{ST}}{62.4} \quad (2.10)$$

$$^\circ API = \frac{141.5}{\gamma_o} - 131.5 \quad (2.11)$$

9.- Calcular la relación gas-aceite total.

$$RGA_T = \frac{2130.331(V_T)(\rho_o)_{ST}}{(L_T)(Ma)_{ST}} \left[ \frac{\text{SCF}}{\text{STB}} \right] \quad (2.12)$$

10.- Calcular el factor de volumen del aceite.

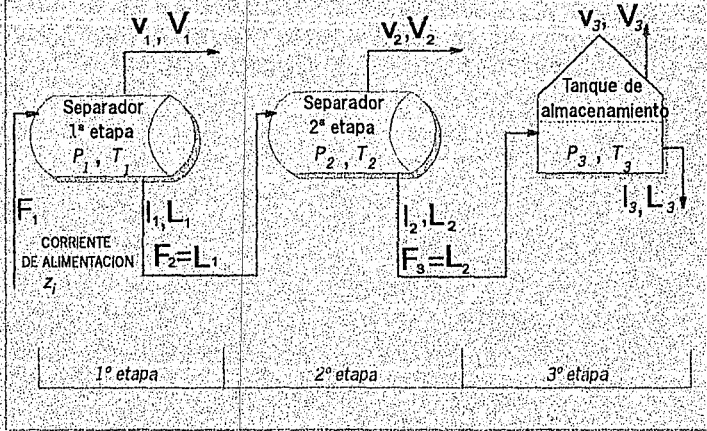
$$B_o = \frac{M_a(\rho_o)_{ST}}{(\rho_o)L_T(M_a)_{ST}} \quad (2.13)$$

Donde:

$$M_o = \text{Peso molecular aparente de la mezcla original del yacimiento.} \left[ \frac{\text{Lb}}{\text{Lb} - \text{mole}} \right]$$

$$M_T = \text{Número de moles de líquido remanentes en el tanque.} \left[ \frac{\text{RB}}{\text{STB}} \right]$$

FIG. 2.1.- ESQUEMA DE UN SISTEMA DE SEPARACION EN ETAPAS.



**CAPITULO NO. 3**  
**TEORIA DE LA SEPARACION**  
**VAPOR-LIQUIDO**



### 3.1.- EQUILIBRIO VAPOR-LIQUIDO.

El término equilibrio vapor-liquido se refiere a sistemas en los que una fase líquida está en equilibrio con su vapor. En un diagrama de fases, el líquido y el vapor coexisten en equilibrio dentro de una región delimitada por las curvas formadas por los puntos de burbuja y puntos de rocío.

Los métodos para calcular el comportamiento de mezclas de hidrocarburos en esta región de dos fases, permiten determinar las condiciones para su manejo o procesamiento en la superficie.

#### 3.1.1.- SOLUCIONES IDEALES.

Las soluciones ideales, como tales no existen; sin embargo, tanto las mezclas de gases como las de líquido, a bajas presiones, presentan un comportamiento semejante al de los gases y soluciones ideales.

**Ley de Raoult.** Esta ley está basada en experimentos realizados en el año de 1886, y establece que la presión parcial de un componente en la fase vapor es igual a la fracción molar de dicho componente en la fase líquida, multiplicada por la presión de vapor del componente puro; es decir:

$$P_j = x_j P_{vj} \quad (3.1)$$

donde:

$P_j$  = Presión parcial del componente  $j$  en el gas en equilibrio con un líquido cuya composición es  $x_j$ .

$P_{vj}$  = Presión de vapor que el componente  $j$  ejerce a la temperatura de interés.

$x_j$  = Fracción molar del componente  $j$  en fase líquida.

**Ley de Dalton.** Esta ley define que la presión parcial de un componente, en una mezcla gaseosa, es igual a la presión que ejercería el componente, si sólo él, estuviera presente en el volumen ocupado por la mezcla de gases, es decir:

$$P_j = y_j P \quad (3.2)$$

donde:

$P_j$  = Presión parcial del componente  $j$

$y_j$  = Fracción molar del componente  $j$  en fase vapor.

$P$  = Presión del sistema

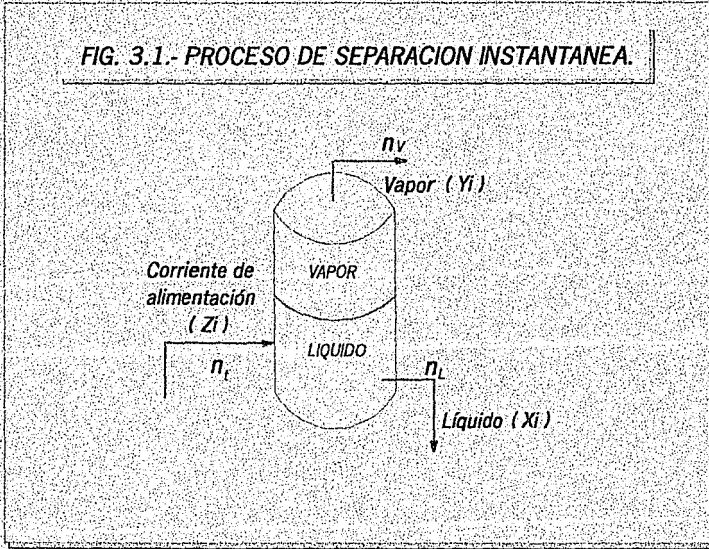
Al combinar estas dos leyes, igualando las presiones parciales, se obtiene una ecuación que relaciona las composiciones de las fases líquido y vapor en equilibrio, a la presión y temperatura del sistema, es decir:

$$\frac{y_j}{x_j} = \frac{P_{vj}}{P} \quad (3.3)$$

**Desarrollo de ecuaciones para cálculos de equilibrio vapor-líquido.**

Para determinar los valores  $x_j, y_j$ , la ecuación (3.3) debe combinarse con otra que relacione estas cantidades, la cual puede desarrollarse a partir de un balance de materia para el componente  $j$ .

Considérese una etapa de separación, definida como una condición a la cual el aceite y el vapor alcanzan el equilibrio, a las condiciones de presión y temperatura existentes en el separador que se ilustra a continuación :



De un cálculo de equilibrio de fases se pueden obtener las fracciones de las fases vapor y líquido en la mezcla, además de las composiciones de cada una de las fases.

Si :

$n_i$  = Número total de moles de la corriente de alimentación

$n_L$  = Moles de líquido resultantes de la separación

$n_v$  = Moles de vapor resultantes de la separación

$z_j, x_j, y_j$  : Fracción molar del  $j$ -ésimo componente en la corriente de alimentación en el gas y en el líquido separados.

Entonces:

$z_j n_i$  = Representa los moles del  $j$ -ésimo componente en el sistema

$x_j n_L$  = Representa los moles del  $j$ -ésimo componente en el líquido

$y_j n_v$  = Representa los moles del  $j$ -ésimo componente en el gas  
 por definición:

$$n_i = n_L + n_v \quad (3.4)$$

De un balance de materia para el  $j$ -ésimo componente :

$$z_j n_i = x_j n_L + y_j n_v \quad (3.5)$$

y combinando las ecuaciones (3.3) y (3.5) se obtienen las siguientes ecuaciones para las composiciones:

$$x_j = \frac{z_j n_i}{n_L + \frac{P_{v_j}}{P} n_v} \quad (3.6)$$

Dado que :  $\sum x_j = 1$ , se tiene :

$$\sum_{j=1}^n x_j = \sum_{j=1}^n \frac{z_j n_i}{n_L + \frac{P_{v_j}}{P} n_v} = 1 \quad (3.7)$$

Poniéndola ahora en términos de  $Y_j$ , se tiene:

$$\sum_{j=1}^n y_j = \sum_{j=1}^n \frac{z_j n_i}{n_v + \frac{P}{P_{v_j}} n_L} = 1 \quad (3.8)$$

Cualquiera de las ecuaciones (3.7) ó (3.8) puede ser usada para calcular las composiciones de las fases líquido y vapor de una mezcla en equilibrio.

Para encontrar la solución de las dos ecuaciones anteriores se requiere de un proceso de ensaye y error. Este proceso puede ser simplificado si se toma como base 1 mole de alimentación al sistema, de tal manera que :

$$\bar{n}_L = \frac{n_L}{n_i} \quad ; \quad \bar{n}_v = \frac{n_v}{n_i} \quad ; \quad \bar{n}_L + \bar{n}_v = 1 \quad (3.9)$$

De esta forma, las ecuaciones (3.7) y (3.8) se pueden expresar como :

$$\sum_{j=1}^n x_j = \sum_{j=1}^n \frac{z_j}{1 + \bar{n}_v \left( \frac{P_j}{P} - 1 \right)} = 1 \quad (3.10)$$

$$\sum_{j=1}^n y_j = \sum_{j=1}^n \frac{z_j}{1 + \bar{n}_l \left( \frac{P_j}{P} - 1 \right)} = 1 \quad (3.11)$$

Si se usa la ecuación (3.11) se procede de igual forma pero suponiendo valores de  $\bar{n}_l$ .

**Cálculo de la presión en el punto de burbuja para una solución líquida ideal.**

El punto de burbuja, es el punto en el cual la primera burbuja de gas se forma. Para propósitos prácticos, la cantidad de gas es despreciable. Es decir, que  $n_v=0$  y  $n_l=n$ , mientras que la presión sería igual a la de burbuja,  $P=P_b$ . Sustituyendo esto en la ecuación (3.8), resulta:

$$\sum_{j=1}^n \frac{z_j}{P_b / P_j} = 1 \quad (3.12)$$

$$P_b = \sum_{j=1}^n P_j z_j \quad (3.13)$$

**Cálculo de la presión en el punto de rocío de una solución gaseosa ideal.**

En el punto de rocío, la cantidad de líquido se considera despreciable, de tal manera que podemos sustituir  $n_l=0$  y  $n_v=n$  en la ecuación (3.7), resultando lo siguiente:

$$\sum_{j=1}^n \frac{z_j}{P_j} = 1 \quad (3.14)$$

ó:

$$P_d = \frac{1}{\sum_{j=1}^n \left( \frac{z_j}{P_j} \right)} \quad (3.15)$$

### 3.1.2.- Soluciones reales.

Tomando en cuenta las siguientes limitaciones a las leyes de Raoult y de Dalton:

- La ley de Dalton se basa en la suposición de un comportamiento ideal del gas. Esto limita su uso a presiones menores que 100 psia y temperaturas moderadas.

- La ley de Raoult se basa en la suposición de un comportamiento ideal del líquido. Esto se da sólo si los componentes son física y químicamente muy similares.

- Un compuesto puro no tiene presión de vapor a temperaturas mayores que su temperatura crítica. Esto limita el uso de las ecuaciones a temperaturas menores que la crítica.

Con base en estas limitaciones, para las soluciones reales se utilizan otras ecuaciones, basadas en correlaciones obtenidas por observaciones experimentales del comportamiento de equilibrio vapor-líquido. Estas correlaciones involucran el uso de la constante de equilibrio  $K_j$ , la cual se define como:

$$K_j = \frac{y_j}{x_j} \quad (3.16)$$

Las ecuaciones (3.7) y (3.8) pueden modificarse para tomar en cuenta el comportamiento de soluciones reales, sustituyendo la relación de presiones  $P_v/P$  por la constante de equilibrio  $K$  (ec. 3.3) se tiene lo siguiente :

$$\sum_{j=1}^n x_j = \sum_{j=1}^n \frac{z_j n_t}{n_L + K_j n_v} = 1 \quad (3.17)$$

$$\sum_{j=1}^n y_j = \sum_{j=1}^n \frac{z_j n_t}{n_v + \frac{n_L}{K_j}} \quad (3.18)$$

Considerando una mole de alimentación, al sistema ( $n_t = 1$ ) :

$$\sum_{j=1}^n x_j = \sum_{j=1}^n \frac{z_j}{1 + \bar{n}_v (K_j - 1)} = 1 \quad (3.19)$$

$$\sum_{j=1}^n y_j = \sum_{j=1}^n \frac{z_j}{1 + \bar{n}_L \left( \frac{1}{K_j} - 1 \right)} = 1 \quad (3.20)$$

La solución de las dos ecuaciones anteriores, requieren también de un proceso de ensaye y error.

En la tabla 3.1, se muestran las incógnitas y las variables que intervienen en los cálculos de equilibrio de fases. En el cual se tiene un sistema de  $2n+2$  incógnitas.

**TABLA 3.1.- VARIABLES QUE INTERVIENEN EN LOS CALCULOS FLASH.**

INCOGNITA		ECUACION	
$\bar{n}_L, \bar{n}_V$	2	$\bar{n}_L + \bar{n}_V = 1$	1
$x_i$	n	$\sum x_i = \sum y_i = \sum z_i$	1
$y_i$	n	$y_i = x_i K_i$	n
		$z_j = x_j \bar{n}_L + y_j \bar{n}_V$	n
<b>TOTAL</b>	<b>2n+2</b>		<b>2n+2</b>

**Cálculo de la presión en el punto de burbuja de una solución real.**

Como en el punto de burbuja  $n_V=0$  y  $n_L=n_T$ , y sustituyendo lo anterior en la ecuación (3.18), resulta lo siguiente:

$$\sum_{j=1}^n y_j = \sum_{j=1}^n z_j K_j = 1 \quad (3.21)$$

En la ecuación (3.21) la presión en el punto de burbuja no se puede calcular directamente, por lo tanto puede ser determinada seleccionando presiones y ensayando, con lo cual se obtienen valores de  $K_i$ . Aplicando la ecuación (3.21) se calcula el producto de  $Z_i K_i$ , si la suma es menor que uno, el cálculo se repite a baja presión. Si la suma es mayor que uno, se selecciona un valor de presión mayor y se ensaya nuevamente.

**Cálculo de la presión en el punto de rocío de un gas real.**

Si  $n_L=0$  y  $n_V=n_T$  y sustituyendo lo anterior en la ecuación (3.17), resulta lo siguiente:

$$\sum_{j=1}^n x_j = \sum_{j=1}^n \frac{z_j}{K_j} = 1 \quad (3.22)$$

Un punto muy importante que debe tomarse en cuenta, antes de establecer un estudio de equilibrio vapor-líquido a cualquier presión y temperatura dadas, es el de verificar con certeza si se encuentra en la región de dos fases, esto puede hacerse de la siguiente forma:

1.- Si  $\sum_{j=1}^n \frac{z_j}{K_j}$  y  $\sum_{j=1}^n z_j K_j$  son mayores que 1, se está en la región de dos fases.

2.- si  $\sum_{j=1}^n z_j K_j < 1$  el sistema es completamente líquido

3.- Si  $\sum_{j=1}^n \frac{z_j}{K_j} < 1$  el sistema es completamente vapor.

## 3.2.- ECUACIONES DE ESTADO

Las ecuaciones de estado han sido usadas en muchos trabajos de ingeniería en general; en la ingeniería petrolera se han aceptado como una herramienta bastante útil para diagnosticar el comportamiento de fase de los fluidos.

**Definición:** Una ecuación de estado es aquella que relaciona: presión, temperatura, volumen y composición, la cual puede ser escrita, para el caso de una ecuación de estado cúbica como:

$$V_m^3 + B_1 V_m^2 + B_2 V_m + B_3 = 0 \quad (3.23)$$

donde:

$B_1, B_2, B_3$  dependen de la presión, temperatura, composición y de la cantidad de moles del fluido.

Una ecuación de estado cúbica, puede tener una o tres soluciones reales. Al encontrar las raíces de la ecuación, el volumen mayor corresponde al vapor y el volumen menor al líquido; si existe una tercera solución simplemente se desprecia, ya que carece de significado físico.

Las ecuaciones cúbicas están basadas en la teoría de Van der Waals y producen expresiones de fácil uso en cálculos de equilibrio de fases.

La ecuación de Van der Waals propuesta en 1873, tiene la forma siguiente:

$$P = \frac{RT}{(V-b)} - \frac{a}{V^2} \quad (3.24)$$

donde:

$P$  = Presión del sistema

$T$  = Temperatura del sistema

$V$  = Volumen molar

$R$  = Constante universal de los gases

$b$  = Volumen real de las moléculas.

$a$  = Atracción intermolecular.

Los parámetros  $a$  y  $b$  son normalmente determinados en base a las condiciones críticas o también llamado "criterio de Van der Waals".

### 3.2.1.- ECUACION DE ESTADO DE REDLICH-KWONG.

Muchas modificaciones se han hecho a la ecuación de Van der Waals, sobre todo en el término que contiene la presión de atracción. Redlich - Kwong <sup>36</sup>, proponen la ecuación siguiente:

$$P = \frac{RT}{(V-b)} - \frac{a}{V(V+b)} \quad (3.25)$$

donde el parámetro  $a$  es una función de la temperatura,  $a(T)$ . Para Redlich-Kwong se tiene:

$$a = a' T^{-2}$$

Generalmente el parámetro  $a = a'(T)$  y  $a'$  una constante impuesta por las condiciones en el punto crítico,  $a_c = a'(T_c)$ , entonces:

$$a' = \frac{a_c}{f(T_c)}$$

y

$$a = a_c \frac{f(T)}{f(T_c)} \quad (3.26)$$

Si  $a$  denota la relación  $\frac{f(T)}{f(T_c)}$  y  $a$  tiende a 1 en  $T=T_c$ , se puede notar que para la ecuación de estado de Redlich-Kwong  $a = T_r^{-1/2}$  y  $T_r = T/T_c$  que es la temperatura reducida.

Al expresar la ecuación (3.25) en términos del factor de compresibilidad  $Z$ , se tiene :

$$Z^3 - Z^2 + (A - B - B^2)Z - AB = 0 \quad (3.27)$$

donde:

$$A = \frac{Pa}{R^2 T^2} \quad ; \quad B = \frac{Pb}{RT}$$

Los parámetros  $a$  y  $b$  se obtienen aplicando el criterio de **Van der Waals o el Método de Volúmenes iguales**.<sup>36</sup>

De donde se obtienen las siguientes ecuaciones:

$$a_c = 0.42748 \frac{R^2 T_c^2}{P_c} \quad (3.28)$$

$$b_c = 0.08664 \frac{RT_c}{P_c} \quad (3.29)$$

Las constantes 0.42748 y 0.08664 son conocidas en la literatura como  $\Omega_a$  y  $\Omega_b$ , respectivamente. (Ver referencia 36)

### 3.2.2.- ECUACIÓN DE ESTADO DE SOAVE-REDLICH-KWONG.

Otra de las modificaciones adicionales hechas a las ecuaciones de estado fué precisamente en el parámetro  $a$  en 1972 por Soave<sup>6</sup>, hace que sea una función del factor acéntrico y de la temperatura reducida. La ecuación propuesta es:



$$P = \frac{RT}{V-b} \frac{a(T)}{V(V+b)} \quad (3.30)$$

$$\text{como: } a = a(T_r, \omega) \quad (3.31)$$

Para encontrar la funcionalidad de  $a$ , Soave calculó valores de este parámetro para diferentes temperaturas con varios hidrocarburos puros, usando como condición que las fugacidades fueran las mismas para las fase líquida y vapor en la curva de saturación. Se encontró que  $\sqrt{a}$  fué una función lineal de  $T_r^{-1/2}$  con pendiente negativa; entonces  $a=1$  en  $Tr=1$ , se tiene que:

$$\sqrt{a}(T_r, \omega) = 1 + m(1 - T_r^{-1/2}) \quad (3.32)$$

$$a(T_r, \omega) = \left(1 + m(1 - T_r^{-1/2})\right)^2 \quad (3.33)$$

$$m = 0.480 + 1.574\omega - 0.176\omega^2 \quad (3.34)$$

Entonces los parámetros  $a(T)$  y  $b$  se calculan de la misma manera en que se describió anteriormente:

$$a(T) = a(T_c) a(T_r, \omega) \quad (3.35)$$

$$a(T_c) = 0.42748 \frac{R^2 T_c^2}{P_c} \quad (3.36)$$

$$b = 0.08664 \frac{RT_c}{P_c} \quad (3.37)$$

Sustituyendo las ecuaciones (3.33) y (3.36) en la ecuación (3.35) se tiene:

$$a(T) = 0.42748 \frac{R^2 T_c^2}{P_c} \left[1 + m(1 - T_r^{-1/2})\right]^2 \quad (3.38)$$

o sea:

$$a(T) = 0.42748 \frac{R^2 T_c^2}{P_c} \left[ (1 + 0.480 + 1.574\omega - 0.176\omega^2) \left(1 - T_r^{-1/2}\right) \right]^2 \quad (3.39)$$

El factor acéntrico  $\omega$  definido por Pitzer<sup>37</sup> para componentes puros es:

$$\omega = -(\log_{10} P_r^s + 1); \text{ para } T_r = 0.7 \quad (3.40)$$

donde:

$P_r^s$  = Presión de vapor reducida, para una temperatura reducida  $T_r=0.7$

$\omega$  = Acentricidad o no esfericidad de la molécula; conforme aumenta el peso molecular de los hidrocarburos,  $\omega$  se incrementa. Los valores para  $Z_c, \Omega_a, \Omega_b$ , se puede observar que son los mismos que los de la ecuación original de Redlich-Kwong<sup>36</sup>:

$$Z_c = 0.333$$

$$\Omega_a = 0.42748$$

$$\Omega_b = 0.08664$$

La ecuación para calcular la fugacidad del líquido y el gas son:

$$\ln \varphi = \frac{b_1}{b} (Z-1) - \ln(Z-B) - \frac{A}{B} \left( \frac{2a_1^{0.5}}{a^{0.5}} - \frac{b_1}{b} \right) \ln \left( 1 + \frac{B}{Z} \right) \quad (3.41)$$

### Reglas de Mezclado.

En las ecuaciones cúbicas de estado discutidas previamente, los parámetros  $a$  y  $b$  corresponden a componentes puros; al trabajar con mezclas de hidrocarburos es necesario hacer uso de las ecuaciones llamadas reglas de mezclado<sup>6</sup>. Estas reglas desempeñan un papel importante en el estudio de las mezclas de hidrocarburos. Normalmente son aplicadas a las ecuaciones de estado de la manera siguiente:

$$a = \sum_i \sum_j y_i y_j a_{ij} \quad (3.42)$$

$$b = \sum_i y_i b_i \quad (3.43)$$

$$a_{ij} = (a_i a_j)^{0.5} (1 - \delta_{ij}) \quad (3.44)$$

La forma en que se encuentran las constantes  $a_j$  y  $b_j$  para las diferentes ecuaciones de estado, se presentaron anteriormente;  $\delta_{ij}$  es un coeficiente de interacción binario, el cual se considera igual a cero para interacciones hidrocarburo-hidrocarburo y diferente de cero para hidrocarburo-nohidrocarburo. Las variables  $y_i$  e  $y_j$  son fracciones mol del componente  $i$  y del componente  $j$ , respectivamente.

Si  $\delta_{ij}$  es igual a cero la ecuación (3.42) en conjunto con la (3.44) toma la forma siguiente:

$$a = \left( \sum_i y_i a_i^{0.5} \right)^2 \quad (3.45)$$

El parámetro  $\delta_{ij}$  es función de la composición y temperatura<sup>11</sup>, si esta dependencia es pequeña, puede despreciarse, pero para moléculas polares la variación en el parámetro de interacción puede ser significativa.

**CAPITULO NO. 4**  
**ESTRUCTURA DEL MODELO**  
**DESARROLLADO**

El modelo desarrollado permite conocer las presiones de operación óptimas de un sistema de separación bifásico convencional, en el que los fluidos pasan por recipientes o separadores colocados en serie y que operan a presiones sucesivamente menores, hasta llegar al tanque de almacenamiento, que opera a una presión cercana a la atmosférica.

En la figura 4.1, se muestra un diagrama de flujo simplificado del modelo; en la figura 4.2 se muestra un diagrama general, mientras que en la figura 4.3 se muestra el correspondiente a los cálculos de equilibrio vapor-líquido. En la mayoría de los casos se hace referencia a las ecuaciones utilizadas para realizar los cálculos indicados.

#### 4.1.- DATOS INICIALES REQUERIDOS POR EL MODELO.

Los datos con que se requieren alimentar inicialmente el modelo son los siguientes:

- Número de componentes de la mezcla.
- Composición de la corriente de hidrocarburos que alimenta al sistema de separación convencional,  $z_j$  (para  $j=1$  a  $n$ )
- Propiedades de cada componente <sup>32</sup>. Presión y temperatura críticas, peso molecular, factor acéntrico y densidad del líquido a condiciones estándar.
- Densidad y peso molecular de la fracción pesada.
- Número de etapas de separación asignadas al proceso (NST)
- Número de la etapa que se va a optimizar (NET)
- Decremento de presión deseado ( $\Delta P$ ), a partir de la presión de la etapa próxima anterior. (Valor recomendado  $\Delta P = 5$  psi)
- Temperatura de cada etapa.

#### 4.2.- ASIGNACION DE PRESIONES A LA ETAPA QUE SE VA A OPTIMIZAR.

Si el sistema de separación consta de dos etapas (NST=2) el modelo interpreta que se pretende optimizar la presión de la primera etapa, en cuyo caso el modelo solicita se introduzcan como dato, una presión supuesta. Si no existen limitaciones operativas que restrinjan la presión en esta primera etapa, el usuario podrá suponer valores comprendidos entre la presión disponible en el sitio y la presión de la segunda etapa, que en este caso corresponde a la presión del tanque de almacenamiento. En caso de requerirse una presión mínima (limitada por succión de módulos de compresión, para envío a endulzadoras, etc.), la selección se haría en el rango comprendido entre ésta y la presión disponible en el sitio.

Si el sistema consta de más de dos etapas de separación (NST>2), implica que la presión o presiones que se pretenden optimizar son intermedias, (NET>1). Si el sistema es de tres etapas se optimizará la segunda y si el mismo consta de cuatro etapas, se optimizarían la segunda y la tercera, las cuales son consideradas como etapas intermedias. En cualquiera de estos casos se realizarán cálculos en forma cíclica, asignando a la etapa en estudio valores de presión comprendidos entre los correspondientes a la etapa próxima anterior (NET-1) y próxima posterior (NET+1), cuyos valores son conocidos. Para el primer ciclo, la presión intermedia tendrá un valor de :

$$P(\text{NET}) = P(\text{NET} - 1) - \Delta P$$

y para los siguientes :

$$P(\text{NET}) = P(\text{NET}) - \Delta P$$

### 4.3.- CALCULO DEL NUMERO DE COMBINACIONES DE PRESIONES (ND).

Una combinación de presiones está formada por las presiones correspondientes a cada una de las etapas de separación asignadas al sistema (NST). Para cada etapa cuya presión de separación se pretenda optimizar, se tendrán tantas combinaciones en el sistema, como presiones se asignen a la etapa en estudio. El número de combinaciones posibles se calcula con la siguiente expresión:

$$ND = \frac{P(\text{NET} - 1) - P(\text{NET} + 1)}{\Delta P}$$

Donde :

$P(\text{NET} - 1)$  = Presión de la etapa próxima anterior

$P(\text{NET} + 1)$  = Presión de la etapa próxima posterior

$\Delta P$  = Valor absoluto de los decrementos de presión

### 4.4.- PROPIEDADES CRITICAS DE LA FRACCION PESADA.

Antes de realizar los cálculos de equilibrio vapor-líquido, se requiere conocer las propiedades críticas de la fracción pesada, las cuales se pueden obtener a partir de su densidad relativa ( $\gamma_{c_7}$ ) y peso molecular ( $MW_{c_7}$ ). Para esto el usuario del modelo puede seleccionar cualquiera de los siguientes métodos:

- Correlación de Kesler-Lee.<sup>4</sup>
- Correlación de Riazi-Daubert.<sup>31</sup>

Cabe aclarar que la ecuación de estado utilizada para este trabajo, no fue ajustada debido a que con estas condiciones y para el tipo de fluidos empleados para su validación, el porcentaje de error obtenido al comparar las propiedades calculadas con el programa realizado, con los de laboratorio y aún con los de campo, fueron menores al 2%. Además la correlación que mejores resultados dió fue la de Lee - Kesler<sup>4</sup>.

El detalle de estas correlaciones se presenta en el **Apéndice B**.

### 4.5.- CORRECCION DE LA DENSIDAD DEL LIQUIDO A CONDICIONES DE SATURACION.

Antes de efectuar los cálculos de equilibrio vapor-líquido, es conveniente conocer primero el valor de la densidad del líquido, corregida a las condiciones de saturación, la cual es necesaria para calcular posteriormente el factor de volumen del aceite a las condiciones de saturación. Para esto se requiere efectuar ajustes por:

- Expansión térmica.
- Compresibilidad.

El procedimiento y las ecuaciones utilizadas para obtener la densidad corregida, se presentan detalladamente en el **apéndice A**.

#### **4.6.- CALCULO DE LAS COMPOSICIONES DE VAPOR Y LIQUIDO EN CADA ETAPA.**

Con la composición de los fluidos que alimentan a cada etapa de separación y las condiciones de presión y temperatura correspondientes, se realizan los cálculos flash de equilibrio vapor-liquido y se obtienen las composiciones del líquido y el gas separado.

Para la primera etapa, la composición sometida a separación es la misma que alimenta al sistema, mientras que para la segunda y cualquier otra, la composición de la alimentación es la correspondiente a la del líquido recuperado en la etapa anterior.

La composición y cantidad de gas y líquido en equilibrio en cada etapa de separación se calcula con la ecuación de Rachford-Rice<sup>34</sup> y utilizando el método de segundo orden de convergencia de Newton<sup>30</sup>. La constante de equilibrio  $K$ , implícita en esta ecuación, se obtiene de la relación de coeficientes de fugacidades de cada fase, los que a su vez se calculan a partir de la ecuación de estado de Soave-Redlich-Kwong.<sup>6</sup>

El procedimiento seguido para efectuar estos cálculos se muestra en la figura 4.3 y las ecuaciones utilizadas pueden verse en el apéndice C.

#### **4.7.- CALCULO DE LOS PARAMETROS DE OPTIMIZACION EN FUNCION DE LA PRESION DE SEPARACION.**

Con la composición del líquido recuperado en la última etapa de separación, obtenida de los cálculos de equilibrio vapor-liquido, y con los pesos moleculares y densidades a condiciones estándar de cada uno de los componentes, disponibles en una base de datos del modelo, se calcula la densidad del líquido y el volumen del mismo a condiciones estándar.

Por otra parte, con el número de moles de gas liberado en cada etapa, se obtiene el volumen de gas en cada una de ellas y a partir de estos, el volumen total de gas liberado en el sistema.

Con los volúmenes totales de ambas fases se determina la relación gas-aceite manejada en el sistema.

A partir de la densidad a condiciones estándar, el aceite recuperado en la última etapa de separación, se obtiene la gravedad API del mismo. Relacionando esta densidad con la corregida a condiciones de saturación se obtiene el factor de volumen del aceite.

Los parámetros de optimización mencionados se calculan para todas las combinaciones de presiones posibles en el sistema.

El procedimiento y las ecuaciones utilizadas para efectuar estos cálculos son los que se explican y presentan en el capítulo 2.

#### **4.8.- CLASIFICACION DE PARAMETROS Y SELECCION DE LA PRESION OPTIMA.**

*La presión óptima de separación en cada caso analizado, será aquella para la que se tenga la máxima gravedad API y los valores mínimos de la relación gas-aceite y factor de volumen del aceite a condiciones de saturación.*

*Para obtener los valores máximos y mínimos indicados, el modelo desarrollado dispone de un método estadístico conocido como método SHELL<sup>29</sup>, mediante el cual los valores de los parámetros se ordenan y clasifican en forma ascendente. (Ver apéndice D)*

*En el apéndice F se presenta el listado del programa de cómputo, con cuya aplicación se logra determinar las presiones óptimas de separación, utilizando el criterio de máxima recuperación de hidrocarburos líquidos.*

**FIG. 4.1.- DIAGRAMA SIMPLIFICADO DEL MODELO.**

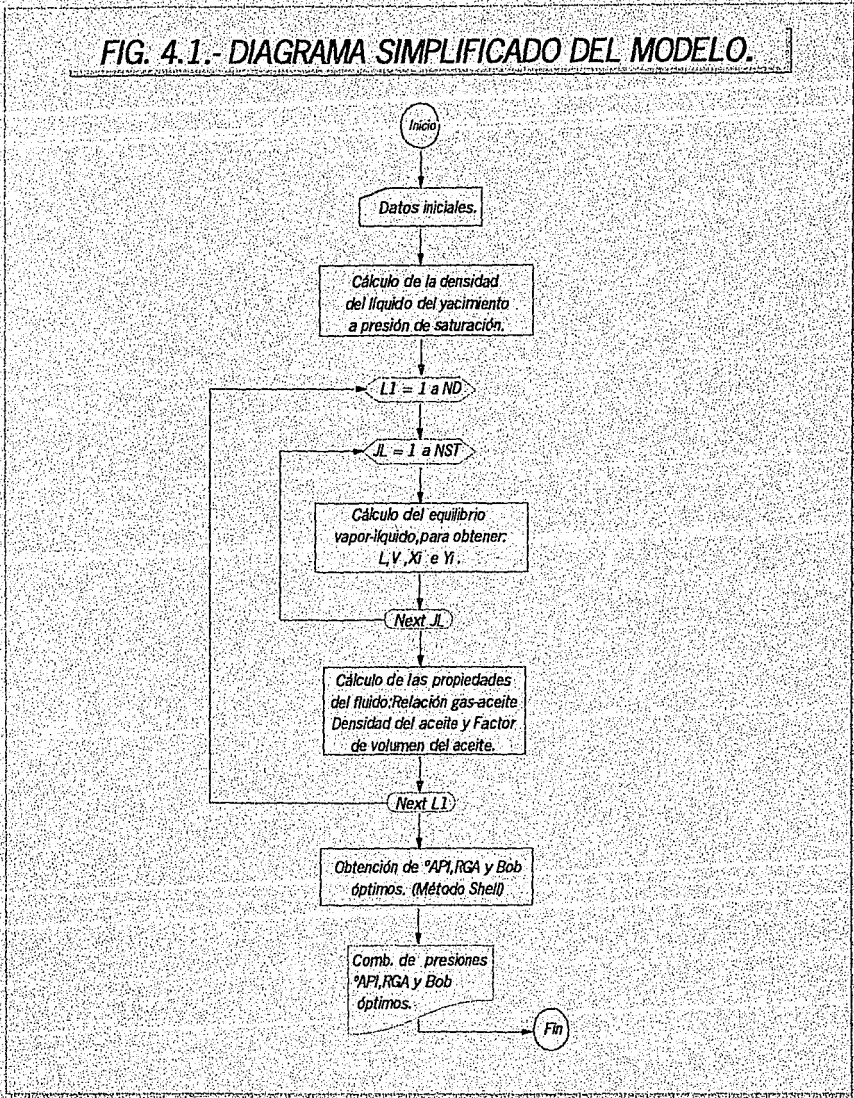
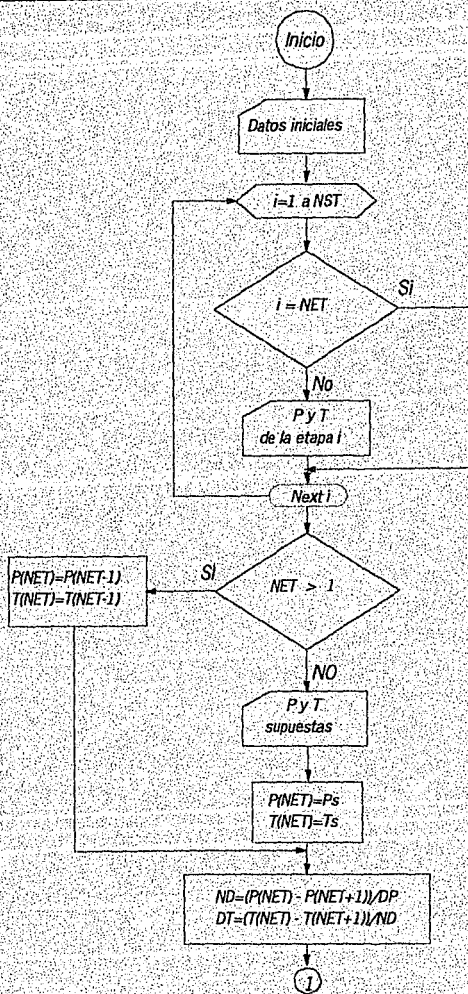
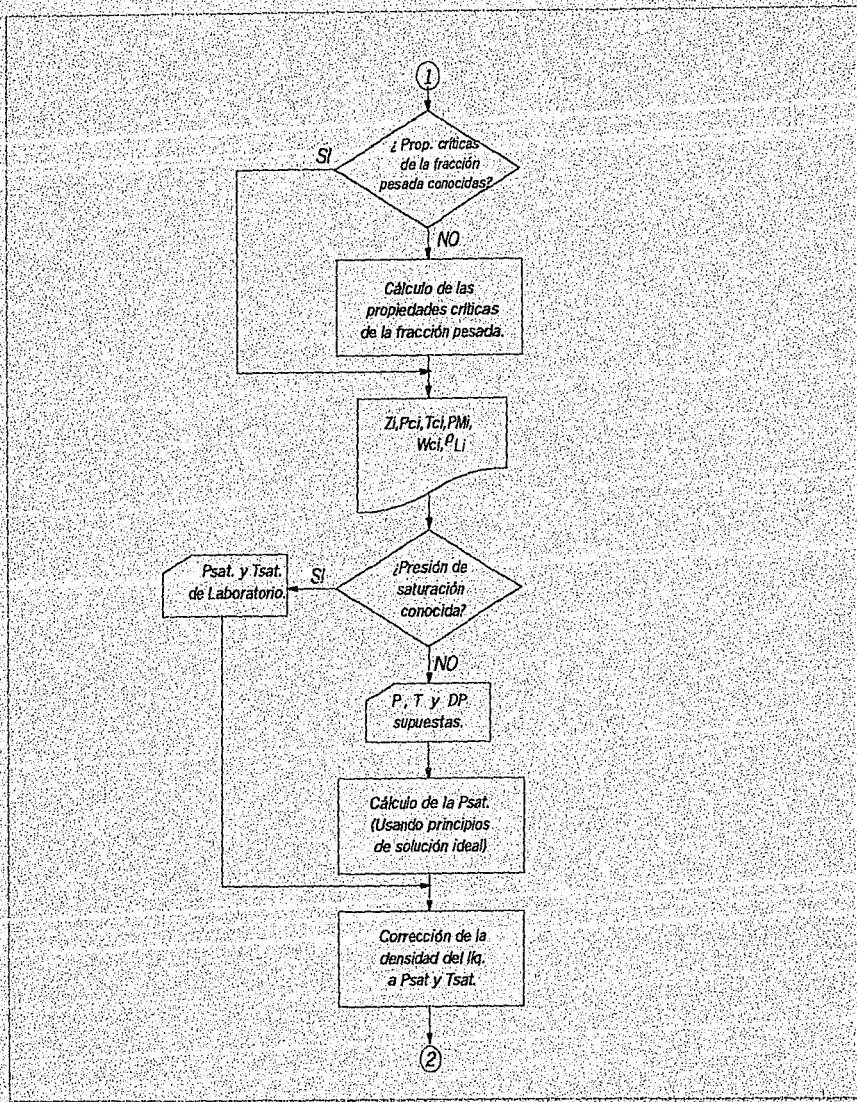
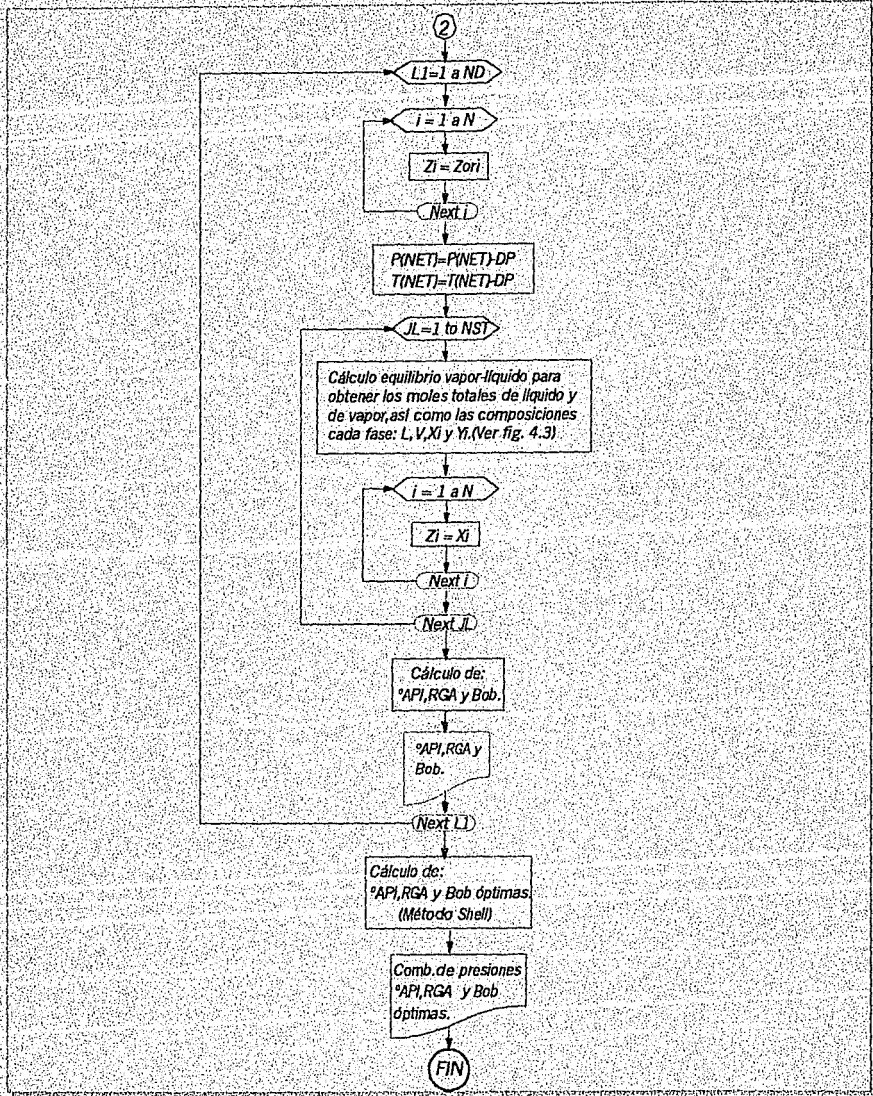




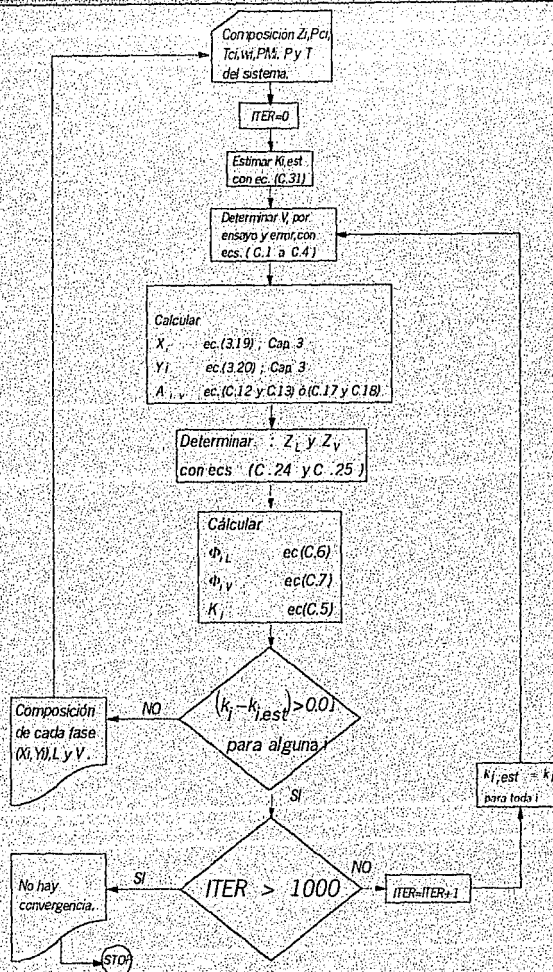
FIG. 4.2.- DIAGRAMA GENERAL DEL MODELO.







**FIG. 4.3.- PROCEDIMIENTO PARA REALIZAR CALCULOS DE EQUILIBRIO VAPOR - LIQUIDO.**



**CAPITULO NO. 5**  
**VALIDACION DEL MODELO**  
**DESARROLLADO**

Para validar el modelo desarrollado, se compararon sus resultados con la información experimental disponible en los informes correspondientes a 16 análisis PVT 1.2(14)-(26), efectuados a igual número de muestras de fondo tomadas en pozos localizados principalmente en la Región Marina de PEMEX EXPLORACION Y PRODUCCION.

En la tabla 5.1, se presenta la relación de pozos a los que corresponden los análisis PVT, así como su localización, mientras que en la tabla 5.2 se muestran los rangos de los diferentes parámetros y de las etapas de separación a que se determinaron.

Para validar el modelo, se simularon las condiciones de separación a que fueron sometidas las muestras de cada pozo en el laboratorio, utilizando las composiciones correspondientes, se calcularon los parámetros de interés para la aplicación del modelo (API, RGA y Bob) y se compararon con los reportados en los análisis PVT y separación por etapas.

En la tabla 5.3 se presentan los resultados obtenidos con el programa de cómputo desarrollado y los reportados por el laboratorio donde se realizaron los análisis. Las diferencias en por ciento se calcularon con la expresión siguiente:

$$X_d = \frac{\text{Valor experimental} - \text{Valor calculado}}{\text{Valor experimental}} \times 100$$

Los valores promedio de las diferencias se determinaron de la siguiente forma:

$$X_d = \frac{\sum_{i=1}^n X_{d_i}}{n}$$

donde:

$n$  = Número total de muestras.

Con los resultados obtenidos y mostrados en la tabla 5.3, se concluye que los valores de las propiedades de interés, obtenidas con el programa de cómputo desarrollado, difieren de los valores experimentales en magnitudes que se consideran aceptables para su aplicación.

**TABLA 5.1.- NOMBRE Y ORIGEN DE LAS MUESTRAS UTILIZADAS PARA LA VALIDACION DEL MODELO.**

NOMBRE DEL POZO	LOCALIZACION
TEORICO-1	LITERATURA TECNICA <sup>1</sup>
TEORICO-2	LITERATURA TECNICA <sup>2</sup>
POL- A	DOS BOCAS <sup>26</sup>
KU-A	CD. DEL CARMEN <sup>25</sup>
ABKATUN-93B	DOS DOCAS <sup>17</sup>
ABKATUN-93B *	DOS BOCAS <sup>17</sup>
BALAM-1	CD. DEL CARMEN <sup>16</sup>
BALAM-53	CD. DEL CARMEN <sup>14</sup>
TOLOC-1	DOS BOCAS <sup>15</sup>
BATAB-21D	CD. DEL CARMEN <sup>23</sup>
KU-401	CD. DEL CARMEN <sup>22</sup>
EK-31	CD. DEL CARMEN <sup>21</sup>
MALOOB-101	CD. DEL CARMEN <sup>20</sup>
MALOOB-101 *	CD. DEL CARMEN <sup>24</sup>
TARATUNICH-301	DOS BOCAS <sup>18</sup>
TARATUNICH-301 **	DOS BOCAS <sup>19</sup>

**TABLA 5.2.- RANGOS DE VARIACION DE PARAMETROS EN ANALISIS PVT .**

PARAMETRO	RANGO DE VARIACION
API (°API)	11 - 41
RGA (p3 / bl)	135 - 1250
Bob (bl / bl)	1.17 - 1.71
NUM. DE ETAPAS DEL SISTEMA.	2 - 5
PRESION DE SEPARACION(kg/cm2)	0 - 8.5
TEMPERATURA DE SEPARACION (° C)	30 - 88
PRESION DE BURBUJA ( kg/cm2)	91 - 305
TEMPERATURA DE BURBUJA (° C)	107 - 150

\* Diferentes condiciones de operación

\*\* Diferente intervalo disparado.

**TABLA 5.3.- COMPARACION DE RESULTADOS DE API, RGA Y Bob .**

	NUM. DE ETAPAS	API EXP (*API)	API CALC. (*API)	% DIFFER	RGA EXP (P3/BL)	RGA CALC. (P3/BL)	% DIFFER	BobEXP (BL/BL)	BobCALC. (BL/BL)	% DIFFER
TEORICO-1	2	40,70	40,80	0,246	758,0	759	1,300	1,474	1,464	0,678
TEORICO-2	2	37,00	37,02	0,000	701,0	708	0,990	1,356	1,353	0,220
POL- A	5	32,30	32,36	0,190	1.107,0	1.105	0,180	1,520	1,550	1,970
KUA	3	20,59	20,52	0,340	490,0	489	0,200	1,226	1,237	0,890
ABKATUN-93	3	33,24	33,32	0,240	544,5	536	1,560	1,380	1,350	2,170
ABKATUN-93*	3	33,17	33,16	0,030	572,0	554	3,400	1,380	1,370	0,720
BALAM-1	3	29,07	29,06	0,030	255,0	253	0,780	1,199	1,190	0,750
BALAM-53	3	24,58	24,57	0,040	192,0	191	0,520	1,180	1,150	2,540
TOLOC-1	3	20,26	20,23	0,150	280,0	276	1,430	1,250	1,220	2,400
BATAB-21D	3	33,46	33,47	0,030	582,0	574	1,375	1,694	1,630	3,780
KU-401	3	24,90	24,88	0,080	277,0	287	3,610	1,241	1,228	1,050
EK-31	3	26,44	26,27	0,640	135,0	125	7,400	1,120	1,100	1,780
MALCOB-101	3	19,82	19,76	0,300	192,0	201	4,690	1,175	1,176	0,065
MALCOB-101 *	3	11,72	11,88	1,370	446,0	435	2,470	1,250	1,220	2,400
TARAT-301	4	32,92	32,95	0,090	1.230,0	1.245	1,220	1,705	1,709	0,230
TARAT-301 **	4	36,27	36,19	0,220	1.018,0	1.014	0,390	1,580	1,520	3,800
DIF. PROM.				0,250			1,970			1,590

\* Diferentes cond. de operación.

\*\* Diferente intervalo disparado.



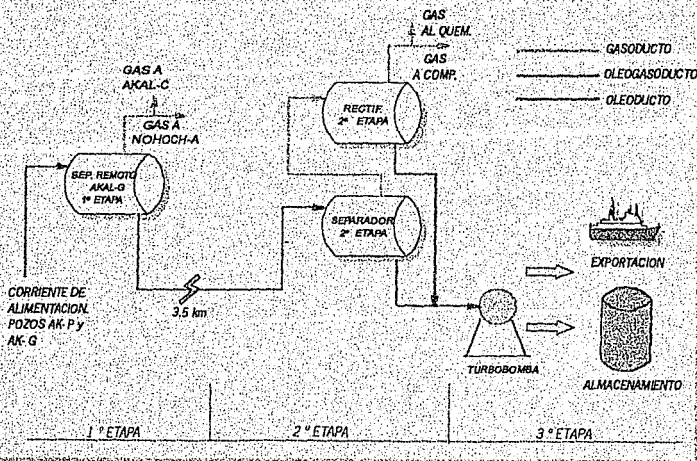
***CAPITULO NO. 6***  
***APLICACIONES***

Para ilustrar la utilidad del modelo desarrollado, éste se aplicó al sistema de separación en tres etapas disponible entre las plataformas AKal-G y AKal-C3 de la Región Marina de PEMEX EXPLORACIÓN Y PRODUCCIÓN. En la figura 6.1 se muestra un diagrama del sistema mencionado, en la tabla 6.1 las condiciones actuales de operación y en la tabla 6.2 la composición de los fluidos de alimentación.<sup>27,28</sup>

En este caso la presión de la primera etapa de separación está fijada operativamente por los requerimientos de presión del gas que se envía a AKal-C compresión; mientras que en la tercera etapa está restringida por las condiciones de almacenamiento. La caída de presión que existe en oleoducto AKal G - AKal-C3, fue calculada con el simulador PIPSIM-NET<sup>28</sup>, resultando con un valor de 30.4 psia. (Ver anexo E)

Inicialmente se simularon las condiciones actuales de operación del sistema, con tres etapas de separación; posteriormente se determinaron las presiones de separación óptimas para este número de etapas; finalmente se efectuó la simulación del sistema con cuatro etapas de separación, optimizando las presiones intermedias correspondientes.

**FIG. 6.1.- SISTEMA DE SEPARACION EN TRES ETAPAS  
AKAL-G => AKAL-C3**



**TABLA 6.1.- CONDICIONES DE OPERACION ACTUALES**

ETAPA	PRESION (PSIA)	TEMPERATURA (° F)
1	121.350	176
2	31.76	104
3	14.70	60

**TABLA 6.2.- COMPOSICION ORIGINAL DE LA CORRIENTE.**

COMPONENTE	% MOL
NITROGENO	0.2119
BIOX. DE CARB.	1.3865
ACIDO SULF.	1.2154
METANO	30.0883
ETANO	8.7422
PROPANO	6.4540
ISO-BUTANO	0.8284
N-BUTANO	2.9526
ISO-PENTANO	1.1073
N-PENTANO	1.8860
N-HEXANO	2.7785
HEPTANO PLUS	42.3487
TOTAL	100.0

**6.1.- SIMULACION DEL PROCESO A LAS CONDICIONES DE OPERACION ACTUALES.**

Utilizando los datos de las tablas 6.1 y 6.2, se realizó la simulación del proceso a condiciones de operación actuales, obteniéndose los resultados que se muestran en la tabla 6.3.

**TABLA 6.3.- RESULTADOS DE LA SIMULACION A LAS CONDICIONES DE OPERACION ACTUALES**

PARAMETRO	VALOR
DENSIDAD ( $^{\circ}$ API)	22.04
RGA (P3/b1)	447.01
Bob (b1/b1)	1.2235
Qo (bpd)	165165
Qg (MMPCD)	74.11

**6.2.- DETERMINACION DE LAS CONDICIONES DE OPERACION OPTIMAS CONSIDERANDO EL SISTEMA CON TRES ETAPAS DE SEPARACION.**

Considerando fijas las presiones de la primera y tercera etapa de separación se simuló de nuevo el proceso actual, pero suponiendo para la segunda etapa, diferentes presiones de separación, comprendidas entre las que se tienen actualmente para la primera y la tercera.

Los parámetros de interés ( $^{\circ}$ API, RGA y Bob) obtenidos de las simulaciones se muestran en la tabla 6.4 y en las figuras 6.2 y 6.3.

De los resultados se concluye que las condiciones de operación óptimas para este sistema son las que se indican en la tabla 6.5 y en las cuales se obtienen, para los parámetros de interés, los valores indicados en la misma.

**TABLA 6.4.- VALORES DE API, RGA, Y Bob PARA DIFERENTES PRESIONES DE SEGUNDA ETAPA**

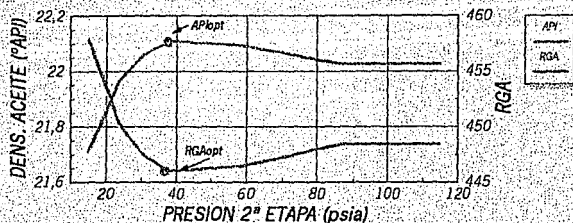
$P_2$ (PSIA)	TEMP. (°F)	DENSIDAD (°API)	RGA (p3/bl)	Bob (bl/bl)
114.35	104	22.02424	448.3777	1.224242
107.35	104	22.02424	448.3777	1.224242
100.35	104	22.02424	448.3777	1.224242
93.35	104	22.02424	448.3777	1.224242
86.35	104	22.02424	448.3777	1.224242
79.35	104	22.04083	447.8955	1.223940
72.35	104	22.05862	447.3809	1.223619
65.35	104	22.07572	446.8876	1.223313
58.35	104	22.09119	446.4441	1.223038
51.35	104	22.09911	446.2546	1.222944
44.35	104	22.10518	446.1044	1.222831
37.35	104	22.10821	445.9718	1.222755
30.35	104	22.06112	447.3857	1.223670
23.35	104	21.96448	450.2477	1.225501
16.35	104	21.70879	457.8113	1.230196

**TABLA 6.5.- CONDICIONES DE OPERACION Y PROPIEDADES OPTIMAS OBTENIDAS.**

ETAPA	PRESION (PSIA)	TEMPERATURA (°F)
1	121.350	176
2	37.35	104
3	14.70	60

DENSIDAD (°API)	RGA (p3/bl)	Bob ( bl/bl)
22.10821	445.9718	1.222755

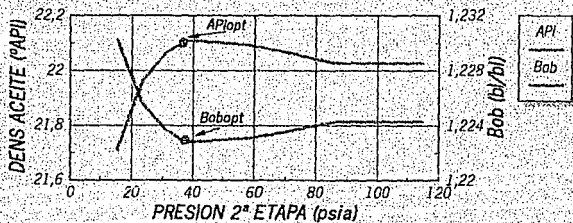
**FIG. 6.2.- OPTIMIZACION POR MAXIMA REC. DE HCS. LIQUIDOS**  
**SISTEMA DE SEPARACION EN TRES ETAPAS**  
 AKAL G => AKAL C3



APIopt= 22.10821 (°API)  
 RGAopt= 445.9718 (p3/b1)

Cond. Óptimas:  
 P1=121.35 psia ; T1=176 °F  
 P2= 37.35 psia ; T2=104 °F  
 P3= 14.70 psia ; T3=60 °F

**FIG. 6.3.- OPTIMIZACION POR MAXIMA REC. DE HCS LIQUIDOS**  
**SISTEMA DE SEPARACION EN TRES ETAPAS**  
 AKAL-G => AKAL-C3



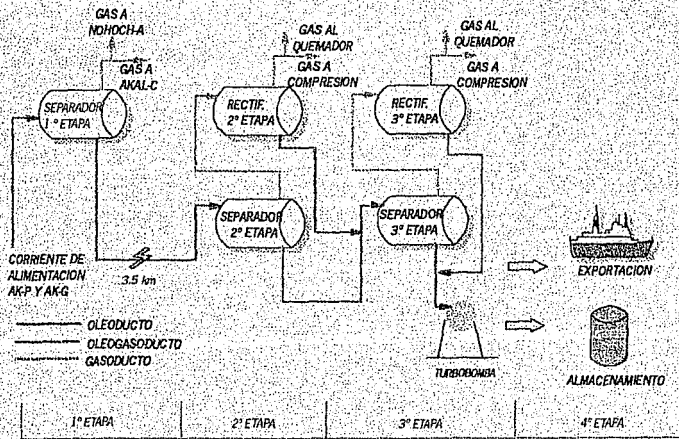
APIopt=22.10821  
 Bobopt=1.222755

Cond. Óptimas:  
 P1= 121.35 psia ; T1=176 °F  
 P2= 37.35 psia ; T2=104 °F  
 P3= 14.70 psia ; T3= 60 °F

### 6.3.- DETERMINACION DE LAS CONDICIONES DE OPERACION OPTIMAS CONSIDERANDO CUATRO ETAPAS DE SEPARACION.

Con la composición de los fluidos que alimentan al sistema (tabla 6.2) y las presiones fijadas para la primera y última etapa (tabla 6.1), se consideró un sistema de separación con cuatro etapas, tal como se muestra en la figura 6.4.

FIG. 6.4.- SISTEMA DE SEPARACION EN CUATRO ETAPAS  
AKAL-G => AKAL-C3



En este caso las presiones a optimizar son las correspondientes a la segunda y tercera etapa: Fijando una de ellas se supusieron valores para la otra y se realizaron los cálculos necesarios para obtener los parámetros de interés.

En las figuras 6.5, 6.6 y 6.7 se presenta el comportamiento de la gravedad API del aceite, de la relación gas-aceite y del factor de volumen del aceite, para diferentes valores de presión en la segunda etapa y calculando la presión en la tercera.

En cada uno de los diagramas se indican las condiciones de separación óptimas y el valor del parámetro que las define, lo cual se presenta en la tabla 6.6.

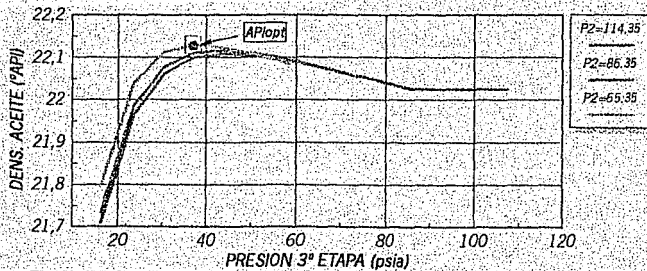
En la figura 6.8 se muestra el comportamiento de los gastos de aceite y gas para diferentes presiones de separación en la segunda etapa, considerando que la correspondiente a la tercera etapa es de 37.35 psia, tal como se determinó primeramente. La máxima recuperación de aceite corresponde a la mínima recuperación de gas tal como es de esperarse, para una presión de 65.35 psia en la segunda etapa.

**TABLA 6.6.- CONDICIONES DE OPERACION OPTIMAS Y PROPIEDADES OBTENIDAS**

ETAPA	PRESION (psia)	TEMP. (°F)
1	121.35	176
2	65.35	122
3	37.35	104
4	14.70	60

DENSIDAD (°API)	RGA (p3/bl)	Bob (bl/bl)
22.12799	445.4264	1.222426

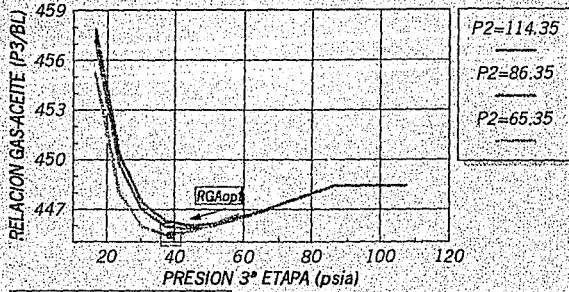
**FIG. 6.5.- VARIACION DE GRAV. API A DIF. VALORES DE P. Y P<sub>3</sub>  
SISTEMA DE SEPARACION EN CUATRO ETAPAS  
AKAL-G => AKAL-C3**



APIopt=22.12799 (°API)

Condiciones Óptimas:  
 P1= 121.35 psia ; T1= 176 °F  
 P2= 65.35 psia ; T2= 122 °F  
 P3= 37.35 psia ; T3= 104 °F  
 P4= 14.70 psia ; T4= 60 °F

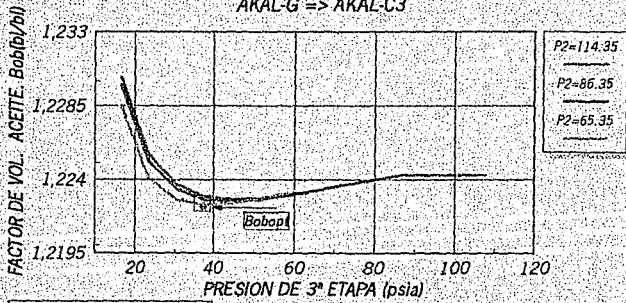
**FIG. 6.6.- VARIACION DE RGA A DIF. VALORES DE  $P_2$  Y  $P_3$ , SISTEMA DE SEPARACION EN CUATRO ETAPAS**  
AKAL-G => AKAL-C3



RGAopt=445.4264 (p3/bl)

Condiciones Optimas:  
 $P_1= 121.35$  psia ;  $T_1= 176$  °F  
 $P_2= 65.35$  psia ;  $T_2= 122$  °F  
 $P_3= 37.35$  psia ;  $T_3= 104$  °F  
 $P_4= 14.70$  psia ;  $T_4= 60$  °F

**FIG. 6.7.- VARIACION DE Bob A DIF. VALORES DE  $P_2$  Y  $P_3$ , SISTEMA DE SEPARACION EN CUATRO ETAPAS**  
AKAL-G => AKAL-C3

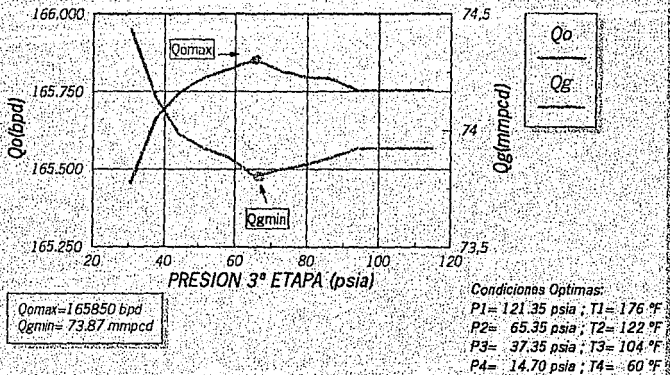


Bobopt= 1.22243 (bl/bl)

Condiciones Optimas:  
 $P_1= 121.35$  psia ;  $T_1= 176$  °F  
 $P_2= 65.35$  psia ;  $T_2= 122$  °F  
 $P_3= 37.35$  psia ;  $T_3= 104$  °F  
 $P_4= 14.70$  psia ;  $T_4= 60$  °F



**FIG. 6.8.- GASTO DE GAS Y ACEITE OBTENIDOS  
SISTEMA DE SEPARACION EN CUATRO ETAPAS  
AKAL-G => AKAL-C3**



### 6.4. ANALISIS COMPARATIVO DE RESULTADOS.

Al simular el sistema de separación en las condiciones de operación actuales, se obtuvieron los resultados presentados en la tabla 6.3. En la tabla 6.7 se comparan los valores calculados con los datos reportados de campo; como se aprecia los parámetros calculados con el programa de cómputo desarrollado, están dentro de un margen de error aceptable. Así mismo al simular el sistema considerando tres y cuatro etapas de separación, se observó que bajo las condiciones óptimas de separación calculadas por el programa mejora la recuperación de hidrocarburos líquidos. Mas aún, la tabla 6.7 muestra que una separación en cuatro etapas permite recuperar mayor volumen de líquidos, comparado con la separación en tres etapas.

**TABLA 6.7.- TABLA COMPARATIVA DE RESULTADOS OBTENIDOS.**

PARAMETRO	VALORES REPORTADOS	VALORES SIMULADOS		
		COND. OPERACION ACTUALES	TRES ETAPAS OPTIMIZADAS	CUATRO ETAPAS OPTIMIZADAS
DENSIDAD (*API)	22	22.04	22.11	22.13
RGA (p3/bl)	449.2	447.01	445.97	445.43
Bob (bl/bl)		1.2234	1.2227	1.2224
Qo (bpd)	165000	165165	165214	165850
Qg (mmpcd)	76.5	74.11	73.68	73.87

Con base en los resultados obtenidos en la tabla 6.8, se puede concluir lo siguiente:

- 1.- Al optimizar el sistema considerando tres y cuatro etapas de separación, respectivamente, se logra mejorar el valor de los parámetros de optimización API, RGA y Bob.
- 2.- Como las condiciones de operación actuales difieren muy poco, con respecto a las obtenidas al optimizar el sistema con tres etapas de separación, puede considerarse que el sistema opera óptimamente.
- 3.- Al estudiarse el sistema considerando cuatro etapas de separación, se obtuvo un incremento en la recuperación de aceite producido de aproximadamente 700 bpd.
- 4.- En base al punto anterior, puede argumentarse que es posible aumentar una cuarta etapa de separación, con lo cual podría tenerse una ganancia adicional de aproximadamente 3'250,325 dls anuales, sin hacer ninguna inversión, ya que se dispone de la infraestructura necesaria. (El precio del barril de crudo se consideró a 13 dls/bl)
- 5.- La composición de la corriente de hidrocarburos a la entrada del sistema corresponde a la de un yacimiento de aceite y gas disuelto de bajo encogimiento.

**CAPITULO NO. 7**  
**CONCLUSIONES Y**  
**RECOMENDACIONES**

## CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

- 1.- Se desarrolló un modelo matemático, cuya aplicación permite conocer las condiciones de operación óptimas de un sistema de separación en etapas, a fin de maximizar la recuperación de hidrocarburos líquidos.
- 2.- Los sistemas de separación con cuatro etapas permiten obtener mayor recuperación de hidrocarburos líquidos, ya que se logra una mejor estabilización del aceite conservándose los componentes intermedios en la fase líquida y reduciéndose sus pérdidas por evaporación.
- 3.- La presión de separación óptima para un sistema dado la define el máximo valor de gravedad API del aceite y los correspondientes valores mínimos de RGA y Bob, lo que implica que basta con conocer el comportamiento de uno de los parámetros estudiados para definir dicha presión. Por lo tanto, la información obtenida con el modelo puede ser de utilidad para determinar el número de etapas de separación o diseñar las instalaciones superficiales de producción para lograr una mayor recuperación de líquido a condiciones de tanque.
- 4.- De los resultados obtenidos de la validación del modelo, se concluye que éste puede ser aplicado confiablemente. Sin embargo, es importante señalar que el mismo fue desarrollado y validado para aplicarse en aceites cuya composición original corresponde principalmente a aceites pesados y ligeros ( $^{\circ}\text{API} < 37$ ) de PEP Región Marina, por lo que se sugiere la aplicación de este modelo para otros tipos de aceites.
- 5.- Dado que el procedimiento de cálculo se basa en la composición de los hidrocarburos y en las condiciones de operación del sistema, se debe contar con un análisis composicional confiable de la mezcla de dichos hidrocarburos a la entrada del sistema. Lo cual es uno de los principales problemas que se tienen al usar modelos con base composicional ya que esta no es confiable o no existe.
- 6.- Para los sistemas que tienen rangos muy limitados para seleccionar las presiones de separación intermedia, el incremento en la recuperación de hidrocarburos líquidos, al optimizar sus condiciones de operación, puede ser relativamente bajo.
- 7.- Se definieron las condiciones de operación óptimas del sistema de AKAL G - AKAL C3, perteneciente a la Región Marina de PEMEX EXPLORACION-PRODUCCION, así como su posible comportamiento al aumentarle una etapa de separación.

## *REFERENCIAS*

**[1] McCain jr., William D.**

*The properties of petroleum fluids.*  
PenWell Publishing Company, 1990.

**[2] Amix, J.W., Bass, D.M. and Whiting, R.L.**

*Petroleum Reservoir Engineering.*  
Mcgraw Hill Book Company.

**[3] Chilingirian, G.V., Robertson jr., J.O. and Kumar, S.**

*Surface operations in petroleum productions.*  
Vol. 1, 1990.

**[4] Kesler, M.G. and Lee, B.I.**

*Improve prediction of enthalpy of fractions.*  
*Hydrocarbon processing*, March 1976, pp 153-158.

**[5] Edmister, W.C.**

*Applied hydrocarbon thermodynamics.*  
Vol. 33, No. 4, 1973.

**[6] Soave, Giorgio.**

*Equilibrium constants from a modified Redlich-Kwong equation of state.*  
*Chemical Engineering Science*, 1972, Vol. 27, pp. 1197-1203.

**[7] Nolasco, M. J. y Garaicochea, P. F.**

*Criterios para seleccionar las condiciones de separación de aceite y gas.*  
*IMP*, Agosto 1978.

**[8] Szarawara, J. and GawdziK, A.**

*Method of calculation of fugacity coefficient from equation of state.*  
*Chemical Engineering Science*, Vol. 44, no. 7, pp. 1489-1494, 1989. printed in Great Britain.

**[9] Nghiem, R.X., Aziz, K. and Li, Y.K.**

*A robust iterative method for flash calculations using the Soave-Redlich-Kwong or the Peng-Robinson equation of state.*  
*SPE Journal*, June 1983.

**[10] Conrard, P.G. and Gravier, J.F.**

*Peng-Robinson equation of state checks validity of PVT experiments.*  
*Oil and Gas Journal*, April 21, 1980.

**[11] Elliot jr., J.R. and Daubert, T.E.**

*Revised procedures for phase equilibrium calculations with the Soave equation of state*, *Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev.*, Vol. 24, no. 3, pp. 743-748, 1985

**[12] Joyanes, A.L. y Villar, P.L.A.**

*QuickBasic avanzado.*  
Ed. McGraw Hill 1993, Madrid, España.

**[13] Cevallos, F. Javier.**

Manual para QuickBasic 4.5.  
Ed. Macrobite 1990, Mexico, D.F.

**[14] Pozo Balam 53**

Análisis PVT y Separación en Etapas.  
Laboratorio de Yacimientos, Instituto Mexicano del Petróleo.  
Proyecto CBC-1150, Octubre de 1993.

**[15] Pozo Toloc-1**

Análisis PVT y Separación en Etapas.  
Laboratorio de Yacimientos, Instituto Mexicano del Petróleo.  
Proyecto CBC-1150, Octubre de 1993.

**[16] Pozo Balam 1**

Análisis PVT y Separación en Etapas.  
Laboratorio de Yacimientos, Instituto Mexicano del Petróleo.  
Proyecto CBO-2300, Agosto de 1992.

**[17] Pozo AbKatún 93-B**

Análisis PVT y Separación en Etapas.  
Laboratorio de Yacimientos, Instituto Mexicano del Petróleo.  
Proyecto CBC-1150, Septiembre de 1993.

**[18] Pozo Taratunich-301**

Análisis PVT y Separación en Etapas.  
Laboratorio de Yacimientos, Instituto Mexicano del Petróleo.  
Proyecto CBO-2304, Marzo de 1992.

**[19] Pozo Taratunich 301**

Análisis PVT y Separación en Etapas.  
Laboratorio de Yacimientos, Instituto Mexicano del Petróleo.  
Proyecto CBO-2300, Abril de 1992.

**[20] Pozo Maloob 101**

Análisis PVT y Separación en Etapas.  
Laboratorio de Yacimientos, Instituto Mexicano del Petróleo.  
Proyecto CBO-2304, Febrero 1992.

**[21] Pozo EK 31**

Análisis PVT y Separación en Etapas.  
Laboratorio de Yacimientos, Instituto Mexicano del Petróleo.  
Proyecto CBO-2300, Julio de 1992.

**[22] Pozo Ku 401**

Análisis PVT y Separación en Etapas.  
Laboratorio de Yacimientos, Instituto Mexicano del Petróleo.  
Proyecto CBO-2300, Septiembre de 1992.

**[23] Batab 21D**

*Análisis PVT y Separación en Etapas.*  
Laboratorio de Yacimientos, Instituto Mexicano del Petróleo.  
Proyecto CBC-1150, Enero de 1993.

**[24] Pozo Malbob 101**

*Análisis PVT y Separación en Etapas.*  
Laboratorio de Yacimientos, Instituto Mexicano del Petróleo.  
Proyecto CBO-2304, Mayo 1992.

**[25] Ku - A**

*Análisis y caracterización de y gases.*  
Laboratorio de Producción Región Marina.  
PEMEX, Abril de 1994.

**[26] Pol - A**

*Análisis y caracterización de y gases.*  
Laboratorio de Producción Región Marina.  
PEMEX, Enero de 1994.

**[27] AKal - C3**

*Análisis y caracterización de aceites y gases.*  
Laboratorio de Producción Región Marina.  
PEMEX, Febrero de 1994.

**[28] AKal-G**

*Análisis y caracterización de gases.*  
Laboratorio de Producción Región Marina.  
PEMEX, Febrero de 1994.

**[29] Joyanes, A.L.**

*Programación en QuicK Basic ver 4.5.*  
Ed. McGraw Hill 1992, Madrid, España.

**[30] Nieves, H.A., Domínguez, S.F. y Marroquín, S.G.**

*Métodos numéricos vol I*  
E. S.I.Q.U.I.E., IPN, 1983, pp. 19 - 25.

**[31] Riazi, M. R. and Daubert, T.E.**

*Simplify property predictions*  
*Hydrocarbon processing*, March 1980, pp 116-116.

**[32] Gas processors association**

*Engineering data book.*  
10ª edición, 1987.



**[33] Brill, J. P. and Beggs, H. D.**

*Two phase flow in pipes.*

Tulsa, 1992.

**[34] Rachford, H. H. and Rice, J. D.**

*Procedure for use of electronic digital computer in calculating flash vaporization hydrocarbon equilibrium.*

*J. Petrol. Technology*, 1952.

**[35] Wilson, G.**

*A modified Redlich-Kwong equation of state, application to general physical data calculations*

*AIChE*, 1968.

**[36] Redlich, O. and Kwong, J. N. S.**

*On the thermodynamics of solutions. An equations of state, fugacities of gaseous solutions*

*AIChE*, 1949.

**[37] Pitzer, K.S., Lippman, D.Z., Carl, R.F. and Paterson, D.E.**

*Journal American Chemical Society*, vol. 77, p. 3427 (1955).

**[38] Baker Jardine, and Associates Limited**

*PIPSIM-NET FOR WINDOWS, ver. 1.03*

Noviembre de 1994.

# ***NOMENCLATURA***

$a$  = Constante de la correlación de Riazi-Daubert.

$a$  = Parámetro de la ecuación de estado de Soave-Redlich-Kwong.

$b$  = Constante de la correlación de Riazi-Daubert.

$B_{ob}$  = Factor de volumen del aceite a la presión de saturación.

$bpd$  = Barriles por día.

$c$  = Constante de la correlación de Riazi-Daubert.

$C_3^*$  = Propano plus.

$\delta_{ij}$  = Coeficientes de interacción binaria.

$k_j$  = Relación de equilibrio, del componente  $j$ .

$k_w$  = Factor de caracterización de Watson.

$M_{osr}$  = Peso molecular aparente del líquido en el tanque de almacenamiento.

$MMPCD$  = Millones de pies cúbicos por día.

$MW$  = Peso molecular.

$n$  = Número de componentes de la mezcla total.

$ND$  = Número de combinaciones de presiones.

$NET$  = Número de etapa a optimizar.

$n_L$  = Número total de moles en el líquido.

$\bar{n}_{L,L}$  = Total de moles de líquido resultantes de la separación.

$NST$  = Número de etapas asignadas al sistema.

$n_i$  = Número de moles totales en la mezcla.

$n_v$  = Número total de moles en el gas.

$\bar{n}_{v,V}$  = Total de moles de vapor resultantes de la separación.

$P$  = Presión absoluta del sistema.

$P_b$  = Presión en el punto de burbuja.

$P_c$  = Presión crítica.

$P_d$  = Presión en el punto de rocío.

$P_j$  = Presión parcial del componente  $j$  en el gas, en equilibrio con un líquido de composición  $X_j$ .

$P_{vj}$  = Presión de vapor que el componente  $j$  ejercerá a la temperatura de interés.  
 $P_1$  = Presión de la etapa 1.  
 $P_2$  = Presión de la etapa 2  
 $P_3$  = Presión de la etapa 3  
 $P_4$  = Presión de la etapa 4  
 $Q_g$  = Gasto de gas producido.  
 $Q_o$  = Gasto de aceite producido.  
 $R$  = Constante universal de los gases.  
 $RGA$  = Relación gas aceite total  
 $RGA_i$  = Relación gas-aceite en al etapa  $i$   
 $RGA_r$  = Relación gas aceite total.  
 $T$  = Temperatura absoluta del sistema.  
 $T_b, T_B$  = Temperatura de ebullición.  
 $T_c$  = Temperatura crítica.  
 $T_r$  = Temperatura reducida.  
 $T_1$  = Temperatura de la etapa 1  
 $T_2$  = Temperatura de la etapa 2  
 $T_3$  = Temperatura de la etapa 3  
 $T_4$  = Temperatura de la etapa 4  
 $V_c$  = Volumen crítico.  
 $V_{g_i}$  = Volumen de gas en la etapa  $i$ .  
 $V_{gr}$  = Volumen de gas total.  
 $V_m$  = Volumen molar.  
 $V_{osr}$  = Volumen de aceite en el tanque de almacenamiento.  
 $\omega$  = Factor de acentricidad  
 $w_{C_1}$  = Fracción mol del metano en la mezcla.  
 $w_{C_2}$  = Fracción mol del etano en la mezcla.  
 $w_{CO_2}$  = Fracción mol del bióxido de carbono en la mezcla.

$W_{mix}$  = Peso molecular de la mezcla.

$W_{N_2}$  = Fracción mol del nitrógeno en la mezcla.

$W1$  = Fracción en peso del Metano en la mezcla.

$W2$  = Fracción en peso del Etano en la mezcla.

$X_d$  = Error o desviación promedio.

$x_j$  = Fracción mol del componente j en el líquido.

$y_j$  = Fracción mol del componente i en el gas.

$Z$  = Factor de supercompresibilidad.

$Z_c$  = Factor de supercompresibilidad a las cond. críticas.

$z_j$  = Fracción molar del j-ésimo componente en la mezcla total incluyendo la fase líquida y gaseosa.

### LETRAS GRIEGAS

$\gamma_o$  = Densidad relativa del aceite (Aire=1) en el tanque de almacenamiento.

$\gamma_{o_1}$  = Densidad relativa del heptano plus.

$\Delta\rho_p$  = Corrección por compresibilidad.

$\Delta\rho_T$  = Corrección por expansión térmica.

$\Theta$  = Punto de ebullición reducido.

$\rho_{o_{ST}}$  = Densidad del aceite en el tanque de almacenamiento.

$\rho_{C_3}$  = Densidad del propano plus.

$\rho_o$  = Densidad del i-ésimo componente.

$\rho_{po}$  = Densidad del pseudolíquido a condiciones estándar.

$\rho_{corr}$  = Densidad del líquido corregida a presión de saturación.

$\rho_{bs}$  = Densidad del líquido saturado, corregida por compresibilidad.

$\rho_w$  = Densidad del agua.

$\Phi_{iL}$  = Fugacidad del componente i en la fase líquida.

$\Phi_{iV}$  = Fugacidad del componente i en la fase vapor.

# *APENDICE A*

**APENDICE A.- CALCULO DE LA DENSIDAD DEL LIQUIDO DEL YACIMIENTO A PRESION DE SATURACION,USANDO PRINCIPIOS DE SOLUCION IDEAL.<sup>1,2</sup>**

**1.- CALCULO DEL PESO MOLECULAR DE LA MEZCLA,SUPONIENDO QUE TODOS LOS COMPONENTES DE LA MEZCLA SE ENCUENTRAN EN ESTADO LÍQUIDO.**

$$W_{mix} = \sum_i X_i MW_i \quad ; \text{ para: } i=1 \text{ a } N \quad (A.1)$$

**2.- DENSIDAD DEL C<sub>3</sub>, A LAS CONDICIONES ESTANDAR.**

$$\rho_{C_3} = \frac{\sum_i X_i MW_i}{\sum_i \frac{X_i MW_i}{\rho_{o_i}}} \quad ; \text{ para } i = C_3 \text{ a } N \quad (A.2)$$

**3.- CALCULO DE LA FRACCION EN PESO DEL METANO EN LA MEZCLA.**

$$W1 = \frac{W_{C_1}}{W_{mix}} \quad (A.3)$$

**4.- CALCULO DE LA FRACCION EN PESO DEL ETANO EN LA MEZCLA.**

$$W2 = \frac{W_{C_2} + W_{N_2}}{W_{mix} - W_{C_1} - W_{CO_2}} \quad (A.4)$$

**5.- DETERMINACION DE LA DENSIDAD DEL PSEUDOLIQUIDO A CONDICIONES ESTANDAR.**

$$\rho_{Po} = \frac{\rho_{C_3}^+}{(1 + 2.138156W1^{1.027205} + 0.453717W2^{1.092823})} \quad (A.5)$$

### 6.- CORRECCION POR COMPRESIBILIDAD.

$$\Delta\rho_p = \left(0.167 + 16.81(10^{-0.425\rho_{bs}})\right)\left(\frac{P}{1000}\right) - 0.01\left(.299 + 263(10^{-0.603\rho_{bs}})\right)\left(\frac{P}{1000}\right) \quad (A.6)$$

### 7.- CORRECCION POR EXPANSION TERMICA.

$$\Delta\rho_T = \left(.00302 + 1.505\rho_{bs}^{-0.951}\right)(T - 60)^{0.938} - \left(0.0216 - 0.0233(10^{0.0161\rho_{bs}})\right)(T - 60)^{0.475} \quad (A.7)$$

$$\rho_{bs} = \rho_{p0} + \Delta\rho_T \quad (A.8)$$

### 8.- DETERMINACION DE LA DENSIDAD CORREGIDA DEL LIQUIDO.

$$\rho_{corr} = \rho_{p0} + \Delta\rho_p - \Delta\rho_T \quad (A.9)$$



## ***APENDICE B.***

## APENDICE B.- CORRELACIONES PARA EL CALCULO DE LAS PROPIEDADES CRITICAS DEL C7+ .

### 1.- CORRELACION DE KESLER-LEE<sup>4</sup>

#### Presión crítica.

$$\begin{aligned} \ln(P_c) = & 8.3634 - \frac{0.0566}{\gamma_{C7+}} - (0.24244 + \frac{2.2898}{\gamma_{C7+}} + \frac{0.11857}{\gamma_{C7+}^2})10^{-3}T_b + \\ & + (1.4685 + \frac{3.648}{\gamma_{C7+}} + \frac{0.47227}{\gamma_{C7+}^2})10^{-7}T_b^2 - (0.42019 + \frac{1.6977}{\gamma_{C7+}^2})10^{-10}T_b^3 \quad (B.1) \end{aligned}$$

#### Temperatura crítica.

$$T_c = 341.7 + 811.1\gamma_{C7+} + (0.4244 + 0.1174\gamma_{C7+})T_b + (0.4669 - 3.26238\gamma_{C7+})\frac{10^5}{T_b} \quad (B.2)$$

#### Peso molecular.

$$MW1 = -12272.6 + 9486.4\gamma_{C7+} + (4.6523 - 3.3287\gamma_{C7+})T_b \quad (B.3a)$$

$$MW2 = (1.0 - 0.77084\gamma_{C7+} - 0.02058\gamma_{C7+}^2)(1.3437 - \frac{720.79}{T_b})\frac{10^7}{T_b} \quad (B.3b)$$

$$MW3 = (1.0 - 80882\gamma_{C7+} + 0.02226\gamma_{C7+}^2)(1.8828 - \frac{181.98}{T_b})\frac{10^{12}}{T_b^3} \quad (B.3c)$$

$$MW = MW1 + MW2 + MW3 \quad (B.3d)$$

#### Factor acéntrico.

Para  $\Theta > 0.8$

$$w = -7.904 + 0.1352K_w - 0.007465K_w^2 + 8.359\Theta + \frac{(1.408 - 0.01063K_w)}{\Theta} \quad (B.4)$$

Para  $\Theta < 0.8$

$$w = \frac{-\ln\left(\frac{P_c}{14.696}\right) - 5.92714 + \frac{6.09648}{\Theta} + 1.28862 \ln \Theta - 0.169377 \Theta^6}{15.2518 - \frac{15.6875}{\Theta} - 13.4721 \ln \Theta + 0.43577 \Theta^6} \quad (B.5)$$

donde:

$$\Theta = \frac{T_b}{T_c} \quad (B.6)$$

$$k_w = \frac{(T_b)^{\frac{1}{3}}}{\gamma_{C7+}} \quad (B.7)$$

Temperatura de ebullición.

$$T_b = \left[ 4.5579 MW_{C_7}^{0.15178} \gamma_{C_7}^{0.15427} \right]^3 \quad (B.8)$$

## 2.- CORRELACION DE RIAZI-DAUBERT.<sup>31</sup>

Esta correlación calcula las propiedades críticas basándose en la temperatura de ebullición y la densidad del C7+. Estos autores presentan la ecuación general siguiente:

$$\Theta = a T_b^b \gamma_{C_7}^c \quad (B.9)$$

donde los valores de las constantes se muestran en la tabla B.1.

El factor acéntrico se calcula con la correlación de Edmisters.

$$w = \frac{3}{7} \left[ \frac{\text{Log}\left(\frac{P_c}{14.7}\right)}{\frac{T_c}{T_b} - 1} \right] - 1 \quad (B.10)$$

**TABLA B.1.- CONSTANTES DE LA CORRELACION DE  
 RIAZI - DAUBERT.**

PROPIEDAD $\theta$	a	b	c
$T_c$ ( $^{\circ}R$ )	24.2787	0.58848	0.3596
$P_c$ (psia)	3.12281E+9	-2.3125	2.3201
$V_c$ (p3/lb)	0.0075214	0.2896	-0.7666
MW	4.5673 E-5	2.1962	-1.0164

# APENDICE C.

## APENDICE C.- PROCEDIMIENTO PARA REALIZAR CALCULOS DE EQUILIBRIO VAPOR-LIQUIDO.

### I.- COMPOSICION Y CANTIDAD DE LAS FASES DE GAS Y LIQUIDO EN EQUILIBRIO.

Para resolver las ecuaciones para  $x_i$  y  $y_i$ , es necesario un procedimiento por ensayo y error. Se han propuesto muchos algoritmos de solución, para acelerar la convergencia, especialmente cerca del punto crítico, donde la convergencia es difícil y lenta. Un algoritmo simple y que ha sido aceptado ampliamente en muchos casos, es el que se desarrolla a continuación:

Combinando las ecuaciones siguientes:

$$\sum_{i=1}^n x_i = \sum_{i=1}^n \frac{z_i}{1 + V(K_i - 1)} = 1 \quad (1.19)$$

$$\sum_{i=1}^n y_i = \sum_{i=1}^n \frac{z_i}{1 + L\left(\frac{1}{K_i} - 1\right)} = 1 \quad (1.20)$$

Resulta la ecuación:

$$\sum_{i=1}^n (y_i - x_i) = \sum_{i=1}^n \frac{z_i(K_i - 1)}{1 + V(K_i - 1)} = f(V) = 0 \quad (C.1)$$

La ecuación (C.1), es conocida como la ecuación de Rachford and Rice<sup>34</sup>. La convergencia de la ecuación (C.1), puede ser alcanzada usando el método de segundo orden de convergencia de Newton<sup>30</sup>. Este procedimiento<sup>32</sup> requiere que se conozcan los siguientes datos:

- Número de componentes de la mezcla,  $n$
- Fracción mol de cada componente en la mezcla,  $z_i$
- Las constantes de equilibrio para cada componente,  $K_i$
- Un valor inicial de  $V$ .

Con los datos anteriores y la ecuación (C.2), se obtiene un valor mejorado de  $V$ .

$$V_{i+1} = V_i - \frac{f(V)}{f'(V)} \quad (C.2)$$

donde  $f'(V)$  es obtenida derivando la ecuación (C.1) con respecto a  $V$ , es decir:

$$f'(V) = - \sum_{i=1}^n \frac{z_i(K_i - 1)^2}{[(K_i - 1)V + 1]^2} \quad (C.3)$$

La convergencia es alcanzada cuando:

$$|V_{j+1} - V_j| < 10^{-6} \quad (C.4)$$

Una vez alcanzada la convergencia para  $V$ , la composición de cada fase puede ser calculada con las ecuaciones (3.19) y (3.20), las cuales fueron mencionadas en el capítulo 3.

El procedimiento anterior requiere de los valores de  $K_i$  a la presión y temperatura de interés. Existen diferentes métodos para determinar los valores de  $K_i$ , pero el más recomendado es con una ecuación de estado. Para este trabajo se utilizó la ecuación de estado de **Soave-Redlich-Kwong**.

## 2.- CALCULO DE LAS CONSTANTES DE EQUILIBRIO.

Las constantes de equilibrio o valores  $K_i$ , son parte fundamental en el cálculo de equilibrio gas-líquido. Estos pueden ser calculados en función de las fracciones mol de un componente dado para cada fase. Sin embargo un valor más preciso es mediante el cálculo de los coeficientes de fugacidad para cada componente de la mezcla. Por lo tanto se puede definir la constante de equilibrio  $K_i$  de la siguiente forma:

$$K_i = \frac{\Phi_{iL}}{\Phi_{iV}} \quad (C.5)$$

Los coeficientes de fugacidad para cada componente en la fase líquida o gas, son establecidos a partir de la ecuación de estado de **Soave-Redlich-Kwong**, como sigue:

Líquido

$$\ln(\Phi_{iL}) = \left(\frac{b_i}{b}\right)_L (Z_L - 1) - \ln(Z_L - B_L) - \frac{A_L}{B_L} \left[ 2 \left(\frac{a_i}{a}\right)_L^{0.5} - \left(\frac{b_i}{b}\right)_L \right] \ln \left( 1 + \frac{B_L}{Z_L} \right) \quad (C.6)$$

Gas

$$\ln(\Phi_{iV}) = \left(\frac{b_i}{b}\right)_V (Z_V - 1) - \ln(Z_V - B_V) - \frac{A_V}{B_V} \left[ 2 \left(\frac{a_i}{a}\right)_V^{0.5} - \left(\frac{b_i}{b}\right)_V \right] \ln \left( 1 + \frac{B_V}{Z_V} \right) \quad (C.7)$$

Las variables usadas en las ecuaciones (C.6) y (C.7), están definidas en las ecuaciones siguientes:

$$\left(\frac{a_i}{a}\right)_L^{0.5} = \frac{\alpha_i^{0.5} T_{C_i}}{P_{C_i}^{0.5}} \quad (C.8)$$

$$\sum_{i=1}^n x_i \alpha_i^{0.5} T_{C_i} / P_{C_i}^{0.5}$$

$$\left(\frac{a}{a}\right)_V^{0.5} = \frac{\frac{\alpha_i^{0.5} T_{C_i}}{P_{C_i}^{0.5}}}{\sum_{i=1}^n \frac{y_i \alpha_i^{0.5} T_{C_i}}{P_{C_i}^{0.5}}} \quad (C.9)$$

$$\left(\frac{b_l}{b}\right)_L = \frac{\frac{T_{C_i}}{P_{C_i}}}{\sum_{i=1}^n \frac{x_i T_{C_i}}{P_{C_i}}} \quad (C.10)$$

$$\left(\frac{b_l}{b}\right)_V = \frac{\frac{T_{C_i}}{P_{C_i}}}{\sum_{i=1}^n \frac{y_i T_{C_i}}{P_{C_i}}} \quad (C.11)$$

$$A_L = C_a \frac{P}{T^2} \left[ \sum_{i=1}^n x_i T_{C_i} \left( \frac{\alpha_i}{P_{C_i}} \right)^{0.5} \right]^2 \quad (C.12)$$

$$A_V = C_a \frac{P}{T^2} \left[ \sum_{i=1}^n y_i T_{C_i} \left( \frac{\alpha_i}{P_{C_i}} \right)^{0.5} \right]^2 \quad (C.13)$$

$$B_L = C_b \frac{P}{T} \sum_{i=1}^n \frac{x_i T_{C_i}}{P_{C_i}} \quad (C.14)$$

$$B_V = C_b \frac{P}{T} \sum_{i=1}^n \frac{y_i T_{C_i}}{P_{C_i}} \quad (C.15)$$

$$\alpha_i = \left[ 1 + S_i (1 - T_{C_i}^{0.5}) \right]^2 \quad (C.16)$$

Para mezclas de hidrocarburos más complejas, las reglas de mezclado (ecs (C.12) y (C.13)) son modificadas de la siguiente forma:



$$A_L = C_a \frac{P}{T^2} \sum_{i=1}^n \sum_{j=1}^n x_i x_j a_{ij} \quad (C.17)$$

$$A_V = C_a \frac{P}{T^2} \sum_{i=1}^n \sum_{j=1}^n y_i y_j a_{ij} \quad (C.18)$$

donde:

$$a_{ij} = (1 - k_{ij}) a_i^{0.5} a_j^{0.5} \quad (C.19)$$

Los parámetros  $a_i$  y  $a_j$  están definidos como:

$$a_i = \frac{T_c^2 \alpha_i}{P_c} \quad (C.20)$$

$$a_j = \frac{T_c^2 \alpha_j}{P_c} \quad (C.21)$$

$$S_i = 0.480 + 1.574w_i - 0.176w_i^2 \quad (C.22)$$

El factor acéntrico de Pitzer, se define como:

$$w = C_a T_b \left[ \frac{\text{Log} P_c - 1.167}{T_c - T_b} \right] \quad (C.23)$$

Las constantes  $C_a$  y  $C_b$  para la ecuación de Soave-Redlich-Kwong son:

$$C_a = 0.42748$$

$$C_b = 0.08664$$

### 3.- SOLUCION DE LA ECUACION CUBICA DE SOAVE-REDLICH-KWONG.<sup>33</sup>

La solución de la ecuación cúbica para cada fase<sup>33</sup>, es la siguiente:

Líquido.

$$Z_L^3 - Z_L^2 + Z_L (A_L - B_L - B_L^2) - A_L B_L = 0 \quad (C.24)$$

Vapor

$$Z_V^3 - Z_V^2 + Z_V (A_V - B_V - B_V^2) - A_V B_V = 0 \quad (C.25)$$

Donde los coeficientes  $A$  y  $B$  para cada fase, son dados en las ecuaciones (C.12) y (C.13) ó (C.16) y (C.17) y las ecuaciones (C.14) y (C.15).

### 3.1.- CALCULO DE LAS RAICES DE LA ECUACION CUBICA.

La ecuación cúbica de Soave-Redlich-Kwong, puede ser solucionada, aplicando el método de segundo orden de convergencia de Newton descrito anteriormente.

#### Líquido

Una buena aproximación inicial para encontrar la raíz en la fase líquida, es sobre la suposición de que la gravedad específica es igual a 0.8. Es decir:

$$Z_{L,k} = \frac{P \sum_{i=1}^n x_i MW_i}{0.8 \rho_w RT} \quad (C.26)$$

Por lo tanto, la ecuación (C.24) puede ser descrita como:

$$Z_{L,k} = Z_{L,k}^3 - Z_{L,k}^2 + Z_{L,k} (A_L - B_L - B_L^2) - A_L B_L \quad (C.27)$$

Un valor mejorado de  $Z_{L,k}$ , puede obtenerse de:

$$Z_{L,k} = Z_{L,k} - \frac{f(Z_{L,k})}{f'(Z_{L,k})} \quad (C.28)$$

donde:

$$f'(Z_{L,k}) = \frac{\partial f(Z_{L,k})}{\partial Z_{L,k}} = 3Z_{L,k}^2 - 2Z_{L,k} + (A_L - B_L - B_L^2) \quad (C.29)$$

La convergencia es obtenida cuando:

$$|Z_{L,k+1} - Z_{L,k}| < 10^{-4} \quad (C.30)$$

Un procedimiento similar, puede ser aplicado para encontrar las raíces de la fase vapor<sup>33</sup>, suponiendo una aproximación inicial de  $Z_{L,v} = 1$ .

### 4.- CORRELACION DE WILSON.<sup>35</sup>

La estimación inicial de los valores de  $K_i$ , puede ser obtenida a partir de la correlación de Wilson, de la forma siguiente:

$$K_{i,est} = \frac{\exp[5.37(1+w_i)(1-1/Tr_i)]}{P_f} \quad (C.31)$$

El procedimiento en forma integral se muestra en la figura (4.3), el cual es conocido como Método de aproximaciones Sucesivas.<sup>33</sup>

# APENDICE D

## METODO DE ORDENACION SHELL

La ordenación y la búsqueda de información son las tareas más realizadas en los procesos de computación. La búsqueda de un elemento particular se simplifica notablemente por el hecho de que estos estén ordenados. El método de ordenación Shell, denominado así en honor a su inventor D. L. Shell, es una técnica de ordenación y búsqueda, que se basa en la realización de comparaciones de elementos no sucesivos con intervalos o saltos mayores de uno.

La eficiencia del método Shell es mucho mayor que la correspondiente a los métodos directos. El tiempo de ejecución (número de comparaciones) es proporcional a  $n^{1.2}$ , lo que supone una mejora significativa ya que los algoritmos anteriores dependen de  $n^2$ , lo que produce tiempos mucho mayores.

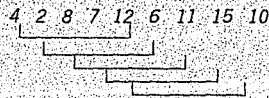
Para ilustrar su metodología pondremos el siguiente ejemplo.

Se tiene una lista de números como sigue:

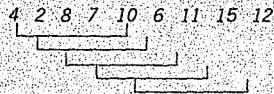
4 2 8 7 12 6 11 15

los pasos a realizar son :

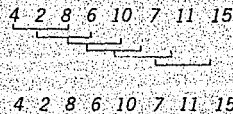
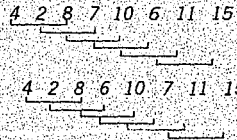
Seleccionar el intervalo o salto  $\frac{8}{2} = 4$ , por lo tanto se determinan grupos de cuatro elementos como sigue:



Se realiza una nueva pasada hasta que todas las parejas estén ordenadas.

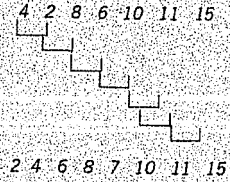


Una vez que todas las parejas están ordenadas, se comienzan las comparaciones en intervalos de dos.



4 2 8 6 10 7 11 15

Una vez que ya están ordenadas las listas, se pasa a realizar comparaciones de saltos de longitud 1



Una nueva pasada deja la lista ordenada.

2 4 6 7 8 10 11 15

EL procedimiento de ordenación por el método Shell será el siguiente:

' Ordenación por el método Shell '

```

Sub Ordenar (n,A(1))
  Salto=n
  Do while = Salto > 1
    Salto = Salto/2
    Do
      Sw = 1
      For J= 1 to n-Salto
        I = J + Salto
        If A(J) > A(I) then
          SWAP A(I),A(J)
          Sw = 0
        End If
      Next J
    loop until Sw = 1
  loop
END SUB
  
```

**APENDICE E**  
**CALCULO DE LAS CAIDAS DE**  
**PRESION EN EL OLEODUCTO**  
**AKAL G - AKAL C**

Nodule N3 connects the following branches:

- 2 is a FEED
- 3 is a DRAIN

Nodule AKAL-G connects the following branches:

- 3 is a FEED

NETWORK Page 2

\*\*\*\*\* PIPESIM-NET \*\*\*\*\*

\* (RELEASE 3.06 27/01/95) \*

\* MULTIPHASE NETWORK SIMULATOR \* Iteration Progress Log

\* \* Iteration Progress Log

\* BAKER JARDINE AND ASSOCIATES \* Iteration Progress Log

\* LONDON \*

\*\*\*\*\*

Page 2

DATE : 04/02/95

TIME : 18:08:35

386PC/FTN77

SITE : PEMEX

CODE : 0250.001

Project :

User : Input Data File : TESIS.TNT

Job : CALCULO DE CAIDAS DE PRESIO DE AKAL-G-AK\*\*\*

1 2 : direct PIPESIM call IP= 120.8930 FR= 656.2944 gives OP= 90.51735

0 3 : direct PIPESIM call FR= 10.00000 OP= 50.00000 gives IP= 50.00000

1 2 2 (F): IP= 120.8930 , FR= 656.2944 => gives OP= 90.51735

1 1 3 (F): OP= 90.51734 , FR= 656.2944 => gives IP= 90.51929

iteration 1, error: 0.151320E-04

Converged. Junction pressures and flow residuals are :

Node name	Pressure	Flow residual
2 N3	90.5173	0.610352E-04

NETWORK Page 1

Page 1

\*\*\*\*\* PIPESIM-NET \*\*\*\*\*

DATE : 04/02/95

\* (RELEASE 3.06 27/01/95) \*

TIME : 18:08:35

\* MULTIPHASE NETWORK SIMULATOR \* NETWORK INPUT DATA ECHO

\* \* NETWORK INPUT DATA ECHO

386PC/FTN77

\* BAKER JARDINE AND ASSOCIATES \* NETWORK INPUT DATA ECHO

\* LONDON \*

SITE : PEMEX

\*\*\*\*\*

CODE : 0250.001

Input Data File : TESIS.TNT

Debug(183) is SET

Debug(401) is SET

\$\$ Pipesim-NET, Windows v.2.10 on Sat Feb 04 18:08:30 1995

setup title="CALCULO DE CAIDAS DE PRESIO DE AKAL-G-AK\*\*\*"

units out all=ENG

setup comp=off tol=0.01 maxiter=100 heatbal=on

branch name=2 file=2.pst start=AKALG end=N3 temp F=176 pres psia=120.893 liq  
bbl/day=173700

branch name=3 file=3.pst start=N3 end=AKAL-G

Job : CALCULO DE CAIDAS DE PRESIO DE AKAL-G-AK\*\*\*

2	2.pst	AKALG	N3	Pres+LiquidFlow	120.89	173700.00
3	3.pst	N3	AKAL-G	Nothing	0.00	0.00

Nodule AKALG connects the following branches:

2 is a DRAIN





Total flow residual : 0.610352E-04

NETWORK Page 3

Page 3

\*\*\*\*\* PIPESIM-NET \*\*\*\*\*

DATE : 04/02/95

\* (RELEASE 3.06 27/01/95) \*

TIME : 18:08:52

\* MULTIPHASE NETWORK SIMULATOR \* NETWORK OUTPUT

\* NETWORK OUTPUT

386PC/FTN77

\* BAKER JARDINE AND ASSOCIATES \* NETWORK OUTPUT

\* LONDON \*

SITE : PEMEX

\*\*\*\*\*

CODE : BJA

Project :

User : Input Data File : TESIS.TNT

Job : CALCULO DE CAIDAS DE PRESIO DE AKAL-G-AK\*\*\*

Branch Name	2	3
Branch No	1	2
Type	Source	Sink

Flowing from	AKALG	N3
to	N3	AKAL-G
Flow direction	Forward	Forward

Inlet

Temperature	F	176.0	77.0
Pressure	psia	120.9	90.5
Enthalpy	BTU/s	52342.9	22980.8
Flowrate	lb/s	656.29	656.29
	sbbl/day	173700.0	173700.0
	MMSCFD	13.90	13.90

Outlet

Temperature	F	77.0	77.0
Pressure	psia	90.5	90.5
Enthalpy	BTU/s	22980.8	22980.4
Flowrate	lb/s	656.29	656.29
	sbbl/day	173700.0	173700.0
	MMSCFD	13.90	13.90

JOB : CALCULO DE CAIDAS DE PRESIO DE AKAL-G-AK

BRANCH : 2

	DIST.	ELEV.	ANGLE	PRES.	TEMP.	MEAN	PRESSURE	DROP	LIQUID	FREE			
	DENSITIES	SLUG	FLOW										
	(FEET)	(FEET)	(DEG.)	(PSIA)	(F)	(FT/S)	ELEV.	FRICTN.	(BBL/D)	(MMSCFD)	LIQ.		
	GAS (PI-SS)												
1	0.	0.0	0.00	120.9	176.0	4.8	0.00	0.00	180201.	12.37	55.51	0.32	T/D
INTERMITTENT													
2	1000.	0.0	0.00	118.9	83.1	4.8	0.00	1.97	180201.	12.37	55.51	0.32	2.98 T/D
INTERMITTENT													
3	2000.	0.0	0.00	115.7	77.4	4.6	0.00	3.23	175855.	12.28	56.89	0.34	1.47 T/D
INTERMITTENT													
4	3000.	0.0	0.00	112.1	77.0	4.6	0.00	3.58	175582.	12.33	56.97	0.33	0.99 T/D
INTERMITTENT													
5	4000.	0.0	0.00	108.4	77.0	4.8	0.00	3.74	175548.	12.39	56.98	0.32	0.75 T/D
INTERMITTENT													
6	5000.	0.0	0.00	104.5	77.0	4.9	0.00	3.91	175528.	12.45	56.99	0.31	0.60 T/D
INTERMITTENT													
7	6000.	0.0	0.00	100.4	77.0	5.0	0.00	4.10	175507.	12.52	56.99	0.30	0.50 T/D
INTERMITTENT													
8	7000.	0.0	0.00	96.0	77.0	5.2	0.00	4.32	175485.	12.59	56.99	0.29	0.43 T/D
INTERMITTENT													
9	8000.	0.0	0.00	91.5	77.0	5.4	0.00	4.57	175462.	12.67	57.00	0.27	0.37 T/D
INTERMITTENT													
10	8202.	0.0	0.00	90.5	77.0	5.5	0.00	0.96	175448.	12.72	57.00	0.26	0.37 T/D
INTERMITTENT													

Case 1 complete. Sections = 9 total segments = 9 run units = 433

3 Page 1

Page 5

\*\*\*\*\* PIPESIM \*\*\*\*\*

DATE : 04/02/95

\* (RELEASE 3.06 27/01/95) \*

TIME : 18:08:52

\* MULTIPHASE FLOW SIMULATOR \*

BRANCH 3 ITERATION DATA

\*  
386PC/FTN77

\* BRANCH 3 ITERATION DATA

\* BAKER JARDINE AND ASSOCIATES \*

BRANCH 3 ITERATION DATA

\* LONDON \*

SITE : PEMEX

\*\*\*\*\*

CODE : BJA

PROJECT : PIPESIM Demo

USER : BJA

INPUT DATA FILE : 3.pst

JOB : CALCULO DE CAIDAS DE PRESIO DE AKAL-G-AK

BRANCH : 3

Iteration routine :

Outlet set pressure ..... 90.52 PSIA

Estimated Inlet pressure..... 90.52 PSIA

Iteration 1: Inlet Pressure= 90.51700 PSIA, outlet pressure= 90.51505 PSIA

Iteration 2: Inlet Pressure= 90.51929 PSIA, outlet pressure= 90.51734 PSIA

Within outlet pressure tolerance.

3 Page 2

Page 6

\*\*\*\*\* PIPESIM \*\*\*\*\*

DATE : 04/02/95

\* (RELEASE 3.06 27/01/95) \*

TIME : 18:08:52

\* MULTIPHASE FLOW SIMULATOR \*

BRANCH 3

PRIMARY OUTPUT

\* BRANCH 3

PRIMARY OUTPUT

386PC/FTN77

\* BAKER JARDINE AND ASSOCIATES \*

BRANCH 3

PRIMARY OUTPUT

\* LONDON \*

SITE : PEMEX

\*\*\*\*\*

CODE : BJA

PROJECT : PIPESIM Demo

USER : BJA

INPUT DATA FILE : 3.pst

JOB : CALCULO DE CAIDAS DE PRESIO DE AKAL-G-AK

BRANCH : 3

DIST. ELEV. ANGLE PRES. TEMP. MEAN PRESSURE DROP LIQUID FREE  
 DENSITIES SLUG FLOW  
 VEL. (PSI) FLOW GAS (LB/FT3) NUMBER PATTERN  
 (FEET) (FEET) (DEG.) (PSIA) (F) (FT/S) ELEV. FRICTN. (BBL/D) (MMSCFD) LIQ.  
 GAS (PI-SS)

1 0. 0.0 0.00 90.5 77.0 5.5 0.00 0.00 175420. 12.81 57.01 0.26 T/D  
 INTERMITTENT  
 2 1. 0.0 0.00 90.5 77.0 5.5 0.00 0.00 175420. 12.81 57.01 0.26 \*\*\*\*\* T/D  
 INTERMITTENT

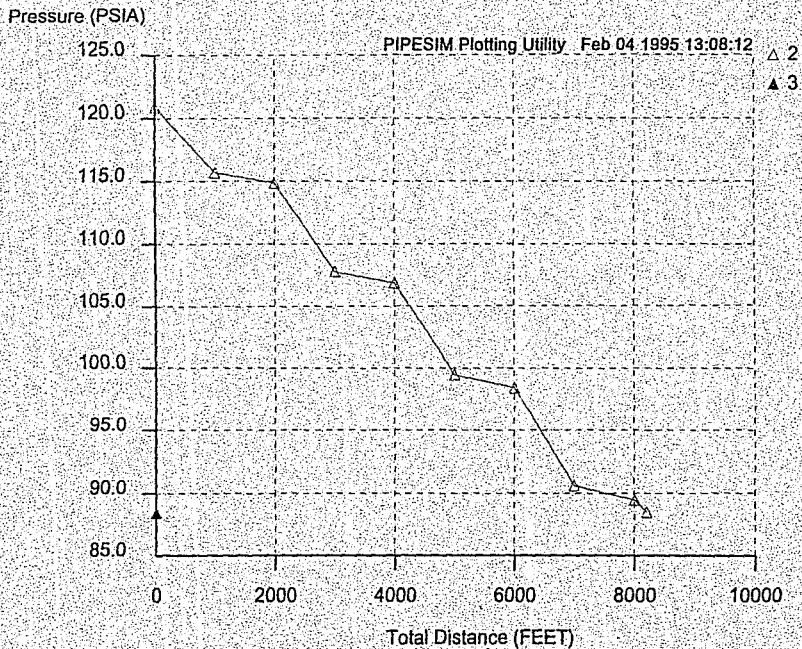
Case 1 complete. Sections = 1 total segments = 1 run units = 403

Total CPU usage:

Network Executive 7.72  
 PIPESIM sub-tasks 11.88  
 -----  
 Total 19.60

ESTO NO DEBE  
 SALIR DE LA BIBLIOTECA

### CAIDAS DE PRESION DE AKAL G - AKAL-C



**APENDICE F**  
**PROGRAMA DE COMPUTO**

```

DECLARE SUB DCORR (N!, P!, T!, DCR!)
DECLARE SUB DCORR (N!, P, T, DCR!)
DECLARE SUB PBURB (N!, P!, T!, DP)
DECLARE SUB KESLER (SG!, PH!)
DECLARE SUB RIAZI (SG!, PH!)
DECLARE SUB flash (N!, P!, T!)
DECLARE SUB IMPRE (N!)
DECLARE SUB CORR (N, SG, PH!)
DECLARE SUB CUBIC1 (N!, PH!, T!, P!, AL!, BL!, AV!, BV!, JL!, ZLK!, ZVK!)
DECLARE SUB ORDENAR (ND!)
DECLARE SUB DATOS (N!)
DECLARE SUB CEQ (Z!, Kest!, N!, X!, Y!)
DECLARE SUB CUBIC (N!, PH, T, P, AL!, BL!, AV, BV, JL, ZLK!, ZVK!)
DIM SHARED Comp$(100), Z(100), PH(100), W(100), PC(100), TC(100), RO(100)
DIM SHARED Kest(100), Kcal(100), MAG(100), MAL(100), ZOR(100), ALFA(100), M(100)
DIM SHARED AM(100), BM(100), PG(100), ATAV(100), ATAL(100), BIBL(100), BIBV(100)
DIM SHARED LISTA(100), P(100), T(100), P2(100), T2(100), FIL(100), FIV(100)
DIM SHARED Y(100), X(100), V1(100), L1(100), VG(100), RGA(100), BO1(100), RGATT(100), APIT(100)
DIM SHARED N, DL(100), DG(100), L, V, Pi, Ti, PH, TC, PC, WC, WHIX, NOMBRES, SG

```

```

CLS
SCREEN 0, 2
COLOR 11, 1
WIDTH 80
LOCATE 2, 5
PRINT "Este programa fue realizado por:"
LOCATE 6, 25
PRINT "  ING. MARCOS RAMIREZ RIVERA  "
LOCATE 9, 5
PRINT "Bajo la dirección de:"
LOCATE 13, 25
PRINT "  H. en I. NOEL SANTAMARIA G.  "
LOCATE 18, 25
PRINT "  U. N. A. H.  , 1 9 9 4  "
LOCATE 23, 40
PRINT "Pulse <C> para continuar": X$ = INPUT$(1)

```

```

CLS
WIDTH 80
COLOR 11, 1
LOCATE 7
PRINT TAB(10); " *****"
PRINT TAB(10); " * "
PRINT TAB(10); " * ESTE PROGRAMA FUE DESARROLLADO COMO PARTE DEL * "
PRINT TAB(10); " * PROYECTO DE TESIS PARA OBTENER EL TITULO DE MAESTRO * "
PRINT TAB(10); " * EN INGENIERIA PETROLERA. CUYO TITULO ES: * "
PRINT TAB(10); " * "
PRINT TAB(10); " * MODELO MATEMATICO PARA OPTIMIZAR LAS CONDICIONES DE * "

```



```

PRINT TAB(10); "      * POR ETAPAS DE HIDROCARBUROS.      *"
PRINT TAB(10); "      *                                                              *"
PRINT TAB(10); "      * *****"
LOCATE 23, 25
PRINT "Pulse <C> para continuar": X$ = INPUT$(1)

```

```

CLS
SCREEN 0, 2
COLOR 15, 3, 3
WIDTH 80
LOCATE 12, 22
PRINT " PROCESO DE OPTIMIZACION DE PRESIONES "
LOCATE 13, 22
PRINT "          DE SEPARACION          "
COLOR 15, 1
LOCATE 23, 25
PRINT "Pulse <C> para continuar": X$ = INPUT$(1)
CLS

```

'Datos necesarios para el inicio de corrida.

```

'NOM. COMP., Z1, PH, TC, PC, WC, DENS
DATA N2, .002119094, 28.016, 227.30, 492.0, 0.0372, 50.4168
DATA CO2, .013865001, 44.010, 548.1071, 0.2667, 51.5388
DATA H2S, .012154208, 34.076, 672.60, 1036., .0920, 53.3714987
DATA C1H4, .300883380, 16.043, 343.32, 667.8, 0.0126, 18.7006
DATA C2H6, .087422373, 30.070, 550.1, 707.80., .0978, 22.2238
DATA C3H8, .064540343, 44.097, 666.01, 616.30., 1541, 31.6638
DATA iC4H10, .008284283, 58.124, 734.96, 529.10, 0.184, 35.1197
DATA nC4H10, .029525934, 58.124, 765.62, 550.70, 0.2015, 36.4437
DATA iC5H12, .011073438, 72.151, 829.03, 490.4, 0.2286, 38.9571
DATA nC5H12, .018859735, 72.151, 845.60, 488.60, 0.2524, 39.3535
DATA nC6H14, .027785146, 86.178, 913.6, 436.9, 0.2998, 41.4106
'DATA nC7H16, .026705108, 100.205, 972.7, 396.80, 0.3494, 42.9216
'DATA nC8H18, .053579, 114.232, 1024.1, 360.6, 0.3981, 44.0810
'DATA nC9H20, .052234, 128.259, 1070.5, 331.8, 0.4452, 45.0086
'DATA nC10H22, .054783, 142.286, 1111.6, 304.4, 0.4904, 45.7865

```

'Datos necesarios para iniciar la corrida.

```

COLOR 15, 3, 7
LOCATE 1, 25
PRINT " DAME LOS SIGUIENTES DATOS: "
COLOR 15, 1, 7
LOCATE 3, 10
INPUT "Nombre del campo "; NOMBRES
LOCATE 4, 10
INPUT "Num. de componentes ="; N
LOCATE 5, 10
INPUT "Num. de etapas ="; NST
LOCATE 6, 10

```

```

LOCATE 7, 10
INPUT "Dame el decremento de presión (psia)="; DPI
LOCATE 8, 10
INPUT "Dame la temperatura de la etapa de interés (*F)="; TINT
TINT = TINT + 460

```

```
FOR I = 1 TO NST
```

```
CLS
```

```
IF NET <> I THEN
```

```
COLOR 15, 3
```

```
LOCATE 3, 28
```

```
PRINT " DATOS DE ETAPA NO: "; I
```

```
COLOR 15, 1, 7
```

```
LOCATE 7, 25
```

```
INPUT "Presión (psia)="; P(I)
```

```
LOCATE 9, 25
```

```
INPUT "Temperatura (*F)="; T(I)
```

```
T(I) = T(I) + 460
```

```
ELSE
```

```
END IF
```

```
NEXT I
```

```
Pinicial = P(1)
```

```
Pfinal = P(NST)
```

```
IF (NET - 1) > 0 THEN
```

```
P(NET) = P(NET - 1)
```

```
ELSE
```

```
COLOR 15, 3
```

```
PRINT : PRINT
```

```
LOCATE 13, 25
```

```
PRINT " DAME P y T sup. DE ETAPA 1 "
```

```
COLOR 15, 1
```

```
LOCATE 15, 25
```

```
INPUT "Presión supuesta="; PS
```

```
LOCATE 16, 25
```

```
INPUT "Temperatura supuesta="; TS
```

```
P(NET) = PS
```

```
T(NET) = TS + 460
```

```
END IF
```

```
MD = (P(NET) - P(NET + 1)) / DPI
```

```
ND = INT(MD)
```

```

INPUT "Va a caracterizar (SI/NO):"; SI$
LOCATE 18, 10
INPUT "Fracción mol de C+="; Z(N)
Z = Z(N)

IF "SI" = SI$ THEN
  CLS
  COLOR 15, 3, 7
  LOCATE 6, 25
  PRINT " DATOS DE LA FRACCION PESADA "
  COLOR 15, 1, 7
  LOCATE 10, 20
  INPUT "NOMBRE="; Comp$(N)
  LOCATE 12, 20
  INPUT "DENSIDAD="; SG
  LOCATE 14, 20
  INPUT "PESO MOLECULAR="; PH
  PH(N) = PH
  CALL CORR(N, SG, PH)
  N = N - 1

  FOR I = 1 TO N
    READ Comp$(I), Z(I), PH(I), TC(I), PC(I), W(I), RO(I)

  NEXT I
  N = N + 1
ELSE
  FOR I = 1 TO N
    READ Comp$(I), Z(I), PH(I), TC(I), PC(I), W(I), RO(I)

  NEXT I
END IF

```

'Cálculo de la suma de las fracciones mol de los componentes de la corriente original.

```

SUMDAT = 0
FOR I = 1 TO N
  SUMDAT = SUMDAT + Z(I)
NEXT I

```

'Impresión de datos usados para efectuar la corrida.

```

CLS
COLOR 15, 4, 7
LOCATE 4, 25
PRINT " DATOS DE PROPIEDADES CRITICAS "

```

```

COLOR 15, 1, 7
LOCATE 6
PRINT SPC(8); "COMPONENTE"; SPC(2); "FRAC. MOL."; SPC(4); "P.M."; SPC(3); "T.C."; SPC(4); "P.C."; SPC
LOCATE 7
PRINT SPC(41); "(R)"; SPC(3); "(psia)"; SPC(11); "(LB/p3)"
LOCATE 8
FOR I = 1 TO N
    PRINT USING "##"; I;
    PRINT USING "\ \"; SPC(6); Comp$(I);
    PRINT USING ".#####"; SPC(1); Z(I);
    PRINT USING "###.##"; SPC(1); PH(I); SPC(1); TC(I); SPC(1); PC(I);
    PRINT USING "###.###"; SPC(1); W(I); SPC(1); RO(I)
NEXT I
PRINT TAB(10); "SUMA=>";
PRINT TAB(20); SUMDAT
LOCATE 23, 25
COLOR 15, 1, 7
PRINT "Pulse <ENTER> para continuar"; X$ = INPUT$(1)
CLS

```

'Cálculo de la presión de burbuja.

```

LOCATE 5, 10
INPUT "QUIERE CALCULAR LA PRESION DE SATURACION:"; SI$
IF SI$ = "SI" THEN
    LOCATE 13, 10
    INPUT "Presión de saturación sup. (psia)="; PPB
    LOCATE 14, 10
    INPUT "Temperatura de saturación sup. (°F)="; TPB
    LOCATE 15, 10
    INPUT "Decrementos de presión (psia)="; DP
    P = PPB
    T = TPB + 460
    CALL PBURB(N, P, T, DP)
ELSE
    LOCATE 13, 10
    INPUT "Presión de Lab. (psia)="; PPB
    LOCATE 14, 10
    INPUT "Temperatura de Lab. (°F)="; TPB
    P = PPB
    T = TPB + 460
END IF

```

'Corrección de la densidad de la corriente de líquido a la  
'presión de saturación.

```
CALL DCORR(N, P, T, DCR)
```

```
FOR I = 1 TO N
    ZOR(I) = Z(I)

```

```

COLOR 15, 1, 7
LOCATE 6
PRINT SPC(8); "COMPONENTE"; SPC(2); "FRAC. MOL."; SPC(4); "P.M."; SPC(3); "T.C."; SPC(4); "P.C."; SPC(3); "FACT. AC";
LOCATE 7
PRINT SPC(41); "(°R)"; SPC(3); "(psia)"; SPC(11); "(Lb/p3)"
LOCATE 8
FOR I = 1 TO N
    PRINT USING "##"; I;
    PRINT USING "\ \"; SPC(6); Comp$(I);
    PRINT USING ".#####"; SPC(1); Z(I);
    PRINT USING "###.##"; SPC(1); PH(I); SPC(1); TC(I); SPC(1); PC(I);
    PRINT USING "###.###"; SPC(1); W(I); SPC(1); RO(I)
NEXT I
PRINT TAB(10); "SUMA=>";
PRINT TAB(20); SUNDAT
LOCATE 23, 25
COLOR 15, 1, 7
PRINT "Pulse <ENTER> para continuar"; X$ = INPUT$(1)
CLS

```

'Cálculo de la presión de burbuja.

```

LOCATE 5, 10
INPUT "QUIERE CALCULAR LA PRESION DE SATURACION?"; SI$
IF SI$ = "SI" THEN
    LOCATE 13, 10
    INPUT "Presión de saturación sup. (psia)="; PPB
    LOCATE 14, 10
    INPUT "Temperatura de saturación sup. (°F)="; TPB
    LOCATE 15, 10
    INPUT "Decrementos de presión (psia)="; DP
    P = PPB
    T = TPB + 460
    CALL PBURB(N, P, T, DP)

```

ELSE

```

LOCATE 13, 10
INPUT "Presión de Lab. (psia)="; PPB
LOCATE 14, 10
INPUT "Temperatura de Lab. (°F)="; TPB
P = PPB
T = TPB + 460

```

END IF

'Corrección de la densidad de la corriente de líquido a la  
'presión de saturación.

CALL DCORR(N, P, T, DCR)

```

FOR I = 1 TO N
    ZOR(I) = Z(I)

```

NEXT I

FOR L1 = 1 TO ND

FOR I = 1 TO N

Z(I) = ZOR(I)

NEXT I

P(NET) = P(NET) - DP1

T(NET) = TINT

P2(L1) = P(NET)

T2(L1) = T(NET)

'Proceso de separación por etapas.

FOR JL = 1 TO NST

P = P(JL)

T = T(JL)

CALL flash(N, P, T)

Pi = P

Ti = T

'Cálculo del peso molecular aparente del gas y líquido.

SG = 0: SL = 0: DL1 = 0

FOR I = 1 TO N

SG = SG + Y(I) \* PH(I)

SL = SL + X(I) \* PH(I)

DL1 = DL1 + X(I) \* PH(I) / RO(I)

NEXT I

DL1(JL) = DL1 \* .062380152#

HAG(JL) = SG

HAL(JL) = SL

'Cálculo de la densidad del líquido y del gas.

DL(JL) = SL / DL1

DG(JL) = HAG(JL) / .29

'Asignación de los gastos básicos L y V, en cada etapa.

VI(JL) = V

LI(JL) = 1 - V

'Realiza la asignación de los valores de liquido de cada etapa  
'Xi en Zi.

```
FOR I = 1 TO N  
    Z(I) = X(I)  
NEXT I
```

NEXT JL

'Cálculo de las propiedades de la mezcla.

PG(1) = V1(I)

VG(1) = 379.4 \* PG(1)

NGT = V1(1)

```
FOR I = 2 TO NST  
    PROD = 1  
    FOR J = 1 TO (I - 1)  
        PROD = PROD * L1(J)  
    NEXT J
```

```
    PG(I) = V1(I) * PROD  
    VG(I) = 379.4 * V1(I)  
    NGT = NGT + PG(I)
```

NEXT I

Cálculo del volumen de gas total.

VGT = 0

```
FOR I = 1 TO NST  
    VGT = VGT + VG(I)  
NEXT I
```

Cálculo del número de moles remanentes del líquido.

NLST = 1

```
FOR I = NST TO 1 STEP -1  
    NLST = NLST * L1(I)  
    NLST(I) = NLST  
NEXT I
```

Cálculo del volumen de aceite residual en el tanque.

VOST = NLST \* MAL(NST) / DL(NST) / 5.615

Cálculo de la densidad relativa de la fase líquida de la mezcla.

DREL = DL(NST) / 62.4

Cálculo de la gravedad " API " de la fase líquida de la mezcla.

API = 141.5 / DREL - 131.5

Cálculo de la relación gas-aceite total.

RGAT = 0

FOR I = NST TO 1 STEP -1

    RGA(I) = 2138 \* V1(I) \* DL(NST) / (NLST(I) \* MAL(NST))

NEXT I

FOR I = 1 TO NST

    RGAT = RGAT + RGA(I)

NEXT I

Cálculo del factor de volumen del aceite

Bo = WMIX \* DL(NST) / (DCR \* MAL(NST) \* NLST)

BO1(L1) = Bo

RGAT(L1) = RGAT

APIT(L1) = API

NEXT L1

Procedimiento para calcular el API, Bo y RGAT óptimas.  
Método Ordenación SHELL

Ordenación de la Densidad-API.

FOR I = 1 TO ND

    LISTA(I) = APIT(I)

NEXT I

CALL ORDENAR(ND)

APIopt = LISTA(ND)

Ordenación del factor de volumen del aceite.

FOR I = 1 TO ND

    LISTA(I) = BO1(I)

NEXT I

CALL ORDENAR(ND)

BOopt = LISTA(1)

Ordenación de la relación gas-aceite total-



```

FOR I = 1 TO ND
  LISTA(I) = RGATT(I)
NEXT I

```

```

CALL ORDENAR(ND)
RGATopt = LISTA(1)

```

Búsqueda de la Presión y Temperatura óptimas.

```

FOR I = 1 TO ND
  IF ABS(APIT(I) - APIopt) <= .0001 THEN
    P2opt = P2(I)
    T2opt = T2(I)
  END IF

```

```

NEXT I

```

```

CLS
COLOR 15, 4
LOCATE 1, 25
PRINT "PROPIEDADES OBTENIDAS"
LOCATE 2
PRINT "DIV."; TAB(6); "Pres. inter."; TAB(21); "Temp. inter."; TAB(36); "Densidad"; TAB(52); "RGA total"; TAB(66); " Bo
LOCATE 3
PRINT SPC(5); " (PSIA) "; TAB(21); " (*R) "; TAB(36); " (API) "; TAB(51); " (p3/bbl) "; TAB(66); "(bbl/bh
COLOR 15, 1, 7
LOCATE 4
FOR I = 1 TO ND

```

```

  PRINT I;
  PRINT USING "#####.###"; TAB(6); P2(I);
  PRINT USING "#####.###"; TAB(21); T2(I) - 460;
  PRINT USING "###.#####"; TAB(36); APIT(I);
  PRINT USING "#####.###"; TAB(51); RGATT(I);
  PRINT USING "##.#####"; TAB(66); B01(I)

```

```

NEXT I
INPUT "Quiere imprimir las propiedades resultantes (SI/NO):"; SI$

```

```

IF "SI" = SI$ THEN

```

```

  LPRINT TAB(25); "PROPIEDADES OBTENIDAS"
  LPRINT : LPRINT
  LPRINT "DIV."; TAB(6); "Pres. inter."; TAB(21); "Temp. inter."; TAB(36); "Densidad"; TAB(52); "RGA total"; TAB
  LPRINT TAB(6); " (PSIA) "; TAB(21); " (*R) "; TAB(36); " (API) "; TAB(51); " (p3/bbl) "; TAB

```

```

FOR I = 1 TO ND

```

```

  LPRINT I;
  LPRINT USING "#####.###"; TAB(6); P2(I);
  LPRINT USING "#####.###"; TAB(21); T2(I) - 460;
  LPRINT USING "###.#####"; TAB(36); APIT(I);
  LPRINT USING "#####.###"; TAB(51); RGATT(I);

```

```

        LPRINT USING "###.####": TAB(66); B01(I)
    NEXT I
ELSE
END IF

CLS
COLOR 15, 4
LOCATE 3, 30
PRINT " LAS CONDICIONES SON "
LOCATE 5, 24
PRINT " ETAPA"; SPC(5); "PRESION"; SPC(5); "TEMPERATURA "
LOCATE 6, 24
PRINT SPC(10); " (psia"; SPC(9); "(°F) "
COLOR 15, 1
LOCATE 9
FOR I = 1 TO NST
    IF I <> NET THEN
        PRINT SPC(24); I;
        PRINT USING "#####.##"; SPC(3); P(I);
        PRINT USING "#####.##"; SPC(5); T(I) - 460
    ELSE
        PRINT SPC(24); I;
        PRINT USING "#####.##"; SPC(3); P2opt;
        PRINT USING "#####.##"; SPC(5); T2opt - 460
    END IF
NEXT I

LOCATE 22, 20
PRINT "Pulse <ENTER> para continuar": X$ = INPUT$(1)

CLS
COLOR 15, 4
LOCATE 2, 27
PRINT "Nombre del campo :"; NOMBRES
LOCATE 4, 27
PRINT "LAS PROPIEDADES OPTIMAS SON:"
COLOR 15, 1
LOCATE 8, 20
PRINT "PRESION ="; P2opt; "psia"
LOCATE 9, 20
PRINT "TEMPERATURA ="; T2opt - 460; "°F"
LOCATE 10, 20
PRINT "DENSIDAD = "; APIopt; "°API"
LOCATE 11, 20
PRINT "EL FACTOR DE VOLUMEN DEL ACEITE = "; B00opt; "bbl @ CY/stb"
LOCATE 12, 20
PRINT "LA RELACION GAS-ACEITE TOTAL = "; RGATopt; "scf/stb"

```

LOCATE 22, 15

INPUT "Quiere imprimir las propiedades resultantes (SI/NO)."; SI\$

IF "SI" = SI\$ THEN

```
LPRINT : LPRINT
LPRINT TAB(27); " LAS CONDICIONES SON :"
```

ETAPA	SPC(5)	PRESION	SPC(5)	TEMPERATURA
		(psia)	SPC(9)	(°F)

```
LPRINT : LPRINT
FOR I = 1 TO NST
```

IF I <> NET THEN

```
LPRINT SPC(24); I;
LPRINT USING "#####.##"; SPC(3); P(I);
LPRINT USING "#####.##"; SPC(7); T(I) - 460.
```

ELSE

```
LPRINT SPC(24); I;
LPRINT USING "#####.##"; SPC(3); P2opt;
LPRINT USING "#####.##"; SPC(7); T2opt - 460.
```

END IF

NEXT I

```
LPRINT : LPRINT
LPRINT TAB(20); "Nombre del campo.:"; NOMBRES
LPRINT TAB(20); "LAS PROPIEDADES OPTIMAS SON:"
LPRINT : LPRINT
LPRINT TAB(20); "PRESION =" ; P2opt; "psia"
LPRINT TAB(20); "TEMPERATURA =" ; T2opt; "°R"
LPRINT TAB(20); "DENSIDAD = " ; APIopt; "API"
LPRINT TAB(20); "EL FACTOR DE VOLUMEN DEL ACEITE = " ; BOopt; "bbl @ CY/stb"
LPRINT TAB(20); "LA RELACION GAS-ACEITE TOTAL = " ; RGATopt; "scf/stb"
```

ELSE

END IF

CLS

COLOR 15, 3, 7

LOCATE 12, 20

PRINT "HASTA LUEGO,QUE TENGAS UN BUEN DIA"

```
SUB CEQ (Z, Kest, N, X, Y)
```

```
TOL = .000001
```

```
A = 0: B = 0
```

```
FOR I = 1 TO N
```

```
  A = A + (Z(I) * (Kest(I) - 1))
```

```
  B = B + (Z(I) * (Kest(I) - 1)) / Kest(I)
```

```
NEXT I
```

```
V = A / (A - B)
```

```
11 FV = 0
```

```
FOR I = 1 TO N
```

```
  FV = FV + Z(I) * (Kest(I) - 1) / (V * (Kest(I) - 1) + 1)
```

```
NEXT I
```

```
IF FV > TOL THEN
```

```
  DFV = 0
```

```
  FOR I = 1 TO N
```

```
    DFV = DFV - Z(I) * (Kest(I) - 1) ^ 2 / (V * (Kest(I) - 1) + 1) ^ 2
```

```
  NEXT I
```

```
V = V - FV / DFV
```

```
GOTO 11
```

```
END IF
```

```
L = 1 - V
```

```
REN Cálculo de las composiciones
```

```
FOR I = 1 TO N
```

```
  X(I) = Z(I) / (1 + V * (Kest(I) - 1))
```

```
  Y(I) = X(I) * Kest(I)
```

```
NEXT I
```

```
END SUB
```

```
SUB CORR (N, SG, PH)
```

```
CLS
```

```
SCREEN 0, 2
```

```
COLOR 15, 3, 7
```

```
LOCATE 6, 20
```

```
PRINT " PARA CARACTERIZAR LA FRACCION PESADA "
```

```
LOCATE 7, 20
```

```
PRINT " ELIJA LA CORRELACION DESEADA. "
```

```
COLOR 15, 1, 7
```

```
LOCATE 11, 20
```

```
PRINT "1.- CORRELACION DE RIAZI-DAUBERT"
```

```
LOCATE 12, 20
```

```
PRINT "2.- CORRELACION DE KESLER-LEE"
```

```
LOCATE 23, 20
```

```
INPUT " Que opción desea seleccionar": S
```

```
SELECT CASE S
```

```
CASE 1
```

```
CLS
```

```
COLOR 15, 4, 7
```

```
LOCATE 12, 25
```

```
PRINT "CORRELACION DE RIAZI-DAUBERT"
```

```

COLOR 15, 1, 7
LOCATE 24, 25
PRINT "Pulse <ENTER> para continuar"
X$ = INPUT$(1)
CALL RIAZI(SG, PH)
PC(N) = PC
TC(N) = TC
W(N) = WC
RO(N) = 62.4 * SG

```

CASE 2

```

CLS
COLOR 15, 4, 7
LOCATE 12, 25
PRINT " CORRELACION DE KESLER-LEE "
COLOR 15, 1, 7
LOCATE 24, 23
PRINT "Pulse <ENTER> para continuar"
X$ = INPUT$(1)
CALL KESLER(SG, PH)
    PC(N) = PC
    TC(N) = TC
    W(N) = WC
    RO(N) = 62.4 * SG

```

CASE ELSE

```

PRINT "OPCION NO VALIDA"

```

END SELECT

```

CLS
COLOR 15, 4, 7
LOCATE 5, 25
PRINT " PROPIEDADES CRITICAS CALCULADAS "
COLOR 15, 1, 7
PRINT
PRINT "                               Peso molecular="; PM: PRINT
PRINT "                               Presión (psia) ="; PC: PRINT
PRINT "                               Temperatura (*R) ="; TC: PRINT
PRINT "                               Factor acéntrico (Adin)="; WC: PRINT
PRINT "                               Dens.fracc. pesada @(14.7 Y 60 *F)="; RO(N)
PRINT
COLOR 15, 1, 7
LOCATE 23, 25
PRINT "Pulse <ENTER> para continuar": X$ = INPUT$(1)

```

SUB CUBIC1 (N, PM, T, P, AL, BL, AV, BV, JL, ZLK, ZVK)

ZLK = 0

FOR I = 1 TO N

ZLK = ZLK + X(I) \* PM(I)

NEXT I

ZLK = ZLK \* P / (535.8734 \* T)

DZ = 1

IF DZ > .0001 THEN

F = ZLK ^ 3 - ZLK ^ 2 + (AL - BL - BL ^ 2) \* ZLK - AL \* BL

FDER = 3 \* ZLK ^ 2 - 2 \* ZLK + (AL - BL - BL ^ 2)

ZLK2 = ZLK - F / FDER

DZ = ABS(ZLK2 - ZLK)

ZLK = ZLK2

ELSE

END IF

ZVK = 1

DZ = 1

IF DZ > .0001 THEN

F = ZVK ^ 3 - ZVK ^ 2 + (AV - BV - BV ^ 2) \* ZVK - AV \* BV

FDER = 3 \* ZVK ^ 2 - 2 \* ZVK + (AV - BV - BV ^ 2)

ZVK2 = ZVK - F / FDER

DZ = ABS(ZVK2 - ZVK)

ZVK = ZVK2

ELSE

END IF

END SUB

SUB RESLER (SG, PM)

TB = (4.5579 \* PM ^ .15178 \* SG ^ .15427) ^ 3

AC = 8.3634 - .0566 / SG

BC = (.24244 + 2.2898 / SG + .11857 / SG / SG) \* .001 \* TB

CC = (1.4685 + 3.648 / SG + .47227 / SG / SG) \* .0000001 \* TB \* TB

DC = (.42019 + 1.6977 / SG / SG) \* 1E-10 \* TB \* TB \* TB

PC = EXP(AC - BC + CC - DC)

TC = 341.7 + 811.1 \* SG + (.4244 + .1174 \* SG) \* TB + (.4669 - 3.26238 \* SG) \* 100000! / TB

PRINT TC

'AW = -12272.6 + 9486.4 \* SG

'BW = (4.6523 - 3.3287 \* SG) \* TB

'CW = (1 - .77084 \* SG - .02058 \* SG \* SG) \* (1.3437 - 720.79 / TB) \* 1E+07 / TB

'DW = (1 - .80882 \* SG + .02226 \* SG \* SG) \* (1.8828 - 181.98 / TB) \* 1E+12 / TB ^ 3

'PH = AW + BW + CW + DW

KW = TB ^ (1 / 3) / SG

TETA = TB / TC

IF TETA > .8 THEN

WC = -7.904 + .1352 \* KW - .007465 \* KW \* KW + 8.359 \* TETA + (1.408 - .01063 \* KW) / TETA

ELSE

W1 = -LOG(PC / .14.696) - 5.92714 + 6.09648 / TETA + 1.28862 \* LOG(TETA) - .169347 \* TETA

W2 = 15.2518 - 15.6875 / TETA - 13.4721 \* LOG(TETA) + .43577 \* TETA ^ 6

WC = W1 / W2

END IF

```
SUB DCORR (N, P, T, DCR)
```

```
S = 0
```

```
FOR I = 1 TO N
```

```
  IF Comp$(I) = "N2" THEN
```

```
    S = S + 1
```

```
    WN2 = Z(S) * PH(S)
```

```
    I = N
```

```
  ELSE
```

```
    WN2 = 0
```

```
  END IF
```

```
NEXT I
```

```
FOR I = 1 TO N
```

```
  IF Comp$(I) = "CO2" THEN
```

```
    S = S + 1
```

```
    WCO2 = Z(S) * PH(S)
```

```
    I = N
```

```
  ELSE
```

```
    WCO2 = 0
```

```
  END IF
```

```
NEXT I
```

```
FOR I = 1 TO N
```

```
  IF Comp$(I) = "H2S" THEN
```

```
    S = S + 1
```

```
    WH2S = Z(S) * PH(S)
```

```
    I = N
```

```
  ELSE
```

```
    WH2S = 0
```

```
  END IF
```

```
NEXT I
```

```
FOR I = 1 TO N
```

```
  IF Comp$(I) = "CH4" THEN
```

```
    S = S + 1
```

```
    WCH4 = Z(S) * PH(S)
```

```
    I = N
```

```
  ELSE
```

```
    WCH4 = 0
```

```

      END IF
NEXT I
FOR I = 1 TO N
  IF Comp$(I) = "C2H6" THEN
    S = S + 1
    WC2 = Z(S) * PM(S)
    I = N
  ELSE
    WC2 = 0
  END IF
NEXT I

WMIX = 0
FOR I = 1 TO N
  A = Z(I) * PM(I)
  WMIX = WMIX + A
NEXT I

AD2 = 0
AD1 = WZ2S
FOR I = (S + 1) TO N
  AD11 = Z(I) * PM(I)
  AD1 = AD1 + AD11
  AD2 = AD2 + AD11 / RO(I)
NEXT I

' Cálculo de la densidad del PROPANO+.
'DENSIDAD DEL PROPANO+
DPH = AD1 / AD2

' Cálculo del porcentaje de C1(Metano).
W1 = WC1 / WMIX

' Cálculo del porcentaje de C2(ETANO).
W2 = (WC2 + WN2) / (WMIX - WC1 - WCO2)

' Cálculo de la densidad corregida.
ADP = (1 + 2.138156 * W1 ^ 1.1027205# + .453717 * W2 ^ 1.092823)

```



$$DPO = DPH / ADP$$

'Cálculo de la corrección por compresibilidad.

$$R1P = (.167 + 16.181 * 10 ^ (-.0425 * DPO)) * (P / 1000)$$

$$R2P = .01 * (.299 + 263 * 10 ^ (-.0603 * DPO)) * (P / 1000) ^ 2$$

$$CPP = R1P - R2P$$

$$DPOC = DPO + CPP$$

'Cálculo de la corrección por expansión térmica.

$$T = T - 460$$

$$APT = (.00302 + 1.505 * DPOC ^ -.951) * (T - 60) ^ .938$$

$$BPT = (.0216 - .0233 * 10 ^ (-.0161 * DPOC)) * (T - 60) ^ .475$$

$$CPT = APT - BPT$$

'Cálculo de la densidad corregida a presión de saturación.

$$DCR = DPO + CPP - CPT$$

SUB

SUB flash (N, P, T)

'Cálculo de las constantes de equilibrio iniciales con la correlación  
' de Wilson.

FOR I = 1 TO N

Kest(I) = PC(I) / P \* EXP(5.37 \* (1 + W(I)) \* (1 - TC(I) / T))

NEXT I

Subrutina para el cálculo de la composición de la mezcla, aplicando el método  
de aproximación Newton-Rapson

iter = 0

CALL CEQ(Z, Kest, N, X, Y)

'CALCULO DE LA COMPOSICION X y Y.

SumX = 0: SumY = 0

FOR I = 1 TO N

SumX = SumX + X(I)

SumY = SumY + Y(I)

NEXT I

MWAG = 0

MWAL = 0

D22 = 0

'CALCULO DEL PESO MOLECULAR APARENTE Y DENSIDAD DE LA FASE LIQUIDA.

FOR I = 1 TO N

MAG = Y(I) \* PH(I)

MAL = X(I) \* PH(I)

MWAG = MWAG + MAG

MWAL = MWAL + MAL

D22 = D22 + MAL / RO(I)

NEXT I

Cálculo de las variables necesarias para aplicar la ecuación  
de estado de SOAVE-REDLICH-KWONG.

Cálculo de los parámetros alfa, a(AM) y b(BM).

S1 = 0

S2 = 0

FOR I = 1 TO N

M(I) = .48 + 1.574 \* W(I) - .176 \* W(I) ^ 2

ALFA(I) = (1 + M(I) \* (1 - (T / TC(I)) ^ .5)) ^ 2

```

AH(I) = 49.217012# * TC(I) ^ 2 / PC(I)
BH(I) = .9296472# * TC(I) / PC(I)
S1 = S1 + Y(I) * (ALFA(I) ^ .5) * TC(I) / (PC(I) ^ .5)
S2 = S2 + X(I) * (ALFA(I) ^ .5) * TC(I) / (PC(I) ^ .5)

```

```
NEXT I
```

```
FOR I = 1 TO N
```

```

AIAV(I) = ALFA(I) ^ .5 * TC(I) / PC(I) ^ .5 / S1
AIAL(I) = ALFA(I) ^ .5 * TC(I) / PC(I) ^ .5 / S2

```

```
NEXT I
```

```

BIL = 0
BAV = 0

```

```
FOR I = 1 TO N
```

```

BIL = BIL + X(I) * TC(I) / PC(I)
BAV = BAV + Y(I) * TC(I) / PC(I)

```

```
NEXT I
```

```
FOR I = 1 TO N
```

```

BIBL(I) = TC(I) / PC(I) / BIL
BIBV(I) = TC(I) / PC(I) / BAV

```

```
NEXT I
```

Cálculo de los parámetros de mezcla.  
Regla de mezclado

```
SUMAL = 0: SUMAV = 0
```

```
FOR I = 1 TO N
```

```
FOR J = 1 TO N
```

```

R1 = X(I) * X(J) * (AM(I) * AM(J) * ALFA(I) * ALFA(J)) ^ .5
R2 = Y(I) * Y(J) * (AM(I) * AM(J) * ALFA(I) * ALFA(J)) ^ .5
SUMAL = SUMAL + R1
SUMAV = SUMAV + R2

```

```
NEXT J
```

```
NEXT I
```

```
SUMBV = 0: SUMBL = 0
```

```
FOR I = 1 TO N
```

```

SUMBL = SUMBL + X(I) * BH(I)
SUMBV = SUMBV + Y(I) * BH(I)

```

```
NEXT I
```

```

AL = P * SUMAL / (10.73 ^ 2 * T ^ 2)
AV = P * SUMAV / (10.73 ^ 2 * T ^ 2)

```

BL = P \* SUMBL / (10.73 \* T)  
BV = P \* SUMBV / (10.73 \* T)

CALL CUBIC1(N, PM, T, P, AL, BL, AV, BV, JL, ZLK, ZVK)

FOR I = 1 TO N

FIL(I) = EXP((BIBL(I) \* (ZLK - 1) - LOG(ZLK - BL)) - AL / BL \* (2 \* AIAL(I) - BIBL(I)) \* LOG(1 + BL / ZLK))

FIV(I) = EXP((BIBV(I) \* (ZVK - 1) - LOG(ZVK - BV)) - AV / BV \* (2 \* AIAV(I) - BIBV(I)) \* LOG(1 + BV / ZVK))

NEXT I

FOR I = 1 TO N

Kcal(I) = FIL(I) / FIV(I)

NEXT I

FOR I = 1 TO N

IF ABS(Kcal(I) - Kest(I)) > .001# THEN

IF iter > 1000 THEN

CLS

PRINT "Después de 1000 iteraciones el proceso no converge"

STOP

ELSE

iter = iter + 1

FOR I = 1 TO N

Kest(I) = Kcal(I)

NEXT I

GOTO 3000

END IF

END IF

NEXT I

END SUB

```
SUB IMPRE (N)
```

```
CLS
```

```
SumZ = 0
```

```
SumX = 0
```

```
SumY = 0
```

```
FOR I = 1 TO N
```

```
SumZ = SumZ + Z(I)
```

```
SumX = SumX + X(I)
```

```
SumY = SumY + Y(I)
```

```
NEXT I
```

```
COLOR 15, 4, 7
```

```
LOCATE 1, 10
```

```
PRINT "NOMBRE DEL CAMPO:"; NOMBRES
```

```
LOCATE 2, 10
```

```
PRINT "Presion(PSIA)="; P1
```

```
LOCATE 3, 10
```

```
PRINT "Temp. de interés(°F)="; T1
```

```
LOCATE 4, 10
```

```
PRINT "Los moles de vapor son:"; V
```

```
LOCATE 5, 10
```

```
PRINT "Los moles de liquido son:"; L - V
```

```
LOCATE 7
```

```
PRINT " COMP.:"; TAB(17); " Z1"; TAB(32); " Ki"; TAB(48); " Xi"; TAB(62); " Yi "
```

```
COLOR 15, 1, 7
```

```
LOCATE 8
```

```
FOR I = 1 TO N
```

```
PRINT Comp$(I);
```

```
PRINT USING "##.###"; TAB(15); Z(I);
```

```
PRINT USING "###.#####"; TAB(30); Kcal(I);
```

```
PRINT USING "##.###"; TAB(45); X(I);
```

```
PRINT USING "##.###"; TAB(60); Y(I)
```

```
NEXT I
```

```
PRINT "SUMA=";
```

```
PRINT USING "##.###"; TAB(15); SumZ;
```

```
PRINT USING "##.###"; TAB(45); SumX;
```

```
PRINT USING "##.###"; TAB(60); SumY
```

```
INPUT "Quiere imprimir los resultados SI/NO="; SI$
```

```
IF "SI" = SI$ THEN
```

```
LPRINT "Los resultados del equilibrio vapor-liquido son:"
```

```
LPRINT "NOMBRE DEL CAMPO:"; NOMBRES
```

```
LPRINT "PRESION DE SEPARACION:"; P1
```

```
LPRINT "PRESION DE SEPARACION:"; Pi
LPRINT "TEMPERATURA DE SEPARACION:"; T1
LPRINT "Los moles de vapor son:"; V
LPRINT "Los moles de líquido son:"; 1 - V
LPRINT " COMP.;" TAB(17); " Zi"; TAB(32); " Ki"; TAB(48); "Xi"; TAB(62); " Yi"
```

```
FOR I = 1 TO N
```

```
    LPRINT Comp$(I);
    LPRINT USING "##.####"; TAB(15); Z(I);
    LPRINT USING "###.#####"; TAB(30); Kcal(I);
    LPRINT USING "##.####"; TAB(45); X(I);
    LPRINT USING "##.####"; TAB(60); Y(I)
```

```
NEXT I
```

```
LPRINT "SUMA=";
LPRINT USING "##.####"; TAB(15); SumZ;
LPRINT USING "##.####"; TAB(45); SumX;
LPRINT USING "##.####"; TAB(60); SumY
```

```
ELSE
```

```
END IF
```

```
END SUB
```

```
END ORDENAR (ND)
```

```
ORDENACION DE ND DATOS POR EL METODO SHELL
```

```
SALTO = ND
DO WHILE SALTO > 1
    SALTO = SALTO / 2
    DO
        SW = 1
        FOR J = 1 TO ND - SALTO
            I = J + SALTO
            IF LISTA(J) > LISTA(I) THEN
                SWAP LISTA(I), LISTA(J)
                SW = 0
            END IF
        NEXT J
    LOOP UNTIL SW = 1
LOOP
```

```
SUB
```

SUB PBURB (N, P, T, DP)

PI = P

TI = T - 460

CALL flash(N, P, T)

CALL IMPRE(N)

IF L >= 1 AND V <= 0 THEN

15

PI = P

TI = T - 460

IF L >= 1 AND V <= 0 THEN

DP = ABS(DP)

PI = P - DP

ELSE

DP = DP / 2

PI = P + DP

END IF

IF ABS(PI - P) <= .001 THEN

CLS

CALL IMPRE(N)

ELSE

P = PI

CALL flash(N, P, T)

GOTO 15

END IF

ELSE

16

PI = P

TI = T - 460

IF L <= 1 AND V >= 0 THEN

DP = ABS(DP)

PI = P + DP

ELSE

DP = DP / 2

DP = DP / 2  
P1 = P - DP

END IF

IF ABS(P1 - P) <= .00001 THEN  
CLS  
CALL IMPRE(N)

ELSE

P = P1  
CALL flash(N, P, T)  
GOTO 16

END IF

END IF

END SUB

SUB RIAZI (SG, PH)

APP = 45203: BPP = -.8063: CPP = 1.6015  
DPP = -.0018078: EPP = -.3084: FPP = 0  
PC = APP \* PH ^ BPP \* SG ^ CPP \* EXP(DPP \* PH + EPP \* SG + FPP \* PH \* SG)  
ATT = 544.4: BTT = .2998: CTT = 1.0555: DTT = -.00013478#: ETT = -.61641: FTT = 0  
TC = ATT \* PH ^ BTT \* SG ^ CTT \* EXP(DTT \* PH + ETT \* SG + FTT \* PH \* SG)  
TB = 6.77857 \* PH ^ .401673 \* SG ^ -1.58262 \* EXP(.00377409# \* PH + 2.984036 \* SG - .00425288# \* PH \* SG)  
WN = LOG(PC / 14.7) / LOG(10)  
WC = 3 / 7 \* (WN / (TC / TB - 1)) - 1

END SUB