



ESCUELA SUPERIOR POLITECNICA DEL LITORAL
PROGRAMA DE POSTGRADO EN INGENIERIA DE GAS NATURAL



D-5596

"EVALUACION DEL COMPORTAMIENTO OPTIMO DE SEPARADORES"

TESIS DE GRADO COMO REQUISITO
PARA OPTAR EL TITULO DE

MAGISTER EN INGENIERIA
DE GAS NATURAL

ELABORADA POR
FABIAN GONZALO MIÑO ORBE
INGENIERO DE PETROLEOS



GUAYAQUIL-ECUADOR

MAYO DE 1.984

AGRADECIMIENTO

A CEPE, por su constante interés en mantener personal profesional altamente preparado para asumir las grandes responsabilidades encomendadas por el País, y en especial mi eterno reconocimiento al Lcdo. MANUEL MEJIA C., Jefe de la División de Capacitación por su apoyo moral e incondicional durante mi asistencia al Curso de Postgrado.

A la ESPOL, por su preocupación de entrenar personal altamente calificado en beneficio del Desarrollo Tecnológico del Ecuador.

A LAGOVEN S.A., Caracas por las facilidades recibidas en los Departamentos de Producción y Computación, en las personas de los Ings. Jorge Cabanilla y Roberto Gonzáles.

A la Universidad Central de Venezuela en especial al Inq. Francisco Gutiérrez Director de la Escuela de Petróleo y al Inq. Armando Villegas Valera por su asesoramiento en el Proyecto.

A OLADE, por el apoyo recibido en las gestiones internacionales para cumplir con los objetivos delineados en la Programación Académica de la Maestría.

Y a todos que de una u otra manera hicieron posible la elaboración del presente Proyecto.





A.F. 138712

DEDICATORIA

Con todo amor para SUSY mi Esposa, por el inmenso apoyo moral y comprensión constante que he recibido día a día durante mis estudios, e igualmente con todo cariño para mis adoradas Hijas CAROLINA y LORENA, como ejemplo de abnegación y sacrificio.



*A mis Padres
A mis Hermanos
A toda mi familia*

Armando Villegas Valera

.....
ING. ARMANDO VILLEGAS VALERA
Director de Tesis



BIBLIOTECA

DECLARACION EXPRESA

"La responsabilidad por los hechos, ideas y doctrinas expuestos en esta tesis, me corresponden exclusivamente; y, el patrimonio intelectual de la misma, a la ESCUELA SUPERIOR POLITECNICA DEL LITORAL"

(Reglamento de Exámenes y Títulos profesionales de la ESPOL).



Ing. FABIAN G. MIÑO O.

RESUMEN

El principal objetivo de este estudio es determinar por métodos iterativos, la presión óptima de operación de los separadores instalados en serie para obtener el mayor recobro de líquidos, en el tanque de almacenamiento, las relaciones de vaporización, las fracciones molares de las fases líquido-vapor y de las variables fundamentales que intervienen en el diseño mecánico de un separador.

La evaluación del comportamiento óptimo de la presión de operación de los separadores, requieren hacer un cálculo progresivo del Equilibrio de Fases reduciendo la presión desde la alimentación hasta el tanque de almacenamiento para los diferentes cambios continuos en la composición de la mezcla.

Es de mucha importancia comparar los porcentajes del recobro del líquido obtenido con dos etapas y con tres etapas de separación.

Igualmente se analiza la factibilidad de seleccionar la instalación con separadores del tipo horizontal o vertical¹, los mismos que dependen de las propiedades físicas, de la composición de la mezcla y de las condiciones de operación.

Finalmente por los resultados satisfactorios obtenidos del análisis composicional para las diferentes caídas de presión establecidas, así como el cálculo de las variables para el dimensionamiento del separador (L/D), se concluye que los programas computarizados elaborados, pueden ser aplicados directamente en la industria.

INDICE GENERAL

	<i>Pág.</i>
RESUMEN	VI
INDICE GENERAL	VII
INDICE DE FIGURAS	IX
INDICE DE TABLAS	X
INTRODUCCION	11
CAPITULO I	
REVISION DE LITERATURA	16
CAPITULO II	
CONSIDERACIONES TEORICAS	25
2.1. Estudio de los factores que intervienen en los procesos de separación	26
2.2. Predicción del comportamiento de Equilibrio de Fases líquido-vapor en las mezclas	38
2.3. Funciones y requerimientos básicos para el diseño de un separador	60
2.4. Selección del tipo de separadores: ventajas y desventajas	68
2.5. Análisis de los problemas más frecuentes durante la operación	72
CAPITULO III	
PROCEDIMIENTOS DE CALCULO Y PROGRAMAS COMPUTARIZADOS	76

3.1. Cálculo de la Presión óptima en el Separador	76
3.2. Determinación de las Variables del Diseño - mecánico	80
3.3. Diagrama de Flujo	87
3.4. Listados de los programas computarizados..	92
3.5. Ejemplo de aplicación	152
 <i>CAPITULO IV</i>	
DISCUSION DE RESULTADOS	198
CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES	203
APENDICES	206
BIBLIOGRAFIA	229

INDICE DE FIGURAS

1. Diagrama de Flujo de las Etapas de Separación
 2. Variación de la relación de Equilibrio de la Vaporización con la presión
 3. Líquido Recuperado en el Separador de Alta Presión
 4. Temperatura para la formación de Hidratos
 5. Recobro de Líquido como una función de Temperatura
 6. Variación de fluido separado con la Temperatura
 7. Efecto de la temperatura del separador sobre el gas residual
 8. Presión de Separación a la cual la cantidad de líquido es máxima
 9. Efecto de la composición sobre la separación a varias condiciones
 10. Variación del recobro de líquido en función del porcentaje de $n - C_5$.
 11. Diagrama de fases de Presión - Temperatura
 12. Curvas de Estimación de Costos para un Separador Vertical
 13. Curvas de Estimación de Costos para un Separador Horizontal
 14. Recobro de Líquido respecto a la Presión a Temperatura constante
 15. Determinación de la Presión óptima de operación del Separador para Dos Etapas .
 16. Determinación de la Presión óptima de Operación de los Separadores para Tres Etapas .
-

INDICE DE TABLAS

- I *Clasificación de las Correlaciones para predecir las Constantes de Equilibrio.*
 - II *Rangos recomendados en la aplicación de los Métodos para la predicción de las Constantes de Equilibrio*
 - III *Comparación de los valores de las Constantes de Equilibrio para un Separador de Alta Presión.*
 - IV *Valores de los coeficientes para calcular la Presión de Convergencia.*
 - V *Componentes considerados en las mezclas*
 - VI *Constantes críticas de los componentes*
 - VII *Constantes físicas de los componentes*
 - VIII *Comparación del Líquido Recuperado con Dos y Tres Etapas de Separación, para una mezcla con Alto contenido de Metano.*
 - IX *Composición del Líquido Recuperado en Dos y Tres Etapas de Separación, para una mezcla con Bajo contenido de Metano.*
-

INTRODUCCION

Los estudios del comportamiento volumétrico y de fases de sistemas compuestos por hidrocarburos son de gran importancia en la industria del petróleo y del gas natural, puesto que los métodos para predecir dicho comportamiento para sistemas multicomponentes se fundamentan únicamente en datos obtenidos experimentalmente. El objetivo principal de este trabajo, consiste en determinar las condiciones óptimas de presión de operación por métodos iterativos utilizando técnicas numéricas en un proceso isotérmico, para sistemas en los cuales se consideran dos y tres etapas de separación, mediante el uso de una computadora digital, para el sistema S43/41. Las etapas de separación se constituyen al instalar los separadores y el tanque de almacenamiento en serie, pero debido a las consideraciones teóricas establecidas, el tanque se comporta como un tercer separador, a condiciones de operación prefijadas iguales a las del ambiente.

En base de los medios teóricos que permiten desarrollar el diseño para la recuperación del líquido en el tanque como función de la presión del primer separador para el caso de dos etapas y para un sistema de tres etapas en función de las presiones del primer y segundo separador, se fundamentan en la consideración de un sistema abierto e isotérmico, con las condiciones iniciales y de borde conocidas. La condición inicial está definida por la presión y temperatura de entrada de la mezcla al primer separador y la condición de borde o final está dada por la presión y temperatura en el tanque de almacenamiento.

El método de desarrollo es iterativo y para el caso de un sistema compuesto de un separador y el tanque, hacemos variar la presión en el separador a la presión del tanque a 14.7 Lpca, tal que permita calcular la composición molar de las fases líquido vapor para cada presión impuesta en el separador, hasta cuando se ha logrado la condición de error deseada para la presión de convergencia, lo cual automáticamente constituye haber calculado las constantes de equilibrio K_i , que comparadas con los valores leídos en el manual del N.G.P.S.A., presentan un porcentaje mínimo de desviación, el mismo que es confiable para el cálculo de la recuperación de líquidos.

En dos etapas se va variando la presión en el primer separador y se va repitiendo los cálculos correspondientes para determinar los moles de líquido y vapor, el líquido recuperado en el tanque y mediante un gráfico de la presión con el recobro de líquido correspondiente, permite determinar la presión óptima de separación donde la curva tiene su máximo valor del líquido recuperado. En el caso de tres etapas, el procedimiento consiste en fijar la presión de operación del primer separador en un valor algo menor que la de entrada, e ir variando la presión en el segundo separador hasta la presión atmosférica, lo que determinan las moles de líquido recuperado en el tanque, en base a un mol de suministro al primer separador, como función de la presión de operación del segundo separador. La presión óptima de operación en el segundo separador, para una presión impuesta en el primer separador, se obtuvo gráficamente, siendo ésta la presión que resultó del líquido máximo recuperado en el tanque de almacenamiento.

Finalmente variando la presión del primer separador y repitiendo los pasos anteriores, se obtuvo una familia de curvas, al graficar el recobro del líquido en el tanque como función de la presión del segundo separador y la presión del primero como un tercer parámetro fijo. El líquido recuperado de mayor valor de todas las curvas correspondió a la presión óptima de operación del segundo separador y el parámetro correspondiente a esa curva, constituye por lo tanto la presión óptima de operación del primer separador.

Para los cálculos indicados de los fluidos provenientes de los yacimientos petrolíferos o de sistemas de gas natural, se requiere información de la composición de la alimentación, la misma que puede ser determinada por análisis cromatográficos.

Para que el desarrollo computarizado sea más flexible, exacto y altamente rápido se optimizó utilizando una serie de subrutinas específicas, que permiten el cálculo de las variables que responden al comportamiento del equilibrio de fases líquido-vapor en la recuperación de líquido y el cálculo de los parámetros que determinan el tipo y tamaño apropiado del separador.

Los programas elaborados en el lenguaje FORTRAN IV, están diseñados para:

1. Calcular las propiedades físicas de las fases líquido-vapor de la alimentación a las condiciones de presión y temperatura de operación.
 2. Determinar el líquido recuperado en el tanque de almacenamiento, cuando en el sistema se consideran dos o tres etapas respectivamente por
-

métodos iterativos de ensayo y error hasta cumplir los límites de convergencia, a medida que se disminuye continuamente la presión desde la entrada al sistema hasta la salida en el tanque de almacenamiento.

3. Seleccionar el tipo de separador y las variables de dimensionamiento -- para los separadores en función de la carga de alimentación y de las condiciones óptimas de operación de los mismos.

Este último objetivo es de prioridad su estudio, porque siendo los flúidos a separar mezclas complejas de diferentes componentes de los gases naturales, todos con diferentes densidades, presiones de vapor y otras propiedades físicas, es necesario que la separación física de estas fases sea lo más eficiente posible y lo más cercano al estado de equilibrio físico en las operaciones básicas de producción, procesamiento y tratamiento de gas y/o petróleo. Es ésta la razón por la que en el diseño mecánico de los separadores se consideran variables como el tiempo de residencia que permita cumplir durante cada "Flash", un óptimo comportamiento lo más cercano al equilibrio de fases líquido-vapor dentro del separador.

De los resultados efectuados, se concluyó que existe un líquido máximo local en función de la presión del segundo separador y un líquido máximo global en función de las presiones del primer y segundo separador. Además se presenta una serie de tablas que permitan una selección i optimización del diseño de los separadores como función del tiempo de surgencia o residencia y de las variables longitud; diámetro, que se ajusten a las condiciones técnicas y de operación y que con sus respectivas justificaciones económicas, sean lo más eficientes.

Finalmente se puede indicar que los programas se acoplan satisfactoriamente para líquidos y gases provenientes de cualquier tipo de yacimientos y las limitaciones en cuanto a condiciones de entrada: presión, temperatura, composición de la mezcla; deben estar dentro de los límites impuestos por el campo.

CAPITULO I

REVISION DE LITERATURA

En general, el petróleo y el gas son mezclas de hidrocarburos de una composición química compleja, que se encuentran a determinadas condiciones de presión y temperatura en un yacimiento. Estas condiciones pueden variar ampliamente, en donde se puede encontrar presiones entre 200 Lpca - hasta 8000 Lpca o más y a temperaturas entre 80 a 400 °F (3).

El estado de una mezcla de hidrocarburos a condiciones de superficie, depende de su composición en el reservorio y a su vez el fluido sufre cambios debido a que los hidrocarburos producidos por la reducción de la presión del yacimiento, trae como consecuencia la variación en las proporciones de gas y líquido existentes en la mezcla. El conocimiento de las propiedades físicas de las mezclas, es indispensable para evaluar en términos de volúmenes de líquido y gas a condiciones normales, lo que produce una unidad en la mezcla de hidrocarburos del yacimiento. Este cálculo se desarrolla por un estudio de fases, conociendo la composición de la mezcla, permitiendo encontrar los moles y las fracciones molares de las fases líquido - vapor en equilibrio del sistema, a cualquier presión y temperatura (1).

La etapa de separación es un proceso en el cual hidrocarburos, gases y líquidos son separados dentro de sus respectivas fases de vapor y líquido por dos o más equilibrios de vaporización a presiones consecutivamente -

17

más bajas (2), hasta llegar al tanque de almacenamiento, donde la presión y la temperatura están a las condiciones ambientales.

En la bibliografía consultada se encontró que uno de los métodos para determinar el máximo de líquido en el tanque, consiste en la evaluación del comportamiento óptimo del factor volumétrico del petróleo (3), para diferentes valores de la presión de separación a una temperatura constante y para el valor mínimo del factor volumétrico calculado corresponderá la presión óptima de separación.

Un método para determinar la presión óptima de separación en el segundo separador para un sistema de tres etapas, el cual considera únicamente la presión inicial y final correspondiente a la primera y tercera etapa respectivamente, son las ecuaciones propuestas por K.F. Whinery y J.M. Campbell (4), en donde las constantes dependen de la presión en el tanque de almacenamiento, de la composición de la mezcla y del número de etapas. La presión óptima de separación es donde la recuperación de líquidos por millones de pies cúbicos normales de gas sea el máximo valor. El objetivo de este método fue encontrar una correlación simple, exacta y que elimine el cálculo de equilibrios de fases; razón por la cual propusieron dos ecuaciones para una gravedad específica mayor que uno, cuando se tratan de crudos y para condensados con una gravedad específica menor que la unidad. Sin embargo este método no es una solución absoluta, sino únicamente trata de ser una herramienta útil para el ingeniero, en donde es de mucha importancia el tiempo y experiencia de campo.

Por esta razón, es necesario encontrar un método general y que se ajuste-

a cualquier composición de mezcla, presiones y temperaturas de entrada y salida en el sistema, y además considere los respectivos cálculos de equilibrios de fases, tal que se consiga una mayor exactitud, en los volúmenes de líquido recuperado.

Otro modelo usado es el diseño matemático de equilibrio fásico isentálpico, que toma en consideración las variaciones de temperaturas ocasionales por las caídas de presión en cada una de las subsiguientes etapas, mediante el balance de entalpías y masa alrededor de cada una de las cámaras, dando buenos resultados en la recuperación de líquidos, pero cuando únicamente se emplean computadores digitales (5).

Los estudios concernientes al cálculo de la recuperación de líquidos requiere el análisis de diversos parámetros, que regulan el comportamiento del estado fásico de la mezcla a través de todo el sistema; esto es desde la alimentación hasta el líquido obtenido en el tanque. Una variable importante es la constante de equilibrio para cada componente, porque establece el grado de vaporización entre las fases líquidas y vapor, a las condiciones de presión y temperatura de operación en el sistema.

Varios estudios se han realizado para determinar las constantes de equilibrio (K_i), proponiendo diversas correlaciones con el fin de maximizar la relación entre el diseño de los procesos y la exactitud en la predicción de los valores de K_i (6).

Para 1970, White, Wilson y Kobayashi (7), demostraron la importancia de exactitud de las correlaciones usadas para obtener los valores de K_i , en

el diseño de plantas Criogénicas comparando con la variación de recuperación alcanzada en una planta Criogénica típica utilizando las diferentes correlaciones existentes para esa época obteniendo una variación considerable en la recuperación de etano de 25.7% a un 45.0% y para el propano de un 66.7% a un 90.7%.

Esta es la razón por la cual se ha investigado continuamente las diferentes correlaciones disponibles, otras que se han ido mejorando y nuevas que se ha ido desarrollando, permitiendo realizar estudios de comparación con los resultados alcanzados por estas correlaciones y los datos experimentales a través de estudios PVT, y a su vez han servido para fijar las limitaciones de cada una de las correlaciones propuestas, como se indica en la tabla I (6) y II (8).

Estas correlaciones han sido clasificadas: bajo tres tipos: Empíricas, Ecuaciones de estado y soluciones ajustadas (6).

Para las correlaciones empíricas hay gráficos obtenidos a partir de datos experimentales contra parámetros de correlación, en tanto que las correlaciones por ecuaciones de estado pueden ser clasificados en dos grupos: Unas similares a las ecuaciones de Van Der Waals con un número pequeño de parámetros de interacción y otros como la ecuación de estado propuesta por Benedict-Webb-Rubin (BWR), basados en múltiples constantes. Todas estas ecuaciones de estado requiere la computación de estos parámetros específicamente en mezclas de multicomponentes, los mismos que están relacionados con componentes puros, reglas de combinación y con parámetros de interacción binaria. Finalmente el tipo de las soluciones ajustadas llamadas también la correlación del Teorema de los Estados Correspondientes, considera en su desarrollo las condiciones P pseudo-re-

ducidas para la mezcla conforme la substancia de referencia, la misma - que puede ser un componente puro o una mezcla. En la tabla III, se - presentan los resultados de K_i obtenidos para una mezcla, mediante apli- cación de las distintas correlaciones antes mencionadas, para un separa- dor de alta presión.

Es importante indicar que los valores calculados de K_i , mediante el crite- rio de gas ideal y de solución ideal de acuerdo a las leyes de Dalton y - Raoult respectivamente, son aceptables cuando se tienen bajas presiones- en cuanto que para altas presiones los valores de K_i , se debe calcular me- diante el uso del término fugacidad, la misma que se puede considerar co- mo una presión de vapor ideal (8).

De todos los métodos existentes para encontrar los valores de K_i , se puede establecer tres divisiones: Primero: Las ecuaciones de estado que conside- ran tanto a la fase líquida y la fase vapor, entre ellas la ecuación de BWR, (9), la de BWR modificada por Starling (10) y la ecuación propuesta por -- Redlich-Kwong (11). El otro grupo considera una ecuación de estado para el análisis de la fase vapor y una ecuación teórica para la fase líquida, co- mo la ecuación desarrollada por Chao-Seader (12), la ecuación de Prausnitz Chueh (13), y la ecuación de Soave (14). El tercer grupo considera una co- rrelación gráfica como la indica en el GPSA (15), para una presión de con- vergencia apropiada. En la tabla II (8) se presentan las limitaciones de - las ecuaciones y correlaciones para el cálculo de las constantes de equili- brio. Mejores exactitudes se consiguen al calcular las constantes de equi- librio cuando indirectamente dependen de la composición a través de la - presión de convergencia, de aquí la necesidad de conocer la composición-

de la mezcla previamente y más aún en estudios concernientes a la destilación al buscar inicializar cálculos de fases. Frank B. Canfield (16), presentó unas ecuaciones para calcular las K_i , y consecuentemente la composición de vapor y líquido, con una exactitud que está dentro del rango de confiabilidad, comparado con los valores obtenidos del manual del NGPSA, edición de 1967, como función de la presión de convergencia, presión del sistema, temperatura y factor de compresibilidad críticos para cada uno de los componentes de la mezcla.

Se han desarrollado métodos para calcular la presión de convergencia, cuando la presión de operación del sistema es relativamente baja: esto es, menor que la presión a la cuál las curvas de K_i , cambian la pendiente en los gráficos comunes de $\log K_i$ como función de $\log P$. como es el presentado por Hadden (17), el cual considera una mezcla pseudo-binaria, donde el primer grupo constituye el metano en un mínimo de 0.1% y el otro grupo todos los demás componentes. Este método es recomendado para sistemas de procesamiento del gas natural, donde se ha establecido que la presión de convergencia es función de la temperatura y la fase líquida, por lo que se hace necesario que la composición del líquido haya sido determinada por un cálculo de fases usando una presión de convergencia aproximada, como la propuesta por Standing (18) en función del peso molecular de la fracción heptanos y compuestos más pesados C_7+ . Igualmente tenemos el método propuesto por Rzasa y otros (19), en donde se requiere conocer el producto entre el peso molecular y la gravedad específica de la fracción de heptanos y otros compuestos más pesados y la temperatura del sistema, para encontrar un valor inicial aproximado de la presión de convergencia mediante la utilización de un gráfico.

Posteriormente Organick y Hollingsworth (20) modificaron el método propuesto por Hadden, permitiendo el uso de computadores para el cálculo de la presión de convergencia, como función de la temperatura pseudo-crítica de la parte II del sistema pseudo-binario; ésto es, sin el metano, y en base de este valor se evalúan los polinomios desarrollados que permiten el cálculo de la presión de convergencia, con buena exactitud en un tiempo justificado de computadora.

Rowe (21,22), ha desarrollado el método de la composición crítica para determinar la presión de convergencia de un sistema, y lo define como la presión crítica de una mezcla crítica, en la cual cuando se hace un cálculo de las fases a la presión de operación resulta en una línea de enlace que pasa a través de la composición total de la mezcla para el cual se desean los valores de K_i y la temperatura crítica de esta mezcla crítica debe ser la temperatura de operación.

Estos métodos discutidos tienen limitaciones en su utilización específicamente cuando la relación de la presión de operación sobre la presión de convergencia es menor o mayor que 0.5(8).

Considerando y seleccionando el mejor método para la obtención de los valores de K_i , es necesario comprobar que el sistema en el análisis se encuentre en la región de dos fases; ésto es, en la zona encerrada por una curva de los puntos de burbujeo y la curva de los puntos de rocío, en un diagrama de presión-temperatura del sistema, en donde el gas y el líquido coexisten en equilibrio.

El análisis composicional o cálculo fásico de la mezcla en equilibrio, requiere de un diseño mecánico de los recipientes, tales como separadores, que se ajusten a los valores de los parámetros calculados y que permitan alcanzar el cuasiequilibrio de las fases líquido-vapor, para un tiempo de residencia o retención razonable, dependiendo de sobremanera del tipo o de flujo y geometría del separador seleccionado. En el informe técnico (23) considera que el cálculo de la capacidad de líquido en un separador vertical depende del volumen de líquido de la sección de acumulación y del tiempo de residencia o retención del líquido, en tanto que la capacidad de gas es directamente proporcional al área disponible para la circulación de gas dentro del separador e independiente de la altura del mismo; por esta razón, es necesario que exista una diferencia entre la gravedad del líquido y la del gas para así obtener una óptima separación, tal que aplicando la ley de Stokes, se pueda calcular una velocidad crítica por debajo la cual las fuerzas de gravedad sean mayores que las fuerzas de empuje del gas - obligando a las gotas de líquido a separarse del gas.

Es de mucho interés en los separadores verticales de gas y petróleo, que se mantenga un nivel del líquido de 2.5, 3.25 y 4.25 pies para los separadores con una altura de 5, 10 y 15 pies respectivamente (24).

Sin embargo la Exxon (25), recomienda que debe haber una mínima distancia de 2 pies entre el nivel del petróleo y de la entrada de la mezcla al separador, para evitar que el petróleo ya separado sea arrastrado por el gas.

Generalmente la selección del tipo de separadores está sujeta a las condiciones de la entrada del fluido; pudiendo ser considerado una variable de selección, la relación de gas-petróleo (26), esto significa que para valores altos se debe usar un separador horizontal, porque requiere una mayor superficie de separación, en tanto para un valor bajo de RGP (Relación gas-petróleo) un separador vertical es escogido porque provee del suficiente espacio para que el gas separado no lleve consigo líquido entrampado.

Es decir, que tanto el separador horizontal como vertical pueden ser diseñados cambiando la longitud para una mayor área de interfase o modificando el diámetro respectivamente (27) como función específica del tiempo de residencia o retención (49) tal que permita un fácil control de los niveles de separación de las fases.

En realidad la eliminación de las gotas de líquido en una corriente de gas natural es a menudo muy deseable y necesario por diferentes razones, como es el caso de líquidos que tienen algún valor, tales como el glicol (28), en procesos de deshidratación del gas natural, igualmente para reducir las caídas de presión y pérdidas de capacidad, protección a los equipos de flujo de gas y permitir una entrega ininterrumpida de combustible limpio a los consumidores domésticos e industriales. (53)

El diseño de equipos de separación llega a ser entonces una toma de decisiones, considerando un balanceamiento entre el costo de los líquidos recuperados y la eficiencia deseable o necesaria, de acuerdo a los usos destinados para el gas resultante de los procesos de separación.

CAPITULO II

CONSIDERACIONES TEORICAS

En la mayoría de las operaciones de procesamiento y tratamiento de los hidrocarburos livianos requiere de un control de la relación de líquido - vapor, de manera que de la corriente de gas y/o petróleo que entra a los separadores el recobro de líquido sea el máximo en el tanque de almacenamiento. Muchas veces el problema es simplemente obtener mayores cantidades de producto en el tanque de recolección únicamente por la venta, en otras ocasiones las propiedades del gas deben ser controladas, pero todas estas características varían con el campo en producción y que en las evaluaciones básicamente deben ser consideradas.

La aplicación de los cálculos de equilibrio de fases a problemas de separadores, requiere hacer una descripción del proceso de separación de petróleo y gas en el campo.

La corriente o alimentación al separador se le permite alcanzar un equilibrio entre las fases líquido-vapor a la presión y temperatura de operación del sistema, para recobrar el máximo líquido de las fracciones pesadas.

La presión del separador está sujeta a control directo por medio de instrumentos y la temperatura promedio de operación es determinada por la temperatura del fluido entrante al separador y la temperatura ambiental. Es importante considerar la frecuencia de variación de la temperatura en-

el ambiente ya que durante el día puede aumentar y por la noche disminuir; en un grado razonable, especialmente donde los cambios estacionales están bien definidos.

La separación del líquido y vapor se consigue durante el paso del fluido a través de los recipientes a presión, los mismos que se encuentran operando en serie, donde se supone que cada separador recibe un mol de la fase líquida proveniente del separador que opera a una presión de trabajo más elevada, hasta llegar al tanque de almacenamiento, en donde la presión y la temperatura están a las condiciones ambientales. Cada condición de presión y temperatura a la cual vapor y líquido se separan constituye una etapa de separación, como se indica en los esquemas de la fig. 1 (29). En estos diagramas se incluyen las recomendaciones y condiciones básicas aproximadas para seleccionar el número de etapas de un sistema, cuando se conocen los datos de campo, análisis composicional mediante cromatografía, usos y funciones de los moles de líquido-vapor, como resultado de la separación.

✓ 2.1. Estudio de los factores que intervienen en los procesos de separación

Los separadores constituyen la clave en los diferentes procesos de campo, por lo cual deben ser dimensionados y operados en forma apropiada, para que la pérdida de petróleo y gas rico sea mínima, tal que nos permita recuperar más petróleo de una gravedad específica promedio más elevada, dando por este efecto mayores ingresos económicos.

Las variables que actúan directamente para maximizar la eficiencia de separación, y que requieren de un análisis particular porque fijan las cantidades de líquido-vapor, son las siguientes:

- a) Presión de operación en el separador.
- b) Temperatura en el separador
- c) Composición de la mezcla

La relación entre presión, temperatura y composición se puede obtener a partir de un balance de materiales alrededor del separador, llegando a expresiones que permiten calcular los moles de líquido y vapor de las mezclas. Todas estas ecuaciones se discutirán más adelante en la sección del cálculo de fases.

Lo importante de esto, es indicar que la relación del equilibrio de vaporización o constantes de equilibrio K_i , es función de presión, temperatura y composición de la mezcla. Pero es necesario indicar que los valores de K_i a presiones inferiores de 200 Lpca, no sufren variación alguna con la composición, y es el rango de presión aproximado que en la actualidad los campos están en explotación; razón por la que en estas condiciones los valores de K_i dependen únicamente de la presión y temperatura (1).

Por conveniencia cada una de estas tres variables serán discutidas separadamente.

2.1.1. Efecto de la presión sobre las constantes de equilibrio. -

En la mayoría de los análisis cromatográficos de las mezclas, se en -

cuentran generalmente: metano, etano, propano, isobutano, N-butano, isopentano, N-pentano, hexano y heptanos, y en fracciones de no-hidrocarburos como: CO_2 , H_2S , N_2 , etc.

Los heptanos incluyen todas las porciones de los líquidos más pesados que el heptano los mismos que varían dependiendo del origen de la mezcla. Los valores de K_i para cada componente han sido ampliamente discutidos, pero sólo la experiencia permite encontrar cual aplicar a un sistema dado. Existen también gráficos de K_i versus presión para un sistema en particular a una temperatura dada, obteniendo curvas como se indican en la figura 2 - (1). Se observa que cada una de las curvas alcanzan un mínimo valor de K_i aún cuando el mínimo es a diferente presión para cada componente. Si se considera la ecuación de balance de materiales, se puede decir que la cantidad de líquido aumentará cuando los valores de K_i disminuyen y los demás parámetros de la ecuación permanezcan constantes. Esto indica que para mezclas binarias es fácil determinar el rango de presión de trabajo óptimo de separación. Sin embargo en las mezclas de multicomponentes de hidrocarburos es muy complejo conocer cual es la presión para recobrar la mayor cantidad de líquido, lo cual hace necesario utilizar métodos iterativos de ensayo y error.

2.1.2. Efecto de la presión sobre la cantidad de líquido.-

La presión de separación es la clave en la recuperación de los líquidos tal como se indica en la fig. 3. (1), cuando se va cambiando la presión en el separador a una temperatura constante. La curva de línea continua es la cantidad del total del líquido que puede ser retenida en un tanque a -

presión atmosférica y a la temperatura ambiente y la curva punteada representa el total del líquido recuperado.

Esto significa que a temperaturas diferentes las curvas podrían ser desplazadas arriba o abajo.

Igualmente para una mezcla de composición diferente la forma de la curva y el punto máximo de líquido en el tanque tendrá una variación, pero la forma típica de las curvas no cambiará. En el gráfico se observa dos condiciones: Primera, que por debajo del punto máximo la pendiente de ambas curvas llegará a ser más larga por las grandes cantidades de fracciones pesadas sacadas del gas residual y el poco de metano y etano que se han condensado.

Segunda, arriba de la presión óptima, la cantidad total de líquido continúa elevándose por el incremento de la condensación del metano y las fracciones livianas, más que por las bajas cantidades de hexanos; la mayor pérdida de las fracciones pesadas se muestra por la línea continua, la cual va decreciendo después que ha llegado al punto máximo.

En la fig. 14. se observa que en un proceso isotérmico, las fracciones de los hepanos C7 + al reducir la presión, la recuperación de líquidos permanece casi constante, no así como los componentes más livianos, que a partir de una determinada presión, la cantidad de recobro cae violentamente, en concordancia con la figura 3, vemos que esa presión es la presión óptima de separación.

2.1.3. Control de temperatura a la entrada del separador.-

Muy a menudo, la temperatura es solamente una variable efectiva - cuando podemos controlar en la separación de gas - líquido; la composición está fuera del alcance del operador, mientras que la presión es usualmente controlada por la presión de venta del gas. El control de temperatura casi siempre implica enfriamiento por que la alimentación está normalmente a una temperatura mayor que la de separación, esto hace necesario que la corriente del fluido antes de entrar al separador sea enfriado en lo posible y se puede hacer por cualquiera de las siguientes formas:

- a) Enfriamiento por aire de la atmósfera
- b) Por un intercambiador agua-gas, usando una torre de enfriamiento o enfriador tipo evaporador.
- c) Refrigeración
- d) Expansión de la corriente a través de un choque o válvula bajo condiciones adiabáticas (efecto Joule - Thompson).

De los métodos indicados, por supuesto el primero está limitado por la temperatura atmosférica, el intercambiador de calor por los costos de diseño que requieren que la temperatura de salida del agua esté dentro de 10 °F de la temperatura de la alimentación.

Mediante refrigeración no tiene límites efectivos, por ejemplo: Si la temperatura del separador está por debajo de la temperatura de la formación de hidratos, se deben tomar precauciones necesarias para combatir los hidra-

tos. Además por debajo de $-15\text{ }^{\circ}\text{F}$ a $-20\text{ }^{\circ}\text{F}$ el acero rápidamente pierde su ductibilidad, debido a la cristalización del carbono. Finalmente por expansión y que es el más común de los sistemas de enfriamiento, especialmente por las altas presiones de las corrientes de gas y porque requiere un gasto muy pequeño de capital.

2.1.4. - Deshidratación del gas. -

Se refiere a la remoción del vapor de agua del gas con el objeto de prevenir la formación de hidratos en el gas, los cuales producen corrosión interna en los gasoductos y equipos de superficie.

Por lo cual se recomienda usar como guía la figura 4 (1), para prevenir la formación de los mismos, la cual está en función de la temperatura y la gravedad específica del gas.

La temperatura para la formación de hidratos depende sobre todo de la presión ya que es la temperatura la cual una porción de gas es químicamente combinada con el agua presente en el gas.

2.1.5. Efecto de la temperatura sobre el líquido. -

La temperatura es controlada en el campo de acuerdo a las conveniencias y consideraciones técnico-económicas, básicamente cuando se operan los separadores cerca de $0\text{ }^{\circ}\text{F}$ y en otros casos donde solamente el fluido en el tanque es deseado, la variación de la temperatura permanecerá en un rango superior. En la fig. 5 se puede analizar como varía el recobro del líquido a medida que la temperatura cambia para una determinada presión.

Es importante decir que en algunos casos el recobro de líquidos por más - que baje la temperatura no se incrementa, esto indica la gran utilidad de - graficar los resultados obtenidos para maximizar el recobro a un menor - costo por barril procesado.

Por medio de la fig. 6 se presenta el efecto de la temperatura del separador para cada componente en la recuperación de sus condensados. Así demuestra que los hidrocarburos livianos C1, C2, C3 incrementa la recuperación - de líquido a medida que baja la temperatura, lo que no sucede con los heptanos C7 +, cuando se enfrían los gases. En muchos de los casos las propiedades deseadas para el gas determina la selección de la temperatura del - separador, esto hace necesario conocer algunas especificaciones tales como el punto de rocío para el agua, los hidrocarburos, valores caloríferos, etc

Las especificaciones de las capacidades caloríficas es un problema diferente cuando contienen grandes cantidades de gases inertes tales como nitrógeno, dióxido de carbono y helio. La cantidad de líquido por recuperar es - muy pequeña por lo que se da mayor prioridad a los ingresos que representan por la venta del gas, por lo que bajas temperaturas no serán necesarias. En la fig. 7, la curva inferior demuestra que se tiene pérdidas de - ingresos económicos debido al gas de merma, cuando el condensado de líquido baja los valores caloríficos de especificación para la venta del gas.

2.1.6. Efecto de la composición de la mezcla en el grado de separación.-

La composición de la alimentación es la tercera variable de igual - importancia que afecta en la separación de petróleo - gas, esto significa -

que siempre está correlacionado con la presión y temperatura de separación. Sin embargo es ilustrativo considerar el efecto de la composición únicamente cuando las otras variables permanecen constantes. La composición es la variable básica que determina cuál es el potencial del líquido disponible y lo económico de procesar un determinado producto. Un análisis completo del efecto de la composición requiere que las cantidades de varios componentes sean conocidos los mismos que se realizan por análisis cromatográficos.

Para una separación normal es necesario conocer los porcentajes de las fracciones de: C1, C2, C3, i-C4, i-C5, n-C5, C6, C7 + peso molecular y gravedad específica de las fracciones más pesadas.

La cantidad total máxima del líquido que se espera recuperar, puede a menudo ser expresado como función de la presión óptima de operación, en un proceso isotérmico con la gravedad específica de la alimentación, como se indica en la fig. 8. El efecto de la composición en la recuperación de diferentes fracciones en algunos casos es la misma, como se indica con la fig. 9, para distintas mezclas, cuando actúan a dos presiones distintas. Se observa que a un rango de temperatura a las presiones establecidas la recuperación es la misma. Finalmente la cantidad de líquido considerando los C5+ como función de la composición como se indica en la fig. 10, se puede determinar mediante una ecuación empírica con buenos resultados (1), pero únicamente para temperaturas inferiores a 20 °F y es la siguiente:

$$G = 610 (M - 0.20)$$

$G =$ galones/ MM pcd de líquido en el tanque

$M =$ porcentaje molar de $C_5 +$ en la mezcla

2.1.7. Variables que intervienen en las etapas de separación. -

La separación de los líquidos y gases se realizan por separadores que operan en serie con una secuencial reducción de presión, los mismos que están sujetos por las variables que determinan el límite técnico y económico a la selección y diseño de las instalaciones de separadores.

1. Selección del número de etapas. -

El número de etapas necesarias depende sobre todo de la presión de la primera etapa y de la composición del líquido, mientras más etapas sean agregadas al sistema la cantidad por líquido recuperado en el tanque aumentará, pero usualmente no es suficiente para pagar el costo de los separadores adicionales en un período de tiempo razonable (47)

En realidad el número de etapas será determinado después de una serie de cálculos, razón por la cual se ha estimado una regla empírica de mano, con buenos resultados: (1) considerando la relación de presión (R) por etapa, la misma que no debe exceder de los límites fijados, como función del fluido de alimentación:

R	Fluido/Alimentación
5	Condensados de gas
7	Cuando el hidrocarburo líquido recuperado en el tanque tiene un grado - API mayor de 50,
9	Cuando líquidos recuperados del crudo - sean menores de 40 °API.

2. Presión en la Etapa Intermedia de Separación

Después de la selección del número de etapas, es necesario determinar a que presión la etapa intermedia de separación deberá ser operada para lo cual en la industrialización de los hidrocarburos basado en datos de petróleo y crudos , encontrándose la siguiente ecuación:

$$R = (P_1 / P_s)^{1/n}$$

Donde: n = número de interetapas (número de etapas - 1)

$$R = \frac{P_1}{P_s} \text{ relación de presión de la etapa de separación}$$

P_1 = Presión de entrada al separador L_{pca} .
 P_s = Presión en el tanque de almacenamiento L_{pca} .

Para el caso de tres etapas; considerando que en el tanque de almacenamiento tenemos a la atmósfera (P_s):

$$R = P1/P2 \quad \text{primera etapa} \quad (m1)$$

$$R = P2/Ps \quad \text{segunda etapa} \quad (m2)$$

Si: $R = P1/Ps^{1/n}$

$$P1 = Ps \cdot R^n$$

Luego: $P2 = P1/R = PsR^{n-1}$

En general la ecuación para el cálculo de la presión en la etapa intermedia será:

$$P_m = PsR^{n-(m-1)}$$

Donde P_m = presión para la última etapa intermedia usada.



Las ecuaciones para calcular R y P_m , su exactitud puede ser comparada al hacer cálculos por métodos rigurosos con los resultados obtenidos. Estas ecuaciones, por supuesto asumen que la relación de presión en cada etapa deberá ser constante.

Esto no necesariamente se cumple, ya que al hacer cálculos de las constantes de equilibrio vapor - líquido, no demuestran esta asunción. En efecto análisis más completos de separación a menudo muestran que la relación de presión entre la última etapa y el tanque de almacenamiento es la más pequeña, que las otras etapas. En esta fórmula no se hace una diferencia específica del análisis del líquido de la primera etapa, lo cual obviamente afecta en la predicción de presiones. Es importante decir que, en ausencia de estos métodos completos las ecuaciones indicadas facilitan estimar las presiones en las interetapas.

3. Consideraciones Económicas del Número de Etapas. -

Lo económico de usar en un sistema varias etapas de separación, puede ser determinado por curvas de estimación de costos, tanto cuando se trata de separadores horizontales o verticales, como se indica en la figura 12 y 13 - en donde el costo total se obtiene simplemente agregando los costos individuales de los separadores. La confiabilidad de estas curvas es que están dentro de un 5% de los precios promedios publicados en el mercado.

Es importante saber que la aplicación del número de etapas, dependerá de las condiciones principales: características del gas para la venta y el precio establecido para los hidrocarburos gaseosos y líquidos. (53)

Si el gas es vendido solamente en volumen, usualmente es deseable remover del gas todos los vapores condensables. Para el caso en que el gas sea vendido por el contenido de fracciones líquidas por millones de pies cúbicos (GPM) de gas, es conveniente permitir vapores condensables -- mantener en el gas, dependiendo de las condiciones, facilidades y localización (18).

Si los hidrocarburos líquidos se basan para su comercialización en volumen y gravedad API, es conveniente remover los vapores condensables del gas y agregarlo al líquido, para incrementar el precio de venta. Caso contrario que el líquido se venda como volumen solamente, es deseable dejar los vapores condensables en el gas. En realidad los costos de instalación de un sistema de separación, estará sujeto a las necesidades y usos de los productos obtenidos, los mismos que justificarán la inver -

sión en la selección del número de etapas (30).

2.2. Predicción del Comportamiento del Equilibrio de Fases Líquido - Vapor en las mezclas. -

El conocimiento de las propiedades físicas de las mezclas de hidrocarburos es fundamental para evaluar en términos de volúmenes de líquido y gas a condiciones normales, los cuales son de gran utilidad e importancia en la industria del procesamiento de los hidrocarburos.

El estudio del comportamiento de fases se divide en dos partes: cualitativa y cuantitativa. Para el primer caso se parte del análisis de los diferentes diagramas de presión - temperatura (P-T) como en la fig. 11, Presión - Volumen (P-V), presión - composición, etc. En el segundo caso se desarrollan fórmulas y métodos para calcular la composición y las cantidades que intervienen las fases de un sistema, para un amplio rango de presión y temperaturas.

Como en cualquier mezcla de fluidos un sistema de hidrocarburos puede ser homogéneo o heterogéneo, para un sistema homogéneo todas las partes del sistema tienen las mismas propiedades físicas y químicas y lo contrario para un sistema heterogéneo.

Un sistema heterogéneo está compuesto por fases, las mismas que están definidas así por constituir un sistema homogéneo entre sí las mismas que están separadas físicamente de las otras fases por distintos linderos. En realidad el comportamiento de fases de una mezcla de hidrocarburos depen

de de la composición de la mezcla, así como de las propiedades de los componentes individuales.

Estudios se han realizado para un amplio rango de condiciones de presión y temperatura, considerando en estas investigaciones sistemas formados tanto por componentes hidrocarburos como no hidrocarburos (36),

La destilación es un proceso sencillo de equilibrio de fases por etapas, cuyo principal objetivo es vaporizar parcialmente una mezcla generalmente líquida sometida a una presión y a una temperatura determinada.

La vaporización se produce en forma instantánea al someterle la mezcla a una violenta caída de presión a su paso por la válvula de expansión instalada - antes de entrar al separador, el mismo que provee el espacio requerido para hacer físicamente posible la separación del líquido y vapor.

2.2.1. Cálculo del Equilibrio Líquido-Vapor.-

El uso de las constantes de equilibrio hace posible el cálculo de las presiones del punto de burbujeo, las presiones en el punto de rocío y las proporciones de vapor y líquido en equilibrio a la presión y temperaturas donde las dos fases pueden existir.

Las ecuaciones matemáticas usadas para efectuar estos cálculos, son derivadas a continuación, la vaporización instantánea de un sistema, se desarrolla bajo la asunción de que el sistema se encuentra en equilibrio termodinámico a la presión y temperatura dado.

Considerando un balance de materiales del sistema se puede escribir lo siguiente.

$$F = L + V \quad (1)$$

Al igual que un balance de materiales de cualquier componente de la mezcla, se tendrá:

$$Z_i F = X_i L + Y_i V \quad (2)$$

Además por la definición de las constantes de equilibrio, la misma que relaciona la fracción molar en la fase vapor a la fracción molar en la fase líquida de un componente, expresado por:

$$K_i = \frac{Y_i}{X_i} \quad (3)$$

Reemplazando la ecuación (3) en (2), el valor de la fracción molar del componente (i) en el líquido, tenemos:

$$Y_i = \frac{Z_i F}{L/K_i + V} \quad (4)$$

Sabiendo que la suma de las fracciones molares de los componentes del vapor es igual a la unidad, se puede escribir:

$$\sum_{i=1}^n Y_i = \sum_{i=1}^n \frac{Z_i F}{L/K_i + V} = 1.0 \quad (5)$$

Pero para estos cálculos se toma en consideración un Mol, de la alimentación del sistema $F = 1.0$ por lo tanto sustituyendo en el valor de V , obtenemos:

$$\begin{aligned}
 1 &= V + L \\
 V &= 1 - L
 \end{aligned} \quad (6)$$

En consecuencia:

$$\sum_{i=1}^n \frac{Z_i}{1 + L(1 - 1/K_i)} = 1.0 \quad (7)$$

Esta ecuación es base para el cálculo de fases, es decir para determinar la composición del líquido y vapor que coexisten a una presión y temperatura dadas en un sistema multicomponente, válido en cualquier punto en la región de las fases a fin de encontrar las fracciones molares de la fase líquida y vapor así como la fracción de líquido que se genera en cada "FLASH", dentro del separador se utiliza la ecuación (7) mediante un proceso iterativo, por lo cual se ha escogido el método de Newton-Raphson, por su convergencia

cuadrática.

El objetivo del método es hallar la raíz de la ecuación que satisfaga la expresión:

$$\sum_{i=1}^n \frac{Z_i}{1+L(1-1/K_i)} - 1 = 0$$

Y expresando como una función de $F(L)$, tenemos:

$$F(L) = \sum_{i=1}^n \frac{Z_i}{1+L(1-1/K_i)} - 1 \quad (8)$$

Donde se asume un valor inicial de los Moles de líquido L y mediante cálculos iterativos de sustitución se llega a la solución, cuando la función no es cero con el grado de aproximación deseado, se asume un nuevo valor de " L " y se repiten los cálculos hasta obtener la convergencia. El nuevo valor de " L " se calcula de acuerdo a la definición del método Newton-Raphson (31):

$$L_{j+1} = L_j - \frac{F(L_j)}{F'(L_j)} \quad (9)$$

Para $j = 1, 2, 3, \dots, n$, siendo el número de iteraciones, además $F'(L)$ es la primera derivada de la función $F(L)$ evaluada a L_j asumida inicialmente:

$$F'(L) = \sum_{i=1}^n \frac{Z_i}{1+L(1-1/K_i)} - 1$$

$$F'(L) = \frac{dF(L)}{dL} = - \sum_{i=1}^n \frac{Z_i (1-1/K_i)}{[1+L(1-1/K_i)]^2} \quad (10)$$

Los cálculos se continúan hasta que cumpla con la convergencia establecida:

$$\left| L_{j+1} - L_j \right| \leq EPSI \quad (11)$$

Donde "EPSI" es el valor fijado de convergencia, que condiciona la exactitud con que se requieren los resultados, la cual fija el grado de confiabilidad de los mismos (32).

Las variables utilizadas en las ecuaciones antes mencionadas están definidas como:

Z_i = fracción molar del componente "i" en el sistema

X_i = fracción molar del componente "i" en el líquido

Y_i = fracción molar del componente "i" en el vapor

F = moles totales en el sistema

L = moles de líquido

V = moles del vapor

$EPSI$ = condición de convergencia

n = número de componentes de la mezcla

K_i = constante de equilibrio del componente "i"

L_{j+1} = valor nuevo calculado de los moles de líquido

L_j = valor inicial asumido de los moles de líquido

2.2.2. Constantes de Equilibrio. -

La distribución de un componente de un sistema vapor y líquido es expresado por la constante de equilibrio K_i . La constante de equilibrio - está definido como la relación de la fracción molar del componente en la fase vapor a la fracción molar del componente en la fase líquida, matemáticamente expresada así:

$$K_i = \frac{Y_i}{X_i} \quad (12)$$

Las constantes de equilibrio de los componentes hidrocarburíferos es función de la presión, temperatura y sobre todo de la composición del sistema. Es importante decir que a baja presión el efecto de la composición es pequeño, pero superior a 1.000 Lpca toda la composición del sistema afecta a las constantes de equilibrio (18).

El primer intento desarrollado para determinar la composición de la fase gaseosa y de la fase líquida en sistemas multicomponentes en la región de dos fases, se considera que el sistema seguirá un comportamiento de soluciones ideales (3) ya que este tipo de soluciones no ocurren fuerzas de atracción de ninguna especie entre los constituyentes moleculares y por lo

tanto pueden aplicarse las leyes de Raoult y Dalton.

Sin embargo, se plantea que el cálculo de las constantes de equilibrio se pueden evaluar por tres métodos: Leyes de Raoult y Dalton, por datos de fugacidades líquido - vapor de los componentes puros y por análisis directos de equilibrio líquido - vapor a cualquier presión y temperatura.

1. Leyes de Raoult y Dalton.

a) Ley de Raoult:

En una solución ideal, la presión parcial P_i de un componente i en la fase de vapor, es igual al producto de la fracción molar del componente en la fase líquida X_i y la presión de vapor P_i° del componente (i) puro:

$$P_i = X_i \cdot P_i^\circ \quad (13)$$

En este caso de soluciones ideales, la suma de las presiones parciales P_i de los componentes será la presión total del sistema:

$$P_t = \sum_{i=1}^n X_i \cdot P_i^\circ \quad (14)$$

b) Ley de Dalton:

En una mezcla de gases perfectos, cada gas ejerce una presión parcial igual a la presión que desarrollaría si estuviera solo ocupando el volu

men de la mezcla:

$$P_i = n_i \frac{RT}{V} \quad (15)$$

La presión total de la mezcla será:

$$P_t = \sum P_i = \sum n_i \frac{RT}{V}$$

Desarrollando:

$$\frac{P_i}{P_t} = \frac{n_i}{\sum n_i}$$

Pero por definición de fracción molar del vapor Y_i se puede escribir:

$$P_i = Y_i P_t \quad (16)$$

Ahora bien, si combinamos estas dos leyes tenemos:

$$X_i P_i^\circ = Y_i P_t$$

$$\frac{Y_i}{X_i} = \frac{P_i^\circ}{P_t}$$

Por consiguiente:

$$K_i = \frac{Y_i}{X_i} = \frac{P_i^\circ}{P_t} \quad (17)$$

Esto es explicable únicamente bajo estas condiciones:

- i) De aquí se puede afirmar que $K_i = P_i / P_t$, se cumple solamente a muy bajas presiones, ya que cualquier componente puro posee presión de vapor
-

sólo hasta la temperatura crítica, por tanto la Ley de Raoult está limitada a temperaturas menores que la temperatura crítica de todos los componentes del sistema.

ii) La ley de Dalton o de las presiones parciales asume que cada componente en el vapor se comporta como un gas ideal.

2. - Datos de Fugacidad de las Fases Líquido - Vapor

Una buena aproximación de las constantes de equilibrio es aplicando el concepto de fugacidad de los componentes. La fugacidad se considera como una presión de vapor reducida o modificada, para representar correctamente la tendencia de escape de las moléculas desde una fase dentro de la otra - además se puede decir que la fugacidad es la salida del vapor de su comportamiento de gas ideal y el efecto de la presión total del sistema sobre la presión de vapor de cada componente, en cambio en una solución ideal la fugacidad de cualquier componente en el sistema es igual a la fugacidad del componente en estado puro con por su fracción molar. En condiciones de equilibrio las fugacidades de los componentes son iguales en la fase líquida y vapor, tal que:

$$\frac{Y_i}{X_i} = \frac{f_i^v}{f_i^l} = K_i \quad (\text{ideal}) \quad (18)$$

Las constantes de equilibrios ideales están limitadas por un factor importante, porque para una temperatura dada un componente puede existir solamente como una sola fase a cualquier otra presión que la presión de va -

por, para que la fugacidad sea del líquido o vapor (dependiendo sobre todo si la presión es mayor o menor que la presión de vapor del componente), puede ser obtenida por extrapolación o la relación de fugacidad presión (f/p). Esto implica que la extrapolación siendo un método de correlación, los valores de K_i no son muy confiables.

3. Métodos Empíricos para calcular K_i . -

Para la evaluación de las K_i la composición de equilibrio de las fases -- se determina experimentalmente a diferentes presiones y temperaturas. En consecuencia las K_i , pueden ser calculadas por la relación de las fracciones molares del líquido y vapor. Respecto a este método se han realizado y desarrollado muchas correlaciones, las mismas que se pueden clasificar -- en tres grupos:

- a) Aquellas en las cuales consideran una ecuación de estado principalmente para la fase líquida y fase vapor.
- b) Este grupo considera una ecuación de estado para la fase vapor y una ecuación teórica para la fase líquida.
- c) Finalmente en este grupo se presentan las correlaciones gráficas.

Por consiguiente para encontrar el comportamiento de las fases líquido - vapor de un sistema multicomponente es necesario determinar las razones de equilibrio entre las fases líquido - vapor. El objetivo principal es que mediante el conocimiento de las constantes de equilibrio se puede determinar la composición de la fase gaseosa y líquida en la región de dos fases.

Para la determinación de las constantes de equilibrio se pueden hacer buenas aproximaciones empleando correlaciones para estimar el efecto de la composición de una mezcla y una de ellas es utilizando el concepto de la presión de convergencia.

La definición de presión de convergencia (P_K) es la presión a la cual aparentemente todos los valores de K_i convergen a la unidad ($K_i = 1.0$) a la temperatura del sistema, esto es donde la separación del líquido y vapor no es posible.

Es importante decir que los valores de K_i alcanzarán la unidad cuando la temperatura del sistema sea la temperatura crítica y por consiguiente corresponderá a una presión crítica y que constituye la presión de convergencia. La presión de convergencia para sistemas multicomponentes depende de tanto de la temperatura como de la composición.

Los valores de las constantes de equilibrio se pueden estimar con el uso de un computador, mediante la ecuación propuesta por Frank Canfield (16) basado en las curvas para hidrocarburos en el manual del GPSA de 1967.

$$K_i = \frac{1}{PR} e^{Q_i R_i (1-PR)^{(0.33/TR_i)}} \quad (19)$$

Este procedimiento también permite el cálculo de valores razonables de K_i para isómeros y olefinas. Las constantes de la ecuación (19) se calcula por las ecuaciones siguientes:

$$Q_i = 10.7016 - \ln(PK) - 4.4316/T_{ri} - 0.1968/(T_{ri})^3$$

$$R_i = 6.3816 - 29.0020(Z_{ci}) + 35.3443(Z_{ci})^2$$

Además por definiciones tenemos:

$$Z_{ci} = \frac{P_{ci} \cdot V_{ci}}{T_{ci} \cdot R} \quad (22)$$

$$T_{ri} = T/T_{ci} \quad (23)$$

$$PR = P/PK \quad (24)$$

En donde se definen:

PK = presión de convergencia de la mezcla L_{pca} .

PR = relación de presión Adm

T_{ri} = temperatura reducida de cada componente.
nente. R/R

Q_i = factor de correlación Adm

R_i = factor de correlación Adm

Z_{ci} = factor crítico de compresibilidad
de cada componente. Adm

2.2.3. Presión de Convergencia (PK)

Para determinar la presión de convergencia, Organick y Hollingsworth (20) propusieron un método en función de la temperatura crítica del pseudo sistema.



La técnica no es más que una modificación del método aproximado de Hadden (17), el mismo que se basa en el concepto de un sistema pseudo-binario, donde la parte I constituye el componente más liviano generalmente metano el mismo que debe estar presente en un mínimo de 0.1% por Mol en la fase líquida y la parte II, los demás componentes. El cálculo de la temperatura pseudo-crítica de la parte II se determina por la ecuación:

$$T_{cII} = \frac{\sum_{i=2}^n X_i T_{ci} M_i}{\sum_{i=2}^n X_i M_i} \quad (25)$$

y la presión de convergencia por la siguiente expresión:

$$\log PK = A + BT + CT^2 + E/T \quad (26)$$

Donde (T) está en °F y es la temperatura del sistema, en tanto que los valores de A, B, C y E se evalúan por los polinomios, los mismos que se desarrollan en el capítulo III, y los valores de las constantes en las ecuaciones descritas se indican en la tabla IV.

Como el cálculo de la presión de convergencia es mediante un proceso iterativo de comparación, inicialmente se asume un valor para la presión de convergencia de acuerdo a la correlación de Standing (18) y que es la si-

guiente:

$$PKA = 60 \cdot PMC7 - 4200 \quad (27)$$

Donde:

PKA = presión de convergencia asumida L_{pca} .

$PMC7$ = peso molecular de $C7 +$

Para este cálculo, en la subrutina "carga", se establece una aproximación de error de $1.0 L_{pca}$, tal que garantice unos buenos valores de las constantes de equilibrio.

2.2.4. Análisis del Estado Físico de las Fases del Sistema. -

De acuerdo al diagrama de fases tal como se indica en la fig. 11 de presión con temperatura, una mezcla puede encontrarse en una sola fase; esto es, líquido o vapor; en el punto de rocío o burbujeo o en la región de dos fases.

Conocido las constantes de equilibrio y la composición a una presión y temperatura determinadas, se establece un rango de condiciones, mediante el cálculo de dos sumatorias:

$$\text{Suma 1} = \sum Z_i/K_i \quad (28)$$

$$\text{Suma 2} = \sum Z_i \cdot K_i \quad (29)$$

En donde los resultados se analizan bajo los siguientes criterios:

1. Si el resultado de las sumatorias es menor que la unidad, el sistema se-

rá todo vapor (ecuación 28) y líquido (ecuación 29).

2. Si el resultado es mayor que la unidad el sistema puede estar en dos fases o en la región de líquido (ecuación 28), y en dos fases o en la región de vapor (ecuación 29).
3. Si el resultado es igual a la unidad, el sistema se encuentra en el punto de rocío (ecuación 28) y punto de burbujeo (ecuación 29) a esas condiciones de presión y temperatura.

2.2.5. Presión Óptima de Separación en Función del Recobro del Líquido.-

La aplicación de los cálculos de equilibrio de fases a problemas de separadores, se puede realizar por varias técnicas, pero lo recomendable es realizar mediante métodos iterativos usando computadores digitales.

La cantidad de vapor y líquidos obtenidos en un separador son dependientes de la presión y temperatura de operación del separador y de la composición de la alimentación. Las dos primeras condiciones pueden ser controladas directamente en la operación de campo, pero por las restricciones de las consideraciones económicas la más importante es la presión óptima del separador para que el líquido recuperado en el tanque sea máximo otras veces en cambio las propiedades del gas son las que deben ser controladas. Aun cuando las condiciones de operación varían en cada campo, se debe tener presente las siguientes consideraciones (48):

1. Cantidad y valor del líquido producido
-

2. Cantidad y valor del gas producido
3. Especificaciones de venta del gas residual bajo los siguientes parámetros.
 - a) Presión
 - b) Temperatura
 - c) Cantidad de componentes licuables presentes
 - d) Valor calorífico.
4. Efecto de la presión y temperatura del separador sobre la cantidad y costos de equipos auxiliares que sean necesarias.

Es importante decir que en muchos campos el gas no puede ser vendido o que las especificaciones de venta no sean lo suficientemente exactas para el consumo, sin embargo es menos frecuente en mercadeo de gas a través de líneas de transmisión (53).

Algunos métodos se han propuesto para calcular la presión óptima de un separador para dos etapas o la presión del segundo separador en un sistema de tres etapas y así sucesivamente, pero este criterio está condicionado al factor económico en función de líquido recuperado en el tanque de almacenamiento.

Uno de los métodos para determinar el máximo de líquido en el tanque, consiste en la evaluación del factor volumétrico del petróleo para diferentes valores de presión de separación ya que la temperatura promedio se fija de acuerdo a la temperatura del fluido o del líquido que entra al separador y a la temperatura ambiental, es decir que el valor de presión que resulte en un valor mínimo del factor volumétrico, será la presión óptima de separación.

Para este estudio, la cantidad de líquido recuperado por Mol ($F=1.0$) suministrado al sistema, se determina por la siguiente expresión, para los diferentes valores de presión, tanto para dos y tres etapas, respectivamente:

$$VRTT = VSUM \cdot Vt \quad (30)$$

$VSUM$ = moles suministrados a la entrada del separador.

$$(VSUM = 1,0)$$

Vt = volumen de líquido en el tanque por Mol. del fluido de la alimentación.

Las expresiones para calcular $VSUM$ para un volumen de gas específico - se obtiene a partir de la siguiente ecuación:

$$VSUM = \frac{Ma}{Dm} \quad (31)$$

Como la densidad molar (Dm) es el inverso del volumen molar (Vm) por definición, la ecuación (31) se transforma en:

$$VSUM = Ma \cdot Vm$$

El peso molecular aparente de la mezcla se calcula por la Regla de Combinación de Kay:

$$M_a = \sum_{i=1}^n Z_i \cdot M_i \quad (33)$$

Donde:

Z_i = fracción molar del componente i

n = número de componentes de la mezcla

M_i = peso molecular del componente i

El volumen molar (V_m) se puede calcular por la ecuación de estado de Benedictz- Webb - Rubin, la misma que se discutirá más adelante.

El cálculo del volumen del líquido en el tanque correspondiente a un mol de fluido de la alimentación (V_t), se calcula por la expresión:

$$V_t = \prod_{j=1}^n L_j \cdot \sum_{i=1}^n V_{mi} \cdot X_i \quad (34)$$

Donde:

$$\prod_{J=1}^n L_j = L_1 \cdot L_2 \cdot \dots \cdot L_m \quad (35)$$

En la cual L_1, L_2, \dots, L_m son los moles de líquido en el o los separadores en el tanque por mol de fluido de la alimentación, dependiendo del número de etapas (m) de separación que se consideren; en cambio el volumen por mol, de cada componente se calcula por la ecuación:

$$V_{mi} = \frac{M_i}{DL_i}$$

Siendo (DL_i) la densidad líquida de cada componente, a una presión de 14.7 Lpca. y 60 °F.

2.2.6. Ecuación de Estado de BENEDICT - WEBB - RUBIN

Una ecuación de estado es una expresión matemática que relaciona - presión, temperatura, volumen y composición para la determinación del - cálculo de todas las propiedades físicas y termodinámicas de componentes - puros y de las mezclas.

Entre estas ecuaciones de estado se presenta la propuesta por Benedictz - Webb - Rubin (9) debido a que las ecuaciones disponibles para ese entonces no eran suficientemente exactas para describir el comportamiento de fases vapor - líquido de sustancias puras y mezclas.

Esta ecuación ha sido ampliamente discutida (36 y 43) la cual ha sido modificada específicamente en el número de constantes, ya que la ecuación original de BWR usa únicamente ocho parámetros para cada componente de una - mezcla y sin embargo se consideran muy apropiados sus resultados, para - mezclas de hidrocarburos livianos a temperaturas reducidas igual o mayores de 0,6. Pero los resultados a bajas temperaturas para mezclas de hidrocarburos no-parafínicos, parafínicos pesados o componentes diferentes a hidrocarburos, no son satisfactorios. Los parámetros de la ecuación BWR para mezclas se han modificado incluyendo variación con la temperatura y-

con el factor ascéntrico, además se han desarrollado mayores formas de combinaciones para las constantes, lo que ha permitido determinar otros parámetros para una serie adicional de componentes incluyendo compuestos no-hidrocarburos (36, 42, 43).

Esta ecuación es capaz de producir propiedades físicas y termodinámicas a temperaturas reducidas tan bajas como $TR = 0.3$ y densidades reducidas tan grandes como $DR = 3.0$, por tanto puede ser usado para hidrocarburos livianos en la región de líquidos criogénicos, por lo cual la ecuación de BWR, ha sido empleada por su mayor exactitud de los resultados obtenidos cuando se predicen las densidades de las fases líquido-vapor de una mezcla.

La expresión matemática de la ecuación BWR que es esencialmente empírica (22, 35) para calcular el volumen molar (V) es la siguiente:

$$\frac{PV}{RT} = 1 + (BOM - AOM/RT - COM/RT^3) / V + (BM - AM/RT) / V^2 + (AM \cdot \alpha M / RT) / V^5 + (CM/RT^3) \left[(1 + \beta M \cdot V^{-2}) / V^{-2} \right] \exp. \quad (36)$$

$$(-\beta M \cdot V^{-2})$$

En esta ecuación P está en atmósferas, T en $^{\circ}K$, V en litros/gr. mol R : constante de los gases en Litros \cdot atmof./grs mol. $^{\circ}K$, los demás parámetros dimensionales se calculan por las expresiones siguientes:

$$BO = \frac{1}{4} \sum Y_i BO_i + \frac{3}{4} \left(\sum Y_i BO_i^{1/3} \right) \left(\sum Y_i B_i \right)^{2/3} \quad (37)$$

$$AO = (\sum Y_i AO_i^{1/2})^2 \quad (38)$$

$$CO = (\sum Y_i CO_i^{1/2})^2 \quad (39)$$

$$B = (\sum Y_i B_i^{1/3})^3 \quad (40)$$

$$A = (\sum Y_i A_i^{1/3})^3 \quad (41)$$

$$C = (\sum Y_i C_i^{1/3})^3 \quad (42)$$

$$\mathcal{L} = (\sum Y_i \mathcal{L}_i^{1/3})^3 \quad (43)$$

$$\mathcal{Y} = (\sum Y_i \mathcal{Y}_i^{1/2})^2 \quad (44)$$

Donde:

Y_i = fracción molar del componente "i" en el sistema.

según sea la fase líquida o vapor.

Los valores de AO_i , BO_i , CO_i , A_i , B_i , C_i , \mathcal{L}_i , \mathcal{Y}_i , corresponden a constantes de cada componente "i", los mismos que aparecen en la literatura - (42). Es importante indicar que la densidad molar es igual al inverso del volumen molar. Sin embargo para hallar los volúmenes molares respectivos cuando se utilizan computadores digitales para evaluar esta ecuación, es importante saber que el volumen molar correspondiente a las fases vapor y líquido está dado por las raíces mínima y máxima respectivamente -

(44, 35).

El propósito de Benedict y colaboradores ~~al~~ desarrollar una ecuación de estado fué el de escribir el comportamiento volumétrico de la fase gaseosa de hidrocarburos parafínicos puros más livianos, para volúmenes tan pequeños como los existentes en el estado crítico y determinan los volúmenes molares de los líquidos en equilibrio en el punto de burbujeo y la presión de vapor correspondiente (43). Por ello esta ecuación no es satisfactoria para predecir las propiedades termodinámicas de mezclas multicomponentes de hidrocarburos para muchas de las condiciones de interés en la industria.

Por otra parte no es posible determinar un conjunto único de coeficientes para esta ecuación, tal que correlacione exactamente el comportamiento de las fases vapor-líquido, al igual que las propiedades PVT de la fase gaseosa sobre un amplio rango de condiciones (52).

2.3. Funciones del Separador y Requerimientos de Diseño. -

La separación de gas y líquido principalmente ocurre por la diferencia de sus propiedades físicas en los fluidos a ser separados aún cuando las propiedades químicas pueden en algunas ocasiones afectar la eficiencia de la separación. Por esta razón el diseño de los equipos de separación llegan a ser entonces una interrogante entre un balanceamiento de costos con la deseable de eficiencia requerida (40). Por esta razón una óptima separación física de estas fases, es una de las operaciones básicas en la producción, procesamiento, transporte y tratamiento del gas y/o petróleo (39).

Los fluidos corresponden a mezclas complejas de diferentes compuestos - con características físicas propias de acuerdo al porcentaje en que intervienen los componentes.

2.3.1. Funciones del Separador. -

Un separador diseñado apropiadamente permite obtener una buena - separación de gas y líquido, el mismo que debe cumplir necesariamente con estas funciones:

1. Causar primero una fase de separación de los hidrocarburos líquidos principalmente, de aquellos que en su mayor parte son gas.
2. Refinar la primera separación por una mayor remoción del gas entrampado en el líquido.
3. Descargar el gas y el líquido separado en el recipiente de tal forma que no se reentrampe el uno en el otro en cualquier lugar.

2.3.2. Requerimientos de Diseño. -

Los requerimientos funcionales de diseño, nos permite evaluar las - condiciones prioritarias para el diseño mecánico en las diferentes secciones de un recipiente de separación, como se indica en continuación:

1. Controlar y disipar la energía de la corriente o alimentación a medida que entra al separador.
 2. Asegurar que las tasas de flujo del gas y líquido a través del separador -
-

sean bastante bajas tal que la segregación gravitacional y el equilibrio vapor - líquido pueda ocurrir.

3. Minimizar la turbulencia de la sección por gas en el separador y reducir a velocidad.
4. Controlar la acumulación de espuma en el separador.
5. Eliminar el reentrampamiento del líquido y gas separados
6. Proveer salidas para los fluidos con nivel apropiado y controles de presión.
7. Si es necesario, proveer filtros de limpieza en puntos donde los sólidos puedan acumularse.
8. Proveer aliviadores en las salidas del líquido y vapor en caso de presiones elevadas.
9. Acondicionar de equipos tales como: manómetros, termómetros y medidores de nivel de vidrio para controlar visualmente y tener una operación eficiente.

2.3.3. Evaluación del Tipo de Diseño.-

Cuando se está diseñando un separador es importante definir los dos tipos existentes: el diseño del proceso y el diseño mecánico.

El diseño de proceso cubre el diseño de las dimensiones y las partes internas del separador, en tanto que el diseño mecánico cubre el análisis estructural de la carcasa del recipiente que está sometido a presión.

1. Diseño Referido con el Proceso.-

Constituye el diseño termodinámico, en donde se debe cumplir las condiciones del equilibrio de fases: líquido - vapor, para una mezcla, esto significa que no sólo la forma y el tamaño de un separador es la clave en la optimización del recobro de líquidos, sino un análisis básico de las cuatro principales secciones que constituyen el separador, los mismos que cumplen con las funciones y requerimientos antes mencionados. Las secciones son las siguientes:

a) Separación Inicial.-

La corriente entra al separador con una velocidad alta, y un régimen turbulento de la fase líquida mezclada con gas. Efectivamente esta etapa controlará la separación gravitacional para obligar a cambios de momentum de tal forma crear una aceleración direccional controlada y una desaceleración de la entrada de los fluidos. Esto se consigue con varios mecanismos como son los; baffles o deflectores de diferentes formas, de acuerdo al cambio de velocidad del fluido requerido y los ciclones que usan la fuerza centrífuga más que la agitación mecánica, para separar los gases y líquidos (41).

b) Asentamiento por Gravedad.-

Esta sección del asentamiento por gravedad está gobernado por la facilidad de las gotitas de líquido para caer de la corriente del flujo de gas y asentarse en el espacio de líquido. Las gotas líquidas están controladas sobre todo por la fuerza de transporte del gas y la separación por la fuerza gravitacional. El efecto por levantamiento de corrientes con remolino es -

pequeño, si la turbulencia es controlada. Hay una cierta velocidad crítica - de la corriente de gas (45), debajo de la cual las fuerzas de gravedad controlan y arriba de la misma controlan las fuerzas de velocidad.

En el diseño de esta sección, debemos estar seguros que la velocidad del gas sea menor que la velocidad crítica, tal que las fuerzas de gravedad puedan hacer caer a las gotas. Por esta razón es de mucha importancia calcular el diámetro óptimo del separador, el mismo que es función de la velocidad crítica del gas (25). El cálculo de la velocidad crítica del gas puede ser determinada a través de ciertas relaciones empíricas, como es la derivada de la Ley de Newton del asentamiento de una partícula y considerando la densidad de las fases líquido - vapor. La ecuación para la velocidad crítica (V_c), puede ser expresada por la siguiente manera (34).

$$V_c = K \sqrt{\frac{D_l - D_v}{D_v}} \quad (45)$$

Donde: K = constante (determinado empíricamente)

D_l = densidad del líquido Lbs/PC

D_v = densidad del vapor Lbs/PC

V_c = velocidad crítica del gas pie/seg.

El factor K indica el grado de separación deseada, siendo mayor para los separadores horizontales que para los separadores verticales. El rango de variación es de: $0.167 < K < 0.40$. La velocidad crítica del gas, para separado -

res horizontales se agrega un término, que está relacionado con la longitud (L) del separador (25).

$$V_c = K \sqrt{\frac{D_1 - D_v}{D_v}} \cdot \left(\frac{L}{20} \right)^{1/2} \quad (46)$$

Además el volumen de gas a condiciones normales debe ser ajustada para las condiciones actuales de operación ya que la velocidad crítica del gas está a condiciones de operación, y se lo consigue aplicando la Ley General de los Gases a las dos condiciones, que desarrollando y despejando para saber la cantidad de gas a las condiciones de operación, tenemos:

$$Q_o = \frac{Q_{sc} \cdot P_{sc} \cdot T_o \cdot Z}{P_o \cdot T_{sc}} \quad (47)$$

Donde:

Q_o	= cantidad de gas a condiciones de operación.	PCA/D
Q_{sc}	= cantidad de gas a condiciones normales	PCN/D
P_{sc}	= presión a condiciones normales	Lpca.
P_o	= presión de operación	Lpca.
T_o	= temperatura de operación	°R
T_{sc}	= temperatura a condiciones normales	°R
Z	= factor de compresibilidad	ADM

Igualmente la densidad del gas debe ser calculada, para lo cual existen varios métodos como la ecuación de Estado de Benedict-Webb-Rubin (9) o aplicando la ecuación de los gases, a las condiciones de operación, por la siguiente expresión matemática:

$$D_v = 0.0933 \frac{P_o \cdot PMV}{T_o \cdot Z} \quad (48)$$

Donde:

D_v = densidad del gas	Lbs/PC
P_o = presión de operación	Lpca.
PMV = peso molecular del vapor	LBS.Mol.
Z = factor de compresibilidad	ADM

c) Sección de Coalicencia.-

Después de que el gas deja la sección de asentamiento por gravedad, - pueden seguir ahí presentes minúsculas gotitas de líquido, las cuales son removidas en esta sección, mediante un extractor de niebla y aquí se aplica el Principio de Coalicencia, el mismo que permite a las gotas ir aumentando de tamaño hasta que por gravedad caen al líquido en el fondo del separador.

d) Recolección de líquido:

La sección de recolección está diseñada en función del tiempo de retención o residencia, el tiempo en el cual un volumen de líquido está teóricamente solo en el separador.

El líquido permanecerá en el separador lo suficiente para que el gas atrapado salga del líquido, esto se obtiene con un óptimo tiempo de retención. El tiempo de retención usualmente es determinado por pruebas de campo mediante ensayos pilotos. En el cálculo se presenta una dificultad y es el desconocimiento del diámetro de las partículas ya que las otras variables que intervienen en el cálculo de la velocidad de la partícula, aplicando la Ley de Stokes, pueden ser fácilmente conocidas o calculadas desde las propiedades físicas de los fluidos. Trabajos de laboratorio han demostrado que el rango del tamaño de las partículas están entre 100 a 300 micrones (1 micrón = 1/25400 pulgadas), en consecuencia podemos calcular el tiempo de retención dividiendo la distancia máxima que alcanza o que cae la partícula entre velocidad de asentamiento. Por lo tanto el volumen de retención necesario en la sección inferior del separador se determinará multiplicando el tiempo de retención en minutos por el flujo promedio del líquido por minuto.

2. Diseño Mecánico:

Los principales aspectos en el diseño mecánico de los separadores es la variación de presión de operación y el espesor de las paredes del separador. La ecuación para el cálculo por espesor es la siguiente:

$$t = \frac{P_o R}{S.E - 0.6P_o} + CA \quad (49)$$

Donde:

t = espesor de la pared	Pulg.
P_o = presión de diseño	Lpcm.
R = radio interno	Pulg.
S = esfuerzo permisible de diseño	Lpc.
E = eficiencia en las juntas ($E=1.0$)	
CA = corrosión permisible	

El esfuerzo permisible de diseño incluye un factor de seguridad de: $F_s = 4.0$ el factor permisible de corrosión varía de $1/16$ a $1/8$ de pulgada. El diseño de la presión debe ser sobredimensionado bajo los siguientes criterios:

- 1) Un 110% más de la presión máxima esperada
- 2) A la máxima presión de operación aumentarla 50 Lpc. (circunstancias especiales dictarán aplicar un mayor margen).

2.4. Selección del Tipo de Separadores: Ventajas y Desventajas:

En la industria se disponen separadores que caen dentro de tres categorías, variando unos de otros en sus respectivas geometrías, por los accesorios o partes adicionales, de acuerdo a las marcas de fabricación. Es importante indicar sea la forma que tenga el separador, las cuatro secciones discutidas anteriormente, condición básica del diseño, lo cual permiti

rá alcanzar una buena separación.

Las tres principales categorías del tipo de los separadores son los siguientes:

1. Verticales
2. Horizontales
3. Esféricos

Los separadores que se instalan en serie con mayor frecuencia en los sistemas de procesamiento de campo, son los verticales y horizontales, los mismos que serán evaluados y analizados por las ventajas y desventajas que presentan durante su funcionamiento, facilidades de instalación y básicamente en función del parámetro costos (25).

1) Separadores Verticales:

Ventajas:

- a) Control del líquido, menos crítico que en el separador horizontal
 - b) Fácil y económico para agregar la capacidad de retención, ya que es más fácil modificar la longitud que el diámetro.
 - c) Más fácil para manejar a los sólidos traídos con la mezcla.
 - d) Más fácil para hacer la limpieza, por su acumulación en el fondo
 - e) Ocupa menos espacio en el sistema
 - f) Menos tendencia para producir vaporización del líquido
-

Desventajas:

- a) *Más costoso para una determinada capacidad, que un separador horizontal.*
- b) *No se adapta fácilmente al montaje sobre polines, lo cual hace más difícil su transportación, por efecto de altura*
- c) *Necesita mayores diámetros para una capacidad dada.*

2. Separadores Horizontales:

Ventajas:

- a) *Menos costoso que un separador vertical para una misma capacidad de diseño.*
- b) *Más adaptable a patines para su montaje*
- c) *Mayor área superficial disponible para el asentamiento*
- d) *Más adaptable para flujos con arena, lodo, etd.*
- e) *Más efectivo en los procesos para crudos con presencia de espuma*
- f) *Para una determinada capacidad de gas el diámetro es más pequeño - que en un separador vertical.*
- g) *Más fácil para instalar y dar mantenimiento.*

Desventajas:

- a) *Más crítico el control del nivel del líquido*
 - b) *Menos capacidad del líquido de retención*
 - c) *Ocupa un mayor espacio*
-

d) Más difícil de limpiar la arena y parafina

e) Mayor área disponible de asentamiento cuando están presentes las dos fases líquida - vapor.

Para procesamiento de gas y crudos en el campo, respecto a la selección - del tipo de separadores en base de los resultados del análisis de diseño y experiencias en la operación se puede decir lo siguiente:

- 1) La longitud de un separador horizontal tiene un mayor efecto sobre la capacidad, que la altura en un separador vertical.
- 2) Separadores horizontales son usados para una alta relación de gas/petróleo (RGP) y para una baja RGP un separador vertical.
- 3) Los separadores horizontales son más económicos para una separación normal de gas - petróleo, principalmente donde hay problemas de emisiones, espuma o alta relación gas - petróleo.
- 4) Más fácil de transportar, instalar y dar mantenimiento es a un separador horizontal que a un separador vertical.
- 5) Es importante saber que la trayectoria de las gotas es similar a la de un proyectil, en un separador horizontal. Por lo tanto la longitud del separador dependerá: a) tamaño de la gota, b) velocidad del gas, c) densidad de la gota, d) diámetro del recipiente, y e) grado de turbulencia. En el caso ideal se desprecia la turbulencia y se asume constante el efecto de la gravedad.

En cambio para un separador vertical, la gota muestra resultados diferentes, puesto que la velocidad de la gota está actuando contra la gravedad lo cual hace la separación más difícil. Esto hace necesario man

tener una altura razonable del líquido en el separador, para que las velocidades sean más pequeñas, esto indica que la longitud necesaria será hasta cuando la velocidad llegue a ser cero y por tanto empieza a caer.

6) Finalmente hacer un conjunto de curvas es una buena práctica que nos permita escoger el mejor separador de acuerdo a los cálculos de diseño de una manera más efectiva y fundamentalmente económica. El tipo de curvas indicadas en las figuras 12 y 13, consisten en graficar los costos vs. el diámetro del separador, como función de la presión de operación; datos que se obtienen de los manuales disponibles de cada compañía fabricante, de acuerdo a las normas internacionales, tanto para separadores horizontales o verticales.

2.5. Análisis de los Problemas más Frecuentes durante la Operación. -

Es necesario discutir los problemas que ocurren durante la operación de los sistemas de separación en el campo, tratando de presentar las posibles soluciones a los mismos, lo cual incide directamente en mayores ingresos por la alta calidad de los productos y una maximización del funcionamiento de los equipos e instalaciones por donde fluyen el líquido y el gas (46).

1) Formación de Espumas:

La mayor causa de espumas es las impurezas, especialmente cuando se procesan crudos, las mismas que no es una buena práctica removerles antes que alcancen el separador. La presencia de espuma no es un problema dentro del separador, siempre que el diseño interno asegure que la tasa de ruptura de espumas sea más rápida que la tasa de restauración o formación.

La espuma en los recipientes de separación se puede originar por uno de los tres problemas:

- 1) Control mecánico del nivel del líquido es determinado, porque cualquier mecanismo de control podría comportarse esencialmente para tres fases en lugar de dos fases.
- 2) Se forma espuma cuando hay una relación grande de volumen a peso.
- 3) En un banco incontrolable de espumas, llega a ser imposible separar el gas o sacar el gas del petróleo.

Para comparar la tendencia de formación de espumas se puede hacer por un comparador de espumas, esto nos permite hacer reajustes en los parámetros de diseño. Es importante indicar que la cantidad varía con los niveles de presión entre los cuales el gas es liberado y también con las características del líquido a las condiciones de separación. En otros casos el efecto de temperatura quizá encuentre ser bastante espectacular y frecuentemente está sobredimensionado para las condiciones de espuma.

2) Parafinas:

Durante la operación el separador puede ser afectado severamente por una acumulación de parafina. Especialmente las rejillas de los extractores de nie-

bla que son propensos a un mal funcionamiento por presencia de parafina, - por lo cual donde existe parafina es necesario usar un tipo de extractor pro penso al taponamiento, para lo cual se debe proveer algún tipo de acceso - rio que permita la limpieza por inyección de vapor, solventes, etc. de la - parte interna del separador.

3) Arenas:

La arena puede ser muy problemático en separadores por que no permite un adecuado ajuste de la válvula, taponamiento de las partes internas y acumulación en el fondo del separador. La acumulación de arena puede ser eliminada por la instalación de boquillas para inyectar agua o vapor, periódicamente - dentro del fondo del recipiente, Por esta razón este criterio se debe consi - derar cuando se diseñan los separadores. Un diseño que permite buena sepa ración y tener un mínimo de trampas para la acumulación de arena, puede - ser difícil obtener debido a que el diseño que facilita el mejor mecanismo para la separación de aceites y gas deberá también proveer de áreas para la acu - mulación de arena.

4) Emulsiones:

Las emulsiones pueden ser particularmente un problema en la separación. Cuando hay tendencia de emulsiones el tiempo de asentamiento requerido para alcanzar una aceptable separación de agua y aceite debe ser mayor que el necesario para una adecuada limpieza del gas. Frecuentemente, es posible - bajar apreciablemente el tiempo necesario de asentamiento para separar el a - gua y aceite, sea por la aplicación de calentamiento en la sección líquida del separador o por la adición de químicos desmulsificantes.

5) Fenómenos con el Líquido y Gas Libre:

Durante la operación de separación ocurren dos casos:

- a) El líquido libre escapa con la fase gaseosa y puede ser una indicación - de un alto nivel de líquido, taponamiento del extractor de niebla, espuma, diseño inapropiado, taponamiento de las salidas de líquido o que la tasa de flujo es mayor que la del diseño en el rendimiento.*

 - b) El gas libre escapa con la fase líquida, lo cual puede ser una indicación de un bajo nivel de líquido o falla en el nivel de control.*
-

C A P I T U L O I I I

PROCEDIMIENTOS DE CALCULO Y PROGRAMAS COMPUTARIZADOS

3.1. Cálculo de la presión óptima en el separador: Como se indicó anteriormente la presión óptima en el separador, consiste en un proceso interactivo en función del líquido recuperado a medida que la presión va disminuyendo hasta llegar a las condiciones normales de presión y temperatura en el tanque de almacenamiento. Este análisis se efectúa para dos etapas y tres etapas, tal que permita hacer la selección más favorable en función del mínimo recobro esperado y a bajo costos de instalación y mantenimiento de los equipos.

Procedimiento:

1. Se realiza el análisis composicional de la mezcla mediante la subrutina - carga, la cual necesita determinar las constantes de equilibrio, con la subrutina KEKIL, el estado físico de la mezcla con "FASES" fracción molar de las fases líquido - vapor, moles de líquido-vapor con la subrutina "FLASH", y los pesos moleculares de las fases con la subrutina "PESMOL"
2. Realiza los cálculos para dos etapas, como se indica a continuación:
 - a) Se asume una presión de convergencia, de acuerdo a la correlación - propuesta por Standing (18):

$$PKA = 60 \cdot PMC7 - 4200$$

- b) Se calcula las constantes de equilibrio: K_i , por la correlación propuesta por Frank Canfield (16) en función de la presión de convergencia -
-

P_k , la relación de presión, la temperatura crítica, factores de compresibilidad crítica para cada componente. También se puede calcular los K_i mediante el uso de programas computarizados por otro tipo de correlaciones (37).

- c) Se analiza el estado físico de la mezcla, el mismo que puede estar como líquido subenfriado, líquido saturado (Punto de Burbujeo), dos fases - vapor saturado (Punto de Rocío) y vapor sobrecalentado.

Se parte por concepto de la constante de equilibrio K_i ; esto es:

$$K_i = \frac{Y_i}{X_i}$$

$$\text{Si: } \sum Z_i \cdot K_i \quad \text{y} \quad \sum Z_i / K_i$$

Son mayores de la unidad están en dos fases, en consecuencia se prosigue con los cálculos (55).

- d) Se calculan las fracciones molares de la fase líquida-vapor y los moles de líquido - vapor, mediante un proceso iterativo (50) aplicando el Método Numérico de Newton-Raphson, de la siguiente ecuación:

$$\sum Y_i = \sum \frac{Z_i}{1+L(1-1/K_i)} = 1.0$$

En donde se va cambiando en cada iteración el valor de la fracción líquida L , que se genera en un "Flash" dentro del separador, y sus cálculos se determinarán, cuando estén dentro del rango de convergencia:

$$\left| L_{i+1} - L_i \right| \leq \text{EPSI}$$



Por lo tanto:

$$V = 1.0 - L$$

$$X_i = Y_i \cdot K_i$$

e) Con los valores calculados de X_i para cada componente, se calcula la temperatura pseudocrítica $T_{c_{II}}$ en función de las fracciones líquidas - excluyendo el metano. La ecuación es la siguiente propuesta por Organic y Hollingsworth (20):

$$\sum_{i=C2}^{i=C7+} X_i \cdot P_{Mi} \cdot T_{ci}$$

$$T_{c_{II}} = \frac{\sum_{i=C2}^{i=C7+} X_i \cdot P_{Mi} \cdot T_{ci}}{\sum_{i=C2}^{i=C7+} X_i \cdot P_{Mi}}$$

f) Conocido el valor de $T_{c_{II}}$ se evalúan los polinomios que intervienen - en el cálculo de presión de convergencia P_k (3):

$$\text{Log}P_k = A + BT + CT^2 + E/T$$

Donde:

$$A = A_1 + A_2 T_{c_{II}} + A_3 (T_{c_{II}})^2 + A_4 (T_{c_{II}})^3$$

$$B = B_1 + B_2 T_{c_{II}} + B_3 (T_{c_{II}})^2 + B_4 (T_{c_{II}})^3$$

$$C = C_1 + C_2 T_{c_{II}} + C_3 (T_{c_{II}})^2 + C_4 (T_{c_{II}})^3$$

$$E = E_1 + E_2 T_{c_{II}} + E_3 (T_{c_{II}})^2 + E_4 (T_{c_{II}})^3$$

Y los valores de:

A_i, B_i, C_i, E_i para $i = 1, 2, 3, 4$; se encuentra en la tabla IV (5)

g) Posteriormente se compara el valor calculado PK con el valor asumido PKa si no cumple la convergencia, el valor calculado pasa a ser el asumido, porque está afuera del error estimado, y se repiten los cálculos desde el paso 2, caso contrario finaliza el cálculo.

h) Se calculan los pesos moleculares de cada fase.

i) Se calcula el líquido recuperado en el tanque de almacenamiento por mol del fluido de la alimentación.

3. Realiza los cálculos para tres etapas, con el mismo procedimiento para dos etapas, con la diferencia que se mantiene constante la presión en el primer separador PS1, mientras que va disminuyendo la presión en el segundo separador PS2, hasta un diferencial de presión cercano a la presión del tanque de almacenamiento. Posteriormente se disminuye la presión en el primer separador y se repiten los mismos cálculos hasta la presión requerida.

Luego de haber obtenido los resultados de la recuperación de líquidos para cada presión, tanto para dos y tres etapas, respectivamente, se determinará la presión óptima de separación por graficación de la presión vs. el lí-

quido recuperado en el tanque de almacenamiento, como indica en las Figs. 15 y 16,

3.2. Determinación de las variables del diseño fásico y mecánico:

Para la selección y diseño del mejor separador para alcanzar la maximización del equilibrio de fases y un adecuado tiempo de retención, tal que la separación de las fases líquido-vapor, sea lo más representativo se requiere - que las variables de diseño tanto fásico como mecánico del separador, determinen el tamaño apropiado y las condiciones óptimas de operación.

3.2.1. Cálculo de las Variables del Diseño Fásico:

Las principales variables del diseño fásico son la densidad molar, - gravedad específica, volumen molar, peso molecular de las fases líquido-vapor y el factor de compresibilidad del gas.

1) Densidad Molar:

La predicción de la densidad molar para determinadas condiciones de - presión y temperatura requiere resolver por ensayo y error la ecuación de estado propuesta por Benedict Webb-Rubin (9); pero considerando que la densidad molar es el inverso del volumen molar (V), se evalúa la ecuación en función de la densidad molar la misma que se discutió en el capítulo II.

Es importante, tener mucho cuidado en sus aplicaciones porque la ecuación de BWR puede presentar tres o más raíces a temperaturas debajo de la temperatura crítica. Por esta razón y de acuerdo al trabajo desarrollado por - Johnson y Colver (49) se ha determinado que solamente las raíces más pequeña y la más grande tienen significado físico, correspondientes a las -

densidades del vapor y del líquido respectivamente, por lo cual en el programa computarizado, utilizando el método de Newton-Raphson, los valores iniciales para la densidad molar del vapor es igual a cero y para el cálculo de la densidad molar del líquido el valor inicial es igual a 40, considerando que es un valor superior al máximo lo que permite mediante continuos decrementos alcanzar la última raíz.

2. Gravedad Específica:

El cálculo de la gravedad específica, se realiza considerando una sustancia base a las mismas condiciones de presión y temperatura:

La gravedad específica del gas (SGG) tomando el aire como la sustancia base, en función del peso molecular (PMV) tenemos:

$$SGG = PMV/28.96 \quad (50)$$

La gravedad específica para el líquido (SGL) se toma en consideración el agua como sustancia base, en función del peso molecular (PML) será:

$$SGL = PML/62.4 \quad (51)$$

3. Peso Molecular:

El cálculo del peso molecular para la fase líquido o vapor, se determina mediante la aplicación de la Regla de Combinación de KAY (15), la cual establece que para un número n de componentes de una mezcla con sus respectivas fracciones molares multiplicados por los pesos moleculares respectivos, el peso molecular aparente de la fase es la sumatorio de los productos, expre

sado por la ecuación:

$$M_f = \sum_{i=1}^n Z_i \cdot M_i \quad (52)$$

Donde:

M_f = peso molecular aparente de la fase líquida a vapor

Z_i = fracción molar de la fase líquida o vapor

M_i = peso molecular de cada componente 'i'

N = número de componentes de la mezcla.

4. Factor de Compresibilidad:

Definido en función del Teorema de los Estados Correspondientes (51), diciendo que dos sistemas (mezclas de hidrocarburos) tienen propiedades similares a determinadas condiciones definidas para el caso de los gases se consideran la presión y temperatura seudoreducidas, lo que significa que a estas condiciones cualquier gas tiene el mismo factor de compresibilidad. Para un gas ideal, el factor de compresibilidad (Z) es igual a la unidad, pero para los gases reales se calcula por la ecuación:

$$Z = 0.082105 \frac{P_o V}{T_o} \quad (53)$$

Donde:

P_o = presión de operación del separador L_{pca}

T_o = temperatura de operación oR

V = volumen molar P_c/Mol

Es importante indicar que el teorema de los Estados Correspondientes -

sirve para otros establecer correlaciones de comparación, pero no se puede utilizar en los cálculos, ya que por ejemplo la Z_c deberá ser igual a 0.375 - para todos los componentes como lo determinó Van der Waals, lo que en la realidad no sucede así, ya que todos los componentes tienen valores inferiores a 0.375 .

3.2.2. Cálculo de las Variables del Diseño Mecánico.-

En los separadores es de interés conocer básicamente la relación de L/D (longitud a diámetro) mediante cálculos iterativos hasta que $L/D = 4$ en el caso de los Scrubbers (separadores con alta relación de gas/líquido) y para los Separadores (con baja relación de gas/líquido) $L/D = 5$. Para conseguir estas condiciones ideales de diseño, la variable que modifica los cálculos - es el tiempo de retención o residencia donde el fluido permanecerá en el recipiente. .

3.2.2.1. Diseño de los SCRUBBERS.

A) Separador Vertical:

1. Se selecciona el valor de la constante K , dependiendo del diseño interno del separador, cuyo rango está: $0.167 < K < 0.40$
2. Cálculo de la densidad de vapor:

$$D_v = \frac{0.0933 P \text{ (PMV)}}{T.Z.} \quad (54)$$

3. Se calcula la tasa de flujo (Q)

$$Q = 3.053 \times 10^{-8} (F) (PMV) / D_v \quad (55)$$

4. Cálculo de la velocidad de vapor (V_v):

$$V_v = K \sqrt{(DL - D_v)/D_v} \quad (56)$$

5. Cálculo del diseño (D):

$$D = 1.128 \sqrt{Q/V_v} \quad (57)$$

6. Cálculo del volumen necesario para un tiempo de surgencia o residencia de 10 minutos, así:

$$q = 1.337 \text{ (GPM)}$$

$$\text{GPM} = \text{galones}/1000 \text{ pcmd} \quad (58)$$

7. Cálculo de la longitud (L)

$$L = (V_v) (q)/Q + 4 \quad (59)$$

8. Se comprueba la relación L/D :

$$L/D > 4 \quad (60)$$

a) Caso de ser verdad, se calcula para 20 minutos de tiempo de residencia un nuevo volumen (q')

$$q' = 2.674 \text{ (GPM)} \quad (61)$$

b) Se calcula el diámetro (D'):

$$D' = 0.683 \sqrt[3]{q'} \quad (62)$$

c) Cálculo la nueva longitud (L')

$$L' = 4D' \quad (63)$$

B) Separador Horizontal

Procedimiento:

1) Es igual su cálculo como en el separador vertical hasta paso 4

2) Cálculo del diámetro

a) Asumiendo que está la mitad de líquido a un tiempo de surgencia de 10 minutos:

$$D1 = 0.9477 \sqrt[3]{(GPM)} \quad (64)$$

b) En función de la velocidad de vapor y asumiendo que esta con líquido hasta la mitad.

$$D2 = 0.9213 \sqrt{Q/V_v} \quad (65)$$

3) Se comparan los diámetros $D1$ y $D2$ y con el mayor se calcula la longitud (L):

$$L = 4D \quad (66)$$

3.2.2.2. Diseño de Separadores

a) Separador Vertical.

Procedimiento:

1. Cálculo de la densidad del gas D_v



$$Dv = \frac{0.0933 P_o (PMV)}{T_o Z}$$

2. Cálculo de la Velocidad crítica V_c

$$V_c = K \sqrt{\frac{Dl - Dv}{Dv}}$$

3. Cálculo del Flujo máximo en el separador Q_o

$$Q_o = Q_{sc} \frac{P_{sc} \cdot T_o}{T_{sc} \cdot P_o} Z$$

4. Cálculo del área mínima A_m

$$A_m = \frac{Q_o}{V_c}$$

5. Cálculo del Area Total A_t

$$A_t = 2 A_m$$

6. Cálculo del Diámetro D

$$D = (1.27324 A_t)^{1/2}$$

7. Cálculo de la Longitud L

$$L = 5.615 \frac{Q_o}{A_m}$$

8. Cálculo de la relación L/D

9. Se repiten los cálculos para diferentes tiempos de Residencia en el intervalo comprendido desde 2 a 4 minutos según la re-

comendación de la EXXON (25). En consecuencia esto generará una tabla y permitirá escoger la mejor relación en función del tiempo de residencia.

B) Separador Horizontal:

Procedimiento:

1. Cálculo de la densidad del gas al igual que en el separador vertical
2. Cálculo de la Velocidad crítica V_c

$$V_c = K \sqrt{\frac{D_l - D_v}{D_v}} \cdot \left(\frac{L}{20}\right)^{1/2}$$

3. Se realizan los mismos cálculos que en el separador vertical desde el paso 3 hasta el paso 9. En consecuencia esto generará una tabla solamente para la longitud asumida inicialmente para comprobar si se cumple la relación L/D .
4. Se repiten los pasos anteriores haciendo variar la Longitud desde un valor inicial hasta un valor final requerido para la evaluación del mejor tipo de separador, mediante el análisis del juego de tablas para los diferentes tiempos de residencia y para las diferentes longitudes.

3.3. Diagramas de Flujo:

Los objetivos de cada programa, constituyen un amplio rango de cálculos iterativos utilizando técnicas numéricas que permitan alcanzar el grado de convergencia establecido, tal que los resultados obtenidos se enmarquen en los límites que garanticen una operación óptima y eficiente. Los principales diagramas de flujo que se presentan son: Cálculo del líquido en el tanque de almacenamiento, Cálculo de las propiedades físicas de la mezcla y Determinación del tipo de dimensiones de un Scrubber y de un Separador.

DIAGRAMA DE FLUJO PARA EL CALCULO DEL

LIQUIDO EN EL TANQUE

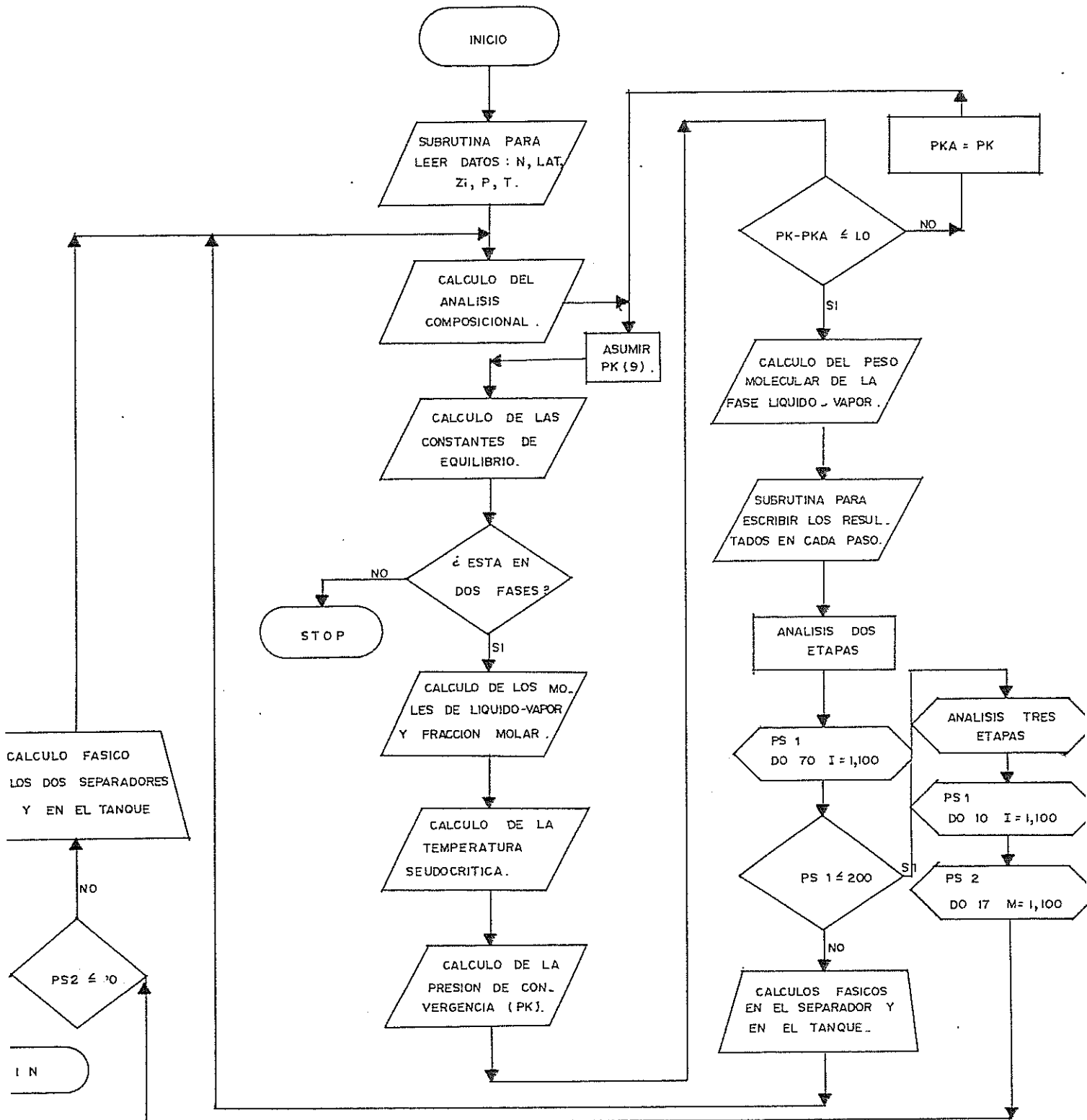


DIAGRAMA DE FLUJO PARA EL CALCULO DE LAS

PROPIEDADES FISICAS DE LA MEZCLA

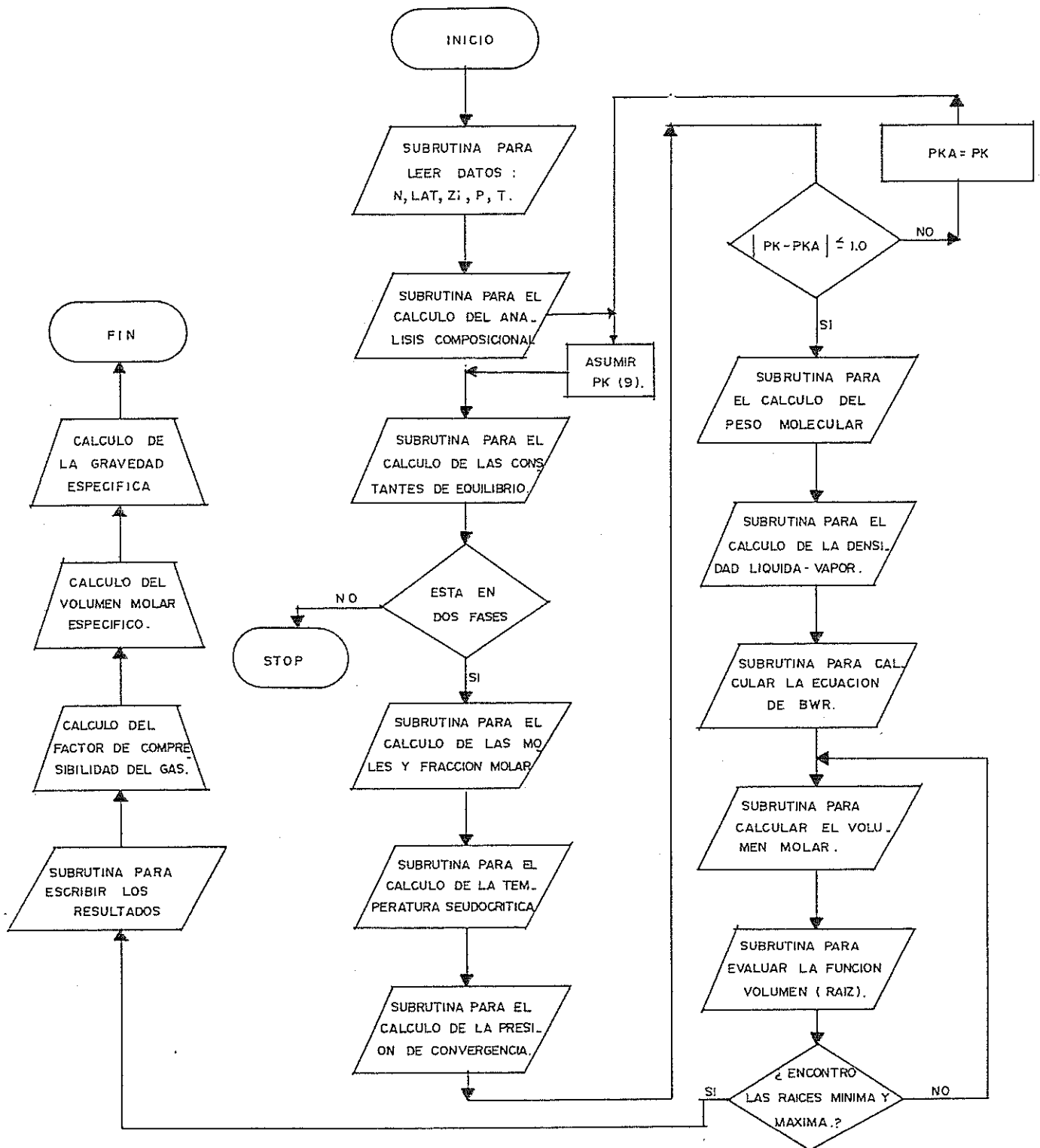


DIAGRAMA DE FLUJO PARA EL DISEÑO DE SCRUBBERS
VERTICALES Y HORIZONTALES

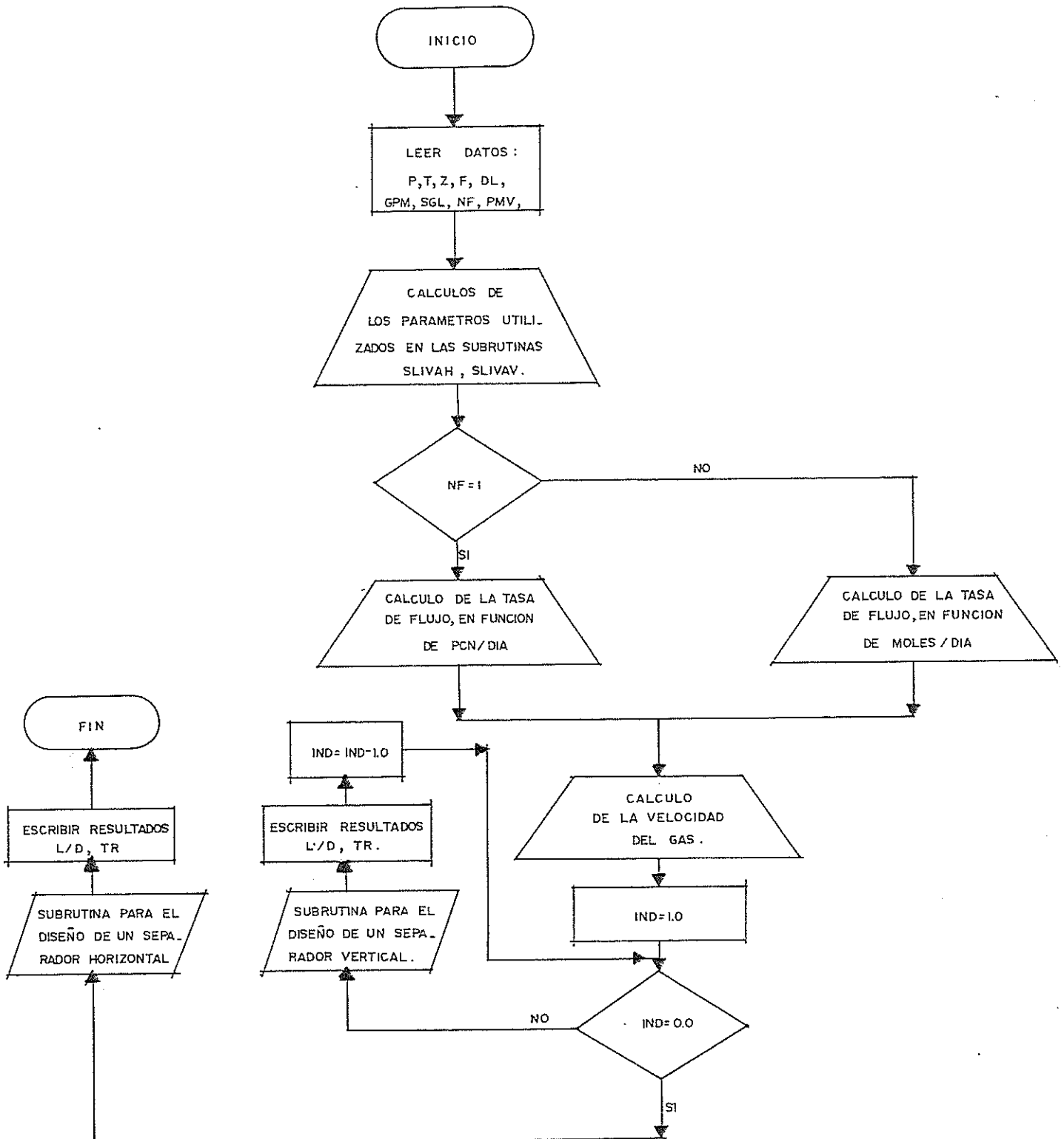
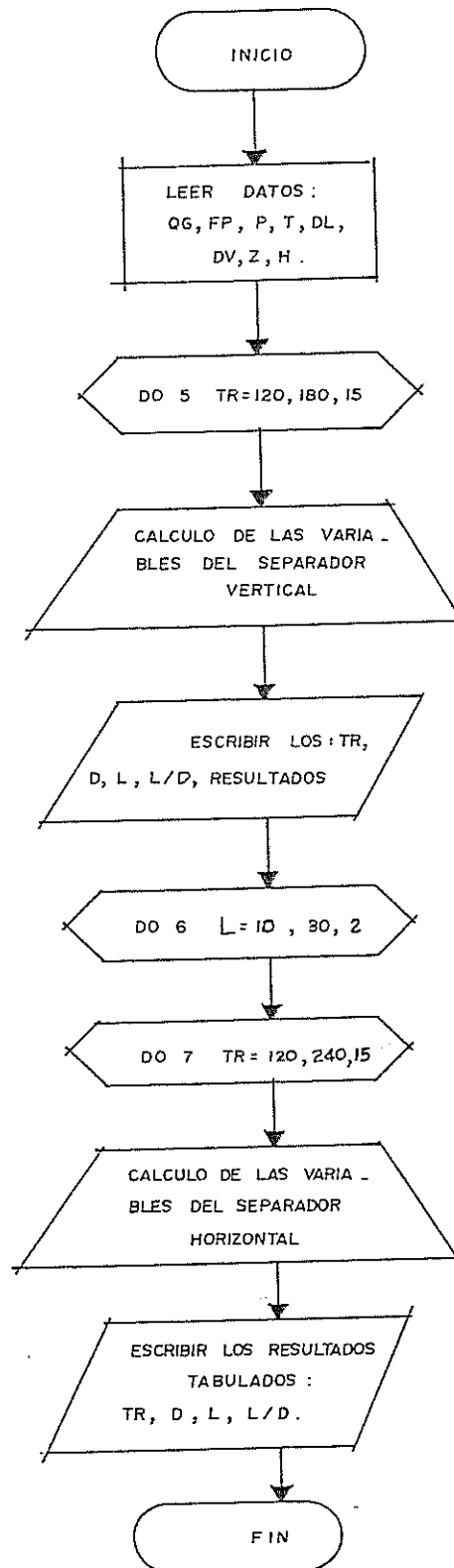


DIAGRAMA DE FLUJO PARA EL DISEÑO DE SEPARADORES

VERTICALES Y HORIZONTALES



IV. LISTADOS DE LOS PROGRAMAS COMPUTARIZADOS

1. Programa para determinar las presiones óptimas de separación, considerando dos y tres etapas, evaluando el líquido recuperado en el tanque de almacenamiento.
 2. Programas para determinar la densidad de la fase líquida y de vapor, a partir de la Ecuación de Estado propuesta por: BENEDICT - WEBB - RUBIN (BWR)
 3. Programa para determinar la longitud y diámetro de un scrubber vertical y horizontal con alto contenido de Gas.
 4. Programa para determinar la longitud y diámetro de un separador vertical y horizontal, con bajo contenido de gas.
-

1.- PROGRAMA PARA DETERMINAR LAS PRESIONES OPTIMAS DE SEPARACION, CONSIDERANDO DOS Y TRES ETAPAS, EVALUANDO EL LIQUIDO RECUPERADO EN EL TANQUE DE ALMACENAMIENTO.

#.....1.....2.....3.....4.....5.....6.....7.....8

IMPLICIT REAL *8 (A-F, U-7)

PROGRAMA PARA DETERMINAR LAS PRESTIONES OPTIMAS DE SEPARACION
CONSIDERANDO DOS Y TRES ETAPAS, EVALUANDO EL LITOLIO
RECUPERADO EN EL TANQUE DE ALMACENAMIENTO

CEP00010
CEP00020
CEP00030
CEP00040
CEP00050
CEP00060
CEP00070
CEP00080
CEP00090
CEP00100
CEP00110
CEP00120
CEP00130
CEP00140
CEP00150
CEP00160
CEP00170
CEP00180
CEP00190
CEP00200
CEP00210
CEP00220
CEP00230
CEP00240
CEP00250
CEP00260
CEP00270
CEP00280
CEP00290
CEP00300
CEP00310
CEP00320
CEP00330
CEP00340
CEP00350
CEP00360
CEP00370
CEP00380
CEP00390
CEP00400
CEP00410
CEP00420
CEP00430
CEP00440
CEP00450
CEP00460
CEP00470
CEP00480
CEP00490
CEP00500
CEP00510
CEP00520
CEP00530

PROYECTO DE INVESTIGACION

TITULO

EVALUACION DEL COMPORTAMIENTO OPTIMO DE SEPARADORES

PREPARADO POR

FABIAN GONZALO MINO URBE

INGENIERO DE PETROLEOS

PROGRAMA DE POSTGRADO EN INGENIERIA DE GAS NATURAL

ESCUELA SUPERIOR POLITECNICA DEL LITOKAL

E. S. P. L. L.

GUAYABUL - ECUADOR

AGRADECIMIENTO

DEJO EXPRESA CONSTANCIA DE MI AGRADECIMIENTO
A TODOS LOS ORGANISMOS DE LOS PAISES DE VENT
ZUELA Y ECUADOR QUE ME PERMITIERON REALIZAR
UN ENTRENAMIENTO ACADEMICO Y PROFESIONAL, EN
VENEZUELA, DENTRO DEL PROGRAMA DE MAESTRIA
EN INGENIERIA DE GAS NATURAL, A LA CUAL
EN SU MOMENTO SE PERCIBIA

E.P.E.

CORPORACION ESTATAL PETROLERA
ECUATORIANA.

E.S.P.U.L.

ESCUELA SUPERIOR POLITECNICA
DEL LITOKAL.



U.L.A.D.E. ORGANIZACION LATINOAMERICANA DE ENERGIA.
 P.D.V.S.A. PETROLEOS DE VENEZUELA S.U.E. S.U.E.
 M.E.M. MINISTERIO DE ENERGIA Y MINAS DE VENEZUELA.
 U.C.V. UNIVERSIDAD CENTRAL DE VENEZUELA.
 MARAVEN EMPRESA PETROLERA FILIAL DE F.O.V.S.A.
 MENEVER EMPRESA PETROLERA FILIAL DE P.D.V.S.A.

CLP00540
 CLP00550
 CLP00560
 CLP00570
 CLP00580
 CLP00590
 CLP00600
 CLP00610
 CLP00620
 CLP00630
 CLP00640
 CLP00650
 CLP00660
 CLP00670
 CLP00680
 CLP00690
 CLP00700
 CLP00710
 CLP00720
 CLP00730
 CLP00740
 CLP00750
 CLP00760
 CLP00770
 CLP00780
 CLP00790
 CLP00800
 CLP00810
 CLP00820
 CLP00830
 CLP00840
 CLP00850
 CLP00860
 CLP00870
 CLP00880
 CLP00890
 CLP00900
 CLP00910
 CLP00920
 CLP00930
 CLP00940
 CLP00950
 CLP00960
 CLP00970
 CLP00980
 CLP00990
 CLP01000
 CLP01010
 CLP01020
 CLP01030
 CLP01040
 CLP01050
 CLP01060
 CLP01070
 CLP01080
 CLP01090

Y, EN ESPECIAL EL TESTIMONIO DE GRATITUD A LA EMPRESA LAGUEN S.A. POR LAS FACILIDADES Y EL ASESORAMIENTO RECIBIDO EN LOS DEPARTAMENTOS DE INGENIERIA DE GAS Y EN EL DE SISTEMAS DE COMPUTACION, PARA DESARROLLAR EL TRABAJO DE INVESTIGACION ASIGNADO, EN LAS PERIENCIAS DE ING. JOSE P. GABANILLA, GERENTE DE PRESUPUESTO; ING. OSCAR ROMERO, GERENTE DE INGENIERIA DE GAS; ING. ROBERTO GONZALES, SUPERVISOR DE SISTEMAS COMPUTACION; Y A TODOS SUFRES COLABORADOR CON SUS ALERTADAS SUGERENCIAS.
 IGUALMENTE MI ETERNO AGRADECIMIENTO POR EL VALUABLE APOYO MORAL Y TECNICO RECIBIDO POR EL ING. ARMANDO VILLEGAS, PRESIDENTE PRINCIPAL DE INGENIERIA DE GAS DE LA UNIVERSIDAD CENTRAL DE VENEZUELA, DEL ING. ALEXIS MATA DEL CENTRO DE COMPUTACION DE LA EMPRESA LAGUEN S.A. CARACAS Y AL LICDO. MANUEL C.C.P.E.
 EL CAPACITACION DE C.C.P.E.

O B J E T I V O S

- 1.- DETERMINAR LA CANTIDAD DE LIQUIDO RECUPERADO EN EL TANGOR DE ALMACENAMIENTO, PARA DIFERENTES PRESIONES MEDIANTE UN CALCULO ITERATIVO, EN LOS SIGUIENTES CASOS
 - A.- CONSIDERAR DOS ETAPAS DE SEPARACION ESTUFO UN SELF-TANK Y EL TANGOR DE ALMACENAMIENTO.
 - B.- CONSIDERAR TRES ETAPAS DE SEPARACION ESTUFO UN SELF-TANK Y UN TANGOR DE ALTA Y UN TANGOR DE BAJA PRESION Y EL TANGOR DE ALMACENAMIENTO.
- 2.- OBTENER LOS VALORES DE LOS PARAMETROS NEGLIGIABLES PARA DISEÑAR LOS SEPARADORES, TAL QUE CUMPLAN CON EL CRITERIO DE EFECTIVIDAD CALCULADO EN EL SISTEMA COMO ES, EL PESO MOLECULAR Y LOS



MOLDES DE LA FASE LIQUIDA Y VAPOR EN CADA FLASH .

LIMITACIONES

EL PROGRAMA CEPE PRESENTA LAS SIGUIENTES LIMITACIONES PARA SU UTILIZACION EN EL CALCULO DE SEPARADORES

1.- TIENE UN MAXIMO DE 13 COMPONENTES EN LA MEZCLA.

2.- LA PRESION DE CONVERGENCIA ESTA CONDICIONADA PARA UN VALOR MAXIMO DE 10000 LPCA., DEBIDO A QUE LA PRESION EN EL CABEZAL DEL POZC NORMALMENTE NO ALCANZA ESAS PRESIONES.

3.- SE ASUME INICIALMENTE UNA PRESION DE CONVERGENCIA IGUAL A PKA=60.*PVC7-4200 PROPUESTA POR STANDING (13), TAMBIEN EN LOS SEPARADORES COMO EL TANGUE DE ALMACENAMIENTO.

4.- LOS VALORES DE K(1) SE OBTIENEN POR CORRELACION LOS MISMOS QUE VARIAN MUY POCO CON LOS LEIDOS EN EL MANUAL DEL UPSA, A DIFERENCIA DEL METANO POR SU ALTO GRADO DE VOLATILIDAD.

D A T O S

1.- NUMERO DE COMPONENTES QUE INTERVIENEN EN LA ALIMENTACION (N)

2.- PRESION Y TEMPERATURA DE LA ALIMENTACION (P , T)

3.- FRACCION MOLAR DE LOS COMPONENTES DE LA MEZCLA (Z1)

4.- VECTORES (LAI) DE LOCALIZACION DE LOS COMPONENTES DE LA MEZCLA, EL MISMO QUE ESTA LIMITADO PARA 13 COMPONENTES DE ACUERDO AL SIGUIENTE ARREGLO

COMPONENTE ----- FOMULA ----- VECTOR LAI -----

METANO	C-1	1
ETANO	C-2	2
PROPANO	C-3	3
N-BUTANO	N-C-4	4
I-BUTANO	I-C-4	5
N-PENTANO	N-C-5	6
I-PENTANO	I-C-5	7
HEXANO	C-6	8
HEPTANO	C-7	9
OCTANO	C-8	10
NITROGENO	N2	11
SULFURO DE H.	H2S	12
DIOXIDO DE C.	CO2	13

5.- PRESION Y TEMPERATURA DE LAS CONDICIONES DEL TANGUE, QUE SON NORMALMENTE ES A UNA PRESION DE 14.7 LPCA. Y A UNA TEMPERATURA PROMEDIO ENTRE LA AMBIENTAL Y LA DE FLUJO EN GRADOS FAHRENHEIT.

- CEP01100
- CEP01110
- CEP01120
- CEP01130
- CEP01140
- CEP01150
- CEP01160
- CEP01170
- CEP01180
- CEP01190
- CEP01200
- CEP01210
- CEP01220
- CEP01230
- CEP01240
- CEP01250
- CEP01260
- CEP01270
- CEP01280
- CEP01290
- CEP01300
- CEP01310
- CEP01320
- CEP01330
- CEP01340
- CEP01350
- CEP01360
- CEP01370
- CEP01380
- CEP01390
- CEP01400
- CEP01410
- CEP01420
- CEP01430
- CEP01440
- CEP01450
- CEP01460
- CEP01470
- CEP01480
- CEP01490
- CEP01500
- CEP01510
- CEP01520
- CEP01530
- CEP01540
- CEP01550
- CEP01560
- CEP01570
- CEP01580
- CEP01590
- CEP01600
- CEP01610
- CEP01620
- CEP01630
- CEP01640
- CEP01650



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

SIMBOLUJIA	ARGUMENTO	UNIDADES
N	NUMERO DE COMPONENTES	ADM.
P	PRESSION DE ENTRADA	LPCA.
T	TEMPERATURA DE ENTRADA	GRU.F
Z1	FRACCION MOLAR (ALIMENTACION)	ADM.
XENT(1)	FRACCION MOLAR EN EL LIQUIDO	ADM.
	PARA CADA COMPONENTE EN LA ALI-	
	MENTACION AL SISTEMA.	
X1(1)	FRACCION MOLAR EN EL LIQUIDO	ADM.
	PARA CADA COMPONENTE EN EL SE-	
	PARADOR 1 (ALTA PRESSION).	
X2(1)	FRACCION MOLAR EN EL LIQUIDO	ADM.
	PARA CADA COMPONENTE EN EL SE-	
	PARADOR 2 (BAJA PRESSION)	
X3(1)	FRACCION MOLAR EN EL LIQUIDO	ADM.
	PARA CADA COMPONENTE EN EL TAN-	
	QUE DE ALMACENAMIENTO.	
XT(1)	FRACCION MOLAR EN EL LIQUIDO	ADM.
	PARA CADA COMPONENTE EN EL TAN-	
	QUE EN LOS ETAPAS.	
YENT(1)	FRACCION MOLAR EN EL VAPOR PA-	ADM.
	RA CADA COMPONENTE EN LA ALI-	
	MENTACION DEL SISTEMA.	
Y1(1)	FRACCION MOLAR EN EL VAPOR PA-	ADM.
	RA CADA COMPONENTE EN EL SEPA-	
	RAADOR 1.	
Y2(1)	FRACCION MOLAR EN EL VAPOR PA-	ADM.
	RA CADA COMPONENTE EN EL SEPA-	
	RAADOR 2.	
Y3(1)	FRACCION MOLAR EN EL VAPOR PA-	ADM.
	RA CADA COMPONENTE EN EL TAN-	
	QUE DE ALMACENAMIENTO.	
YT(1)	FRACCION MOLAR EN EL VAPOR PA-	ADM.
	RA CADA COMPONENTE EN EL TAN-	
	QUE PARA DOS ETAPAS.	
VLIQEN	MULES DE LIQUIDO EN FRACCION	ADM.
	A LA ENTRADA DEL SEPARADOR.	
VLIQ1	MULES DE LIQUIDO EN FRACCION	ADM.
	DENTRO DEL SEPARADOR 1.	
VLIQ2	MULES DE LIQUIDO EN FRACCION	ADM.
	DENTRO DEL SEPARADOR 2.	
VLIQT	MULES DE LIQUIDO EN FRACCION	ADM.
	DENTRO DEL TANQUE.	
VVAPLN	MULES DE VAPOR EN FRACCION A	ADM.
	LA ENTRADA DEL SEPARADOR.	
VVAP1	MULES DE VAPOR EN FRACCION	ADM.
	DENTRO DEL SEPARADOR 1.	
VVAP2	MULES DE VAPOR EN FRACCION	ADM.
	DENTRO DEL SEPARADOR 2.	
VVAP3	MULES DE VAPOR EN FRACCION	ADM.
	DENTRO DEL SEPARADOR 2.	

LLP0166C
 LLP01670
 CEP01680
 CEP01690
 CEP01700
 CEP01710
 CEP01720
 CEP01730
 CEP01740
 CEP01750
 CEP01760
 CEP01770
 CEP01780
 CEP01790
 CEP01800
 CEP01810
 CEP01820
 CEP01830
 CEP01840
 CEP01850
 CEP01860
 CEP01870
 CEP01880
 CEP01890
 CEP01900
 CEP01910
 CEP01920
 CEP01930
 CEP01940
 CEP01950
 CEP01960
 CEP01970
 CEP01980
 CEP01990
 CEP02000
 CEP02010
 CEP02020
 CEP02030
 CEP02040
 CEP02050
 CEP02060
 CEP02070
 CEP02080
 CEP02090
 CEP02100
 CEP02110
 CEP02120
 CEP02130
 CEP02140
 CEP02150
 CEP02160
 CEP02170
 CEP02180
 CEP02190
 CEP02200
 CEP02210



.....1.....2.....3.....4.....5.....6.....7.....8

10.-RESUL SIRVE PARA ENTREGAR LOS RESULTADOS CALCULADOS CON LAS SUBROUTINAS COMPILADAS EN EL PROGRAMA PRINCIPAL.

***** P R O G R A M A P R I N C I P A L *****

DIMENSION EK(13),Z1(13),XENT(13),LAT(13),YENT(13),
*X1(13),X2(13),X3(13),Y1(13),Y2(13),Y3(13),PS1(100),
*PL(100),VKTU(100),VKTI(100),VLIQD(100),VLI(100),
*VLISS(100),VLISS2(100),VLI(100),VLI(100),VLI(100),
*X1(13),Y1(13)

EMPLEZA LAMANDU LA SUBROUTINA PARA LEER LOS DATOS
CALL DATOSIN,LAT,Z1,P,T)

ANALISIS COMPUSICIONAL DE LA CARGA U ALIMENTACION
ANTES DEL SEPARADOR (SEPARADOR DE ALTA PKLSICH)

VSUM=1.0
CALL CARGA(T,P,N,LAT,Z1,VSUM,PKA,PML,PMV,
*XENT,YENT,VLIQEN,VVAPEN)
WRITE(6,107)
FORMAT(//,4X,'RESULTADO DEL ANALISIS COMPUSICIONAL')
107

SELECCION DEL NUMERO DE ETAPAS DE SEPARACION

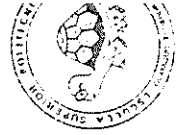
SEPARACION DE DOS ETAPAS
SEPARADOR Y TANQUE DE ALMACENAMIENTO

SE DEFINE EL VALOR DE LA PRESION DESDE DONDE SE EVALUARA
LAS RECUPERACIONES DE LIQUIDO EN EL SEPARADOR Y EN EL
TANQUE DE ALMACENAMIENTO.

PS1 = P - 200.
CALCULO DE LA PRESION OPTIMA EN EL SEPARADOR
DC 70 I=1,50
PSI=PS1-100.
AA=PS1

PS(I)=PSI
IF(PSI,LT,100.) GO TO 505
SE REALIZA EL CALCULO FASICO
CALL CARGA(I,AA,N,LAT,Z1,VSUM,PKA,PML,PMV,
*X1,Y1,VLIQ(I),VVPPI)
WRITE(6,119)
FORMAT(//,4X,'RESULTADOS EN LA SEPARACION DE',/
/,56X,'DCS ETAPAS')
119 * VLIQD(I)=VLIQI

2
3
4
5
6
7
8
9
10
11
12
13
14
15
16
17



```

18 C ANALISIS FASICO EN EL TANQUE DE ALMACENAMIENTO
19 TA=120.0
20 PA=14.70
21 PKA=1500.0
22 CALL CARGA(TA,PA,N,LAT,XI,VSUM,PKA,PML,PMVL,
23 *XI,YT,VLIQT,VVAPT)
24 WRITE(6,118)
25 FURMAT(//,47X,'RESULTADOS EN LA SEPARACION DL',/
26 */,56X,'DOS ETAPAS')
27 VLIQT(1)=VLIQT
28 VLIQT(1)=VLIQT(1)*VLIQT(1)
29 LLAMA A VOTAN PARA CALCULAR EL VOLUMEN MULAF ( VLL )
30 CALL VOTAN(XI,N,LAT,VUL)
31 C CALCULO DE LIQUIDO RECUPERADO EN EL TANQUE (VLIQ)
32 VRID(1)=VLIQ(1)*VLL
33 PSI=AA
34 LIM=L
35 CCNTINUE
36 WRITE(6,29)
37 FURMAT(1H1,///,53X,'RESULTADOS EN LA SEPARACION ',/
38 *59X,'CCN DCS ETAPAS')
39 DU 87 J1=L,LIM
40 WRITE(6,53) PS(J1),VRTD(J1)
41 FURMAT(//,35X,'PS1 = ',F8.2,2X,'LPCA.',15X,'RECUPERACION',/
42 *F8.4,2X,'CAL/MOL')
43 CCNTINUE
44 C *****
45 C SEPARACION DE TRES ETAPAS
46 C DCS SEPARADORES Y EL TANQUE DE ALMACENAMIENTO
47 C *****
48 C PSI = P - 200.
49 C CALCULO DE LA PRESION OPTIMA EN EL PRIMER SEPARADOR
50 DU 10 I=1,1000
51 PSI=PS1-100.
52 IF(PS1.LI.200.) SIOP
53 AL=PS1
54 SE REALIZA EL CALCULO FASICO
55 CALL CARGA(T,AL,N,LAT,ZI,VSUM,PKA,PML,PMV,
56 *XI,YI,VLIQT,VVAPT)
57 WRITE(6,191)
58 FURMAT(//,47X,'RESULTADOS EN LA SEPARACION DL',/
59 */,55X,'TRES ETAPAS',///)
60 VLIQT(1)=VLIQT
61 C CALCULO DE LA PRESION OPTIMA EN EL SEGUNDO SEPARADOR
62 PS2=145.00
63 DU 17 M=1,1000
64 PS2=PS2-5.0
65 IF(PS2.LI.30.0) GO TO 444
66 BB=PS2

```

CEP03340
CEP03350
CEP03360
CEP03370
CEP03380
CEP03390
CEP03400
CEP03410
CEP03420
CEP03430
CEP03440
CEP03450
CEP03460
CEP03470
CEP03480
CEP03490
CEP03500
CEP03510
CEP03520
CEP03530
CEP03540
CEP03550
CEP03560
CEP03570
CEP03580
CEP03590
CEP03600
CEP03610
CEP03620
CEP03630
CEP03640
CEP03650
CEP03660
CEP03670
CEP03680
CEP03690
CEP03700
CEP03710
CEP03720
CEP03730
CEP03740
CEP03750
CEP03760
CEP03770
CEP03780
CEP03790
CEP03800
CEP03810
CEP03820
CEP03830
CEP03840
CEP03850
CEP03860
CEP03870
CEP03880
CEP03890





SECRETARIA

```

*.....1.....2.....3.....4.....5.....6.....7.....8
      PD(M)=PS2
      CALL CARGA(T, BB, N, LAT, X1, VSUM, PKA, PML, PMV,
      * X2, Y2, VLIC2, VVAP2)
      WRITE(6, 121)
      FURMAT(//, 47X, 'RESULTADOS EN LA SEPARACION DE', /
      /, 55X, 'TRES ETAPAS')
      VLIS2(M)=VLIQ2
C
C  ANALISIS FASICO EN EL TANQUE DE ALMACENAMIENTO
      TB=120.0
      PB=14.7
      PKA=1500.0
      CALL CARGA(TB, PB, N, LAT, X2, VSUM, PKA, PML, PMV,
      * X3, Y3, VLPATM, VVAP3)
      WRITE(6, 117)
      FURMAT(//, 47X, 'RESULTADOS EN LA SEPARACION DE', /
      /, 55X, 'TRES ETAPAS')
      VLI(M)=VLPATM
      VLIF(M)=VLIS1(1)*VLIS2(M)*VLI(M)
C
C  CALCULO DEL VOLUMEN MULAR DE LA MEZCLA ( VOL )
      CALL VOTAN(XJ, N, LAT, VCL)
C
C  CALCULO DE LIQUIDO RECUPERADO EN EL TANQUE
      VKI(M)=VLIF(M)*VCL
      PS2=BB
      PSI=AL
      LAP=M
      CONTINUE
      WRITE(6, 35)
      FURMAT(LH1, //, 49X, 'RESULTADOS EN LA SEPARACION', /
      /, 51X, 'CUN TRES ETAPAS', //)
      *
      VKI(6, 22) AL
      FURMAT(54X, 'PS1 = ', F6.1, 2X, 'LPCA.', /)
      DC 23 L=1, M
      WRITE(6, 33) PD(L), VKI(L)
      FURMAT(35X, 'PS2 = ', F8.2, 2X, 'LPCA.', 15X, 'RECUPERACION = ',
      * F8.4, 2X, 'GAL/MUL')
      CONTINUE
      STOP
      END

```

2 3 4 5 6 7 8 9 10 1 2 3 4 5 6 7 8 9 10 11 12 13 14 15 16 17 18 19 20 21 22 23 24 25 26 27 28 29 30 31 32 33 34 35 36 37 38 39 40 41 42 43 44 45 46 47 48 49 50 51 52 53 54 55 56 57 58 59 60 61 62 63 64 65 66 67 68 69 70 71 72 73 74 75 76 77 78 79 80 81 82 83 84 85 86 87 88 89 90 91 92 93 94 95 96 97 98 99 100 101 102 103 104 105 106 107 108 109 110 111 112 113 114 115 116 117 118 119 120 121 122 123 124 125 126 127 128 129 130 131 132 133 134 135 136 137 138 139 140 141 142 143 144 145 146 147 148 149 150 151 152 153 154 155 156 157 158 159 160 161 162 163 164 165 166 167 168 169 170 171 172 173 174 175 176 177 178 179 180 181 182 183 184 185 186 187 188 189 190 191 192 193 194 195 196 197 198 199 200 201 202 203 204 205 206 207 208 209 210 211 212 213 214 215 216 217 218 219 220 221 222 223 224 225 226 227 228 229 230 231 232 233 234 235 236 237 238 239 240 241 242 243 244 245 246 247 248 249 250 251 252 253 254 255 256 257 258 259 260 261 262 263 264 265 266 267 268 269 270 271 272 273 274 275 276 277 278 279 280 281 282 283 284 285 286 287 288 289 290 291 292 293 294 295 296 297 298 299 300 301 302 303 304 305 306 307 308 309 310 311 312 313 314 315 316 317 318 319 320 321 322 323 324 325 326 327 328 329 330 331 332 333 334 335 336 337 338 339 340 341 342 343 344 345 346 347 348 349 350 351 352 353 354 355 356 357 358 359 360 361 362 363 364 365 366 367 368 369 370 371 372 373 374 375 376 377 378 379 380 381 382 383 384 385 386 387 388 389 390 391 392 393 394 395 396 397 398 399 400 401 402 403 404 405 406 407 408 409 410 411 412 413 414 415 416 417 418 419 420 421 422 423 424 425 426 427 428 429 430 431 432 433 434 435 436 437 438 439 440 441 442 443 444 445 446 447 448 449 450 451 452 453 454 455 456 457 458 459 460 461 462 463 464 465 466 467 468 469 470 471 472 473 474 475 476 477 478 479 480 481 482 483 484 485 486 487 488 489 490 491 492 493 494 495 496 497 498 499 500 501 502 503 504 505 506 507 508 509 510 511 512 513 514 515 516 517 518 519 520 521 522 523 524 525 526 527 528 529 530 531 532 533 534 535 536 537 538 539 540 541 542 543 544 545 546 547 548 549 550 551 552 553 554 555 556 557 558 559 560 561 562 563 564 565 566 567 568 569 570 571 572 573 574 575 576 577 578 579 580 581 582 583 584 585 586 587 588 589 590 591 592 593 594 595 596 597 598 599 600 601 602 603 604 605 606 607 608 609 610 611 612 613 614 615 616 617 618 619 620 621 622 623 624 625 626 627 628 629 630 631 632 633 634 635 636 637 638 639 640 641 642 643 644 645 646 647 648 649 650 651 652 653 654 655 656 657 658 659 660 661 662 663 664 665 666 667 668 669 670 671 672 673 674 675 676 677 678 679 680 681 682 683 684 685 686 687 688 689 690 691 692 693 694 695 696 697 698 699 700 701 702 703 704 705 706 707 708 709 710 711 712 713 714 715 716 717 718 719 720 721 722 723 724 725 726 727 728 729 730 731 732 733 734 735 736 737 738 739 740 741 742 743 744 745 746 747 748 749 750 751 752 753 754 755 756 757 758 759 760 761 762 763 764 765 766 767 768 769 770 771 772 773 774 775 776 777 778 779 780 781 782 783 784 785 786 787 788 789 790 791 792 793 794 795 796 797 798 799 800 801 802 803 804 805 806 807 808 809 810 811 812 813 814 815 816 817 818 819 820 821 822 823 824 825 826 827 828 829 830 831 832 833 834 835 836 837 838 839 840 841 842 843 844 845 846 847 848 849 850 851 852 853 854 855 856 857 858 859 860 861 862 863 864 865 866 867 868 869 870 871 872 873 874 875 876 877 878 879 880 881 882 883 884 885 886 887 888 889 890 891 892 893 894 895 896 897 898 899 900 901 902 903 904 905 906 907 908 909 910 911 912 913 914 915 916 917 918 919 920 921 922 923 924 925 926 927 928 929 930 931 932 933 934 935 936 937 938 939 940 941 942 943 944 945 946 947 948 949 950 951 952 953 954 955 956 957 958 959 960 961 962 963 964 965 966 967 968 969 970 971 972 973 974 975 976 977 978 979 980 981 982 983 984 985 986 987 988 989 990 991 992 993 994 995 996 997 998 999 1000

SOURCE STATEMENTS = 30, PROGRAM SIZE = 12846 BYTES, PDLKOKAM NAME = MAIN PAGE 1.

NO DIAGNOSTICS GENERATED.
OF COMPILATION 1 *****


```

*.....1.....2.....3.....4.....5.....6.....7.....8
45      WRITE(6,710)
46      GC TO 500
47      WRITE(6,711)
48      GC TO 500
49      WRITE(6,712)
50      GC TO 500
51      WRITE(6,713)
52      FURMAT(1H0,22X,'METANU,')
53      FURMAT(1H0,22X,'ETANU,')
54      FURMAT(1H0,22X,'PROPANU,')
55      FURMAT(1H0,22X,'N-BUTANU,')
56      FURMAT(1H0,22X,'I-BUTANU,')
57      FURMAT(1H0,22X,'N-PENTANU,')
58      FURMAT(1H0,22X,'HEXANU,')
59      FURMAT(1H0,22X,'HEPTANU,')
60      FURMAT(1H0,22X,'OCTANU,')
61      FURMAT(1H0,22X,'NONANU,')
62      FURMAT(1H0,22X,'DEKANE,')
63      FURMAT(1H0,22X,'SULFURU DE H,')
64      FURMAT(1H0,22X,'SULFURU DE C,')
65      WRITE(6,606) Z111)
66      FURMAT(1H,40X,E11.5)
67      RETURN
68      END

```

S* SOURCE STATEMENTS = 68, PROGRAM SIZE = 1892 BYTES, PROGRAM NAME = DATED PAGE 9.

S* NU DIAGNOSTICS GENERATED.

S* CF COMPILATION 2 *****

```

CEPU4850
CEPU4860
CEPU4870
CEPU4880
CEPU4890
CEPU4900
CEPU4910
CEPU4920
CEPU4930
CEPU4940
CEPU4950
CEPU4960
CEPU4970
CEPU4980
CEPU4990
CEPU5000
CEPU5010
CEPU5020
CEPU5030
CEPU5040
CEPU5050
CEPU5060
CEPU5070
CEPU5080

```





```

*.....1.....2.....3.....4.....5.....6.....7.....8
**.....**.....**.....**.....**.....**.....**.....**.....**.....**
SUBROUTINA PARA CALCULAR ANALISIS COMPOSICIONAL DE LA
ALIMENTACION U CARGA ANTES Y EN LOS SEPARADORES
**.....**.....**.....**.....**.....**.....**.....**.....**.....**
SUBROUTINE CARGA(T,P,N,LAT,ZI,VSUM,PKA,PML,PMV,
*XENI,YENI,VLIQEN,VVAPEN)
IMPLICIT REAL*8 (A-H,O-Z)
DIMENSION LAT(13),ZI(13),EK(13),XENI(13),YENI(13)
ESTE SUBPROGRAMA SIRVE PARA EFECTUAR EL ANALISIS COMPOSICIONAL
DE LA ALIMENTACION AL PRIMER SEPARADOR, CONSIDERANDO LA PRESION,
TEMPERATURA Y COMPOSICION MOLAR DE CADA COMPONENTE QUE INTER-
VIENE EN LA MEZCLA.
ESTA SUBROUTINA REQUIERE ADENAS DATOS DE LA PRESION DE CLAVEADOEN
CIA LA MISMA QUE SE DETERMINA POR ENSAYO Y ERROR UTILIZANDO LA
SUBROUTINA PRECN.
PMCT=115.0
PKA=60.0*PMCT-4200.0
SE INICIA EL CALCULO DE LA PRESION DE CONVERGENCIA PK
DO 999 I=1,1000
SE ASUME INICIALMENTE UN VALOR DE LA PRESION DE CONVER-
GENCIA DE ACCERDO A LA CORRELACION DE STANDING(LR).
CALCULO DE LAS CONSTANTES DE EQUILIBRIO LK(I)
CALL KEKIL(PKA,N,LAT,EK,P,T)
ANALIZA EL ESTADO FISICO DE LA MEZCLA
CALL FASES(P,T,PKA,N,EK,ZI)
SE DETERMINA LA COMPOSICION DEL VAPOR Y DEL LIQUIDO ASI
COMO LOS MOLES RESPECTIVOS DE CADA FASE, MEDIANTE UN FLASH.
CALL FLASH(ZI,EK,N,VSUM,VLIQEN,VVAPEN,XENI,YENI)
CALCULO DE LA TEMPERATURA SEUDOCRITICA TC2, EN FUNCION DE LA
FRACCION LIQUIDA SEGUN LC PROPUESTO POR URKANEK Y FILLIUS-
WURTH Y QUE ES LA MULTIPLICACION DEL METODO DE HALLDEN.
CALL TEMCRI(XENI,N,LAT,TC2)
CALCULO DE LA PRESION DE CONVERGENCIA PREN EN FUNCION DE LA
TEMPERATURA SEUDOCRITICA TC2
CALL PRECN(I,TC2,PK)
IF(IPK.GE.20000.) GO TO 30
SE COMPARA LA PRESION DE CONVERGENCIA CALCULADA CON LA

```

CEP05090
CEP05100
CEP05110
CEP05120
CEP05130
CEP05140
CEP05150
CEP05160
CEP05170
CEP05180
CEP05190
CEP05200
CEP05210
CEP05220
CEP05230
CEP05240
CEP05250
CEP05260
CEP05270
CEP05280
CEP05290
CEP05300
CEP05310
CEP05320
CEP05330
CEP05340
CEP05350
CEP05360
CEP05370
CEP05380
CEP05390
CEP05400
CEP05410
CEP05420
CEP05430
CEP05440
CEP05450
CEP05460
CEP05470
CEP05480
CEP05490
CEP05500
CEP05510
CEP05520
CEP05530
CEP05540
CEP05550
CEP05560
CEP05570
CEP05580
CEP05590
CEP05600
CEP05610

1
2
3
4
5
6
7
8
9
10
11
12



```

*.....1.....2.....3.....4.....5.....6.....7.....8
13 C 100 PRESION DE CONVERGENCIA ASUMIDA.
C 999 IF(DABS(PKA-PK)-LE.10.0) SC 10 30
15 C 30 ASUMIR LA PRESION CALCULADA
C CONTINUE
C CALCULO DEL PESO MOLECULAR DE CADA FASE PER MIDIC DE LA
C SUBROUTINA PSMOL.
C CALCULO DEL PESO MOLECULAR DE LA FASE LIQUIDA ( PHL )
C CALL PSMOL(XENT,N,LAT,PML)
16 C CALCULO DEL PESO MOLECULAR DE LA FASE VAPOR ( PMV )
C CALL PSMOL(YENT,N,LAT,PMV)
17 C SE LLAMA A LA SUBROUTINA RESUL PARA QUE ESCRIBA LOS RESULTADOS
C CALL RESUL(N,LAT,K,XENT,YENT,VLL,VEH,VVAPLE,P,T,
18 C #PKL,PMV)
C PK=PKA
C RETURN
C END
19
20
21
LS# SOURCE STATEMENTS = 21, PROGRAM SIZE = 1184 BYTES, PROGRAM NAME = CARINA PAGE 11.
LS# NO DIAGNOSTICS GENERATED.
) OF COMPILATION 3 *****

```

```

1.....2.....3.....4.....5.....6.....7.....8
*****
SUBPROGRAMA QUE CALCULA LAS CONSTANTES DE EQUILIBRIO EK(I)
DE LOS COMPONENTES DE LA MEZCLA A UNA PRESION ( P ) Y A
UNA TEMPERATURA ( T ) DADAS.
*****
SUBROUTINE KEKIL(PK,N,LAT,EK,P,T)
IMPLICIT REAL*8 (A-H,O-Z)
DIMENSION TR(13),ZC(13),EK(13),LAT(13),W(13),R(13),TC(13)
SE APLICA LA CORRELACION PROPUESTA POR FRANK J. CANFIELD A
PARTIR DE LA PRESION DE CONVERGENCIA ( PK ), LA RELACION DE
PRESION ( PR ), TEMPERATURA REDUCIDA TR(I), FACTOR DE COM-
PRESIBILIDAD CRITICO ZC(I) DE CADA COMPONENTE,
LOS VALORES DE LA TEMPERATURA CRITICA SE OBTUVIERON DEL MANUAL DE
LA GPSA, Y LOS FACTORES DE COMPRESIBILIDAD CRITICOS DEL LIBRO
DE REID & SHERWOOD FIG. 2-2, PAGINA 29.
DATA TC,-116.63,50.09,206.01,305.65,274.55,335.7,509.1,455.7,
*512.8,564.22,-232.4,212.7,87.9/
DATA ZC,0.290,0.285,0.277,0.274,0.283,0.267,0.272,0.264,0.257,
*0.256,0.291,0.267,0.274/
BUSQUEDA DE LAS PROPIEDADES PARA LOS COMPONENTES DE LA MEZCLA
PLR MLTIL DUL VECTOR DE LOCALIZACION LAT.
DO 10 I=1,N
PR= P / PK
L=LAT(I)
TC(I)=TC(I)
ZC(I)=ZC(I)
SE CALCULA LA TEMPERATURA REDUCIDA TR(I)
TR(I)=(T+460.)/TC(I)+460.)
CALCULO DE LOS FACTORES G(I) Y R(I) PARA ENCUNIRAR
LAS CONSTANTES DE EQUILIBRIO EK(I).
Q(I)=10.7016-DLOG(PK)-4.4316/TR(I)-0.1968/(TR(I)-0.1)
R(I)=0.3816-29.002*ZC(I)+35.3443*ZC(I)**2.
HF=(1.-PR)**(0.33/TR(I))
HG=(G(I)*R(I))
HI=HG*HF
EK(I)=DEXP(HI)/PK
RETURN
END

```

13. SOURCE STATEMENTS = 19, PROGRAM SIZE = 1614 BYTES, PROGRAM NAME = KEKIL PAGE

14. NO DIAGNOSTICS GENERATED.

15. OF COMPILATION 4 *****





```

N EFFECT  NGLIST NGMAP NUXREF NUGUSIMI NUDECK  SOURCE  TERM  UOJULT  FIXED  NUTESI
          LANGLVL(77) NUFIPS  FLAG(I)  NAME(P,IN )  )  LINCOUNT(60)
*.....1.....2.....3.....4.....5.....6.....7.....8
**.....**.....**.....**.....**.....**.....**.....**.....**.....**.....**
SUBPRGRAMA PARA CONUCER EL ESTADO FISICO DEL SISTEMA
**.....**.....**.....**.....**.....**.....**.....**.....**.....**.....**
SUBROUTINE FASES(P,I,PK,N,EK,ZI)
IMPLICIT REAL*8 (A-H,I,O-Z)
DIMENSION EK(13),ZI(13)

EL ANALISIS DEL COMPORTAMIENTO DE FASES DEL SISTEMA SE
FUNDAMENTA EN EL DIAGRAMA DE PRESION CON TEMPERATURA, EL MIS
MU QUE ME PERMITE ESTABLECER SI EL SISTEMA SE ENCUENTRA EN
UNA SOLA FASE LIQUIDO O VAPOR, EN DOS FASES, EN EL PUNTO DE
BURBUJEO ( COMO LIQUIDO SATURADO ) Y EN EL PUNTO DE EBULE
( COMO VAPOR SATURADO ), PARA SU EVALUACION SE PARTE DEL PRINCIPIO DEL EQUILIBRIO DE
LIQUIDO-VAPOR, EXPRESADA POR LA RELACION ENTRE LA FRACCION
MOLAR DEL VAPOR Y LA FRACCION MOLAR DEL LIQUIDO.
ESTA RELACION SE DENOMINA LA CONSTANTE DE EQUILIBRIO ( EN )
QUE SE EXPRESA POR LA ECUACION EK1=Y1/X1.
DE ACUERDO A LL INDICADO SE ESTABLECEN LOS SUMATORIAS
SUMA=ZI/LKI SI ZI=YI
SUMA=ZI*EKI SI ZI=XI
LAS CUALES PRESENTAN TRES ALTERNATIVAS
A.- SI SUMA = 1.0 EL SISTEMA ES LIQUIDO (EC.2) Y VAPOR (EC.1)
B.- SI SUMA = 1.0 EL SISTEMA ESTA EN DOS FASES COMO VAPOR SI
CONSIDERO EC.2 Y EN DOS FASES COMO LIQUIDO
SI CONSIDERO EC.1.
C.- SI SUMA = 1.0 EL SISTEMA ESTA EN EL PUNTO DE BURBUJEO (EC.2)
O EN EL PUNTO DE EBULE (EC.1).

SE EMPIEZA EL CALCULO DE LA PRIMERA SUMATORIA
SUMA1=0.
DO 10 J=1,N
SUMA1=SUMA1+ZI(J)/EK(J)
COMPARACION DE LA SUMATORIA CON LA UNIDAD
IF (SUMA1-1.0) 16,17,18
SE IMPRIME UN MENSAJE INDICANDO EL ESTADO DE LA MEZCLA
WRITE(6,600)
FORMAT(1H,///,2X,' EL SISTEMA ES VAPOR A LAS CONDICIONES DE')
WRITE(6,601) P,I,PK
STOP
SE CALCULA LA SEGUNDA SUMATORIA
SUMA2=0.
DO 11 J=1,N
SUMA2=SUMA2+ZI(J)*EK(J)
SE COMPARA LA SUMATORIA CON LA UNIDAD
IF (SUMA2-1.0) 13,14,15
SE IMPRIME UN MENSAJE INDICANDO EL ESTADO DE LA MEZCLA
WRITE(6,602)
FORMAT(1H,///,2X,' EL SISTEMA ES LIQUIDO A LAS CONDICIONES DE')
WRITE(6,601) P,I,PK

```

```

CEP06300
CEP06310
CEP06320
CEP06330
CEP06340
CEP06350
CEP06360
CEP06370
CEP06380
CEP06390
CEP06400
CEP06410
CEP06420
CEP06430
CEP06440
CEP06450
CEP06460
CEP06470
CEP06480
CEP06490
CEP06500
CEP06510
CEP06520
CEP06530
CEP06540
CEP06550
CEP06560
CEP06570
CEP06580
CEP06590
CEP06600
CEP06610
CEP06620
CEP06630
CEP06640
CEP06650
CEP06660
CEP06670
CEP06680
CEP06690
CEP06700
CEP06710
CEP06720
CEP06730
CEP06740
CEP06750
CEP06760
CEP06770
CEP06780
CEP06790
CEP06800
CEP06810
CEP06820

```

```

**.....**.....**.....**.....**.....**.....**.....**.....**.....**.....**

```

```

SUBPRGRAMA PARA CONUCER EL ESTADO FISICO DEL SISTEMA

```

```

**.....**.....**.....**.....**.....**.....**.....**.....**.....**.....**

```

```

SUBROUTINE FASES(P,I,PK,N,EK,ZI)
IMPLICIT REAL*8 (A-H,I,O-Z)
DIMENSION EK(13),ZI(13)

```

```

EL ANALISIS DEL COMPORTAMIENTO DE FASES DEL SISTEMA SE
FUNDAMENTA EN EL DIAGRAMA DE PRESION CON TEMPERATURA, EL MIS
MU QUE ME PERMITE ESTABLECER SI EL SISTEMA SE ENCUENTRA EN
UNA SOLA FASE LIQUIDO O VAPOR, EN DOS FASES, EN EL PUNTO DE
BURBUJEO ( COMO LIQUIDO SATURADO ) Y EN EL PUNTO DE EBULE
( COMO VAPOR SATURADO ), PARA SU EVALUACION SE PARTE DEL PRINCIPIO DEL EQUILIBRIO DE
LIQUIDO-VAPOR, EXPRESADA POR LA RELACION ENTRE LA FRACCION
MOLAR DEL VAPOR Y LA FRACCION MOLAR DEL LIQUIDO.
ESTA RELACION SE DENOMINA LA CONSTANTE DE EQUILIBRIO ( EN )
QUE SE EXPRESA POR LA ECUACION EK1=Y1/X1.
DE ACUERDO A LL INDICADO SE ESTABLECEN LOS SUMATORIAS
SUMA=ZI/LKI SI ZI=YI
SUMA=ZI*EKI SI ZI=XI

```

```

LAS CUALES PRESENTAN TRES ALTERNATIVAS
A.- SI SUMA = 1.0 EL SISTEMA ES LIQUIDO (EC.2) Y VAPOR (EC.1)
B.- SI SUMA = 1.0 EL SISTEMA ESTA EN DOS FASES COMO VAPOR SI
CONSIDERO EC.2 Y EN DOS FASES COMO LIQUIDO
SI CONSIDERO EC.1.

```

```

C.- SI SUMA = 1.0 EL SISTEMA ESTA EN EL PUNTO DE BURBUJEO (EC.2)
O EN EL PUNTO DE EBULE (EC.1).

SE EMPIEZA EL CALCULO DE LA PRIMERA SUMATORIA
SUMA1=0.
DO 10 J=1,N
SUMA1=SUMA1+ZI(J)/EK(J)
COMPARACION DE LA SUMATORIA CON LA UNIDAD
IF (SUMA1-1.0) 16,17,18
SE IMPRIME UN MENSAJE INDICANDO EL ESTADO DE LA MEZCLA
WRITE(6,600)
FORMAT(1H,///,2X,' EL SISTEMA ES VAPOR A LAS CONDICIONES DE')
WRITE(6,601) P,I,PK
STOP
SE CALCULA LA SEGUNDA SUMATORIA
SUMA2=0.
DO 11 J=1,N
SUMA2=SUMA2+ZI(J)*EK(J)
SE COMPARA LA SUMATORIA CON LA UNIDAD
IF (SUMA2-1.0) 13,14,15
SE IMPRIME UN MENSAJE INDICANDO EL ESTADO DE LA MEZCLA
WRITE(6,602)
FORMAT(1H,///,2X,' EL SISTEMA ES LIQUIDO A LAS CONDICIONES DE')
WRITE(6,601) P,I,PK

```

```

SE EMPIEZA EL CALCULO DE LA PRIMERA SUMATORIA

```

```

SUMA1=0.

```

```

DO 10 J=1,N

```

```

SUMA1=SUMA1+ZI(J)/EK(J)

```

```

COMPARACION DE LA SUMATORIA CON LA UNIDAD

```

```

IF (SUMA1-1.0) 16,17,18

```

```

SE IMPRIME UN MENSAJE INDICANDO EL ESTADO DE LA MEZCLA

```

```

WRITE(6,600)

```

```

FORMAT(1H,///,2X,' EL SISTEMA ES VAPOR A LAS CONDICIONES DE')

```

```

WRITE(6,601) P,I,PK

```

```

STOP

```

```

SE CALCULA LA SEGUNDA SUMATORIA

```

```

SUMA2=0.

```

```

DO 11 J=1,N

```

```

SUMA2=SUMA2+ZI(J)*EK(J)

```

```

SE COMPARA LA SUMATORIA CON LA UNIDAD

```

```

IF (SUMA2-1.0) 13,14,15

```

```

SE IMPRIME UN MENSAJE INDICANDO EL ESTADO DE LA MEZCLA

```

```

WRITE(6,602)

```

```

FORMAT(1H,///,2X,' EL SISTEMA ES LIQUIDO A LAS CONDICIONES DE')

```

```

WRITE(6,601) P,I,PK

```

```

19
20
21
22
23
24
25
26
27
28
29
30

```

```

17
603
14
604
601
15

```

```

CEP06830
CEP06840
CEP06850
CEP06860
CEP06870
CEP06880
CEP06890
CEP06900
CEP06910
CEP06920
CEP06930
CEP06940
CEP06950
CEP06960
CEP06970
CEP06980

```

```

LS* SOURCE STATEMENTS = 30, PROGRAM SIZE = 1416 BYTES, PROGRAM NAME = FASES PAGE 11.

```

```

CS# NO DIAGNOSTICS GENERATED.

```

```

) OF COMPILATION 5 *****

```



```

N EFFECT  NLIST  NUMAP  NUXKRE  NDJUSTMI  NUDECK  SOURCE  TERM  SUBJECT  IXLID  NUIEST
          CPTIMIZE(O)  LANGLVL(77)  NUFIPS  FLAG(I)  NAME(MAIN )  LINECOUNT(6JJ)
*.....1.....2.....3.....4.....5.....6.....7.....8
*****
C  SUBPROGRAMA PARA DETERMINAR LA CANTIDAD DE LOS MULES LA LA
C  FASE LIQUIDA Y EN LA FASE VAPOR DENTRO DEL SEPARADOR.
*****
C  SUBROUTINE FLASH (Z1,EK,N,VSU,K,VLIQ,VVAP,X,Y)
C  IMPLICIT REAL*8 (A-H,O-Z)
C  DIMENSION Z1(13),X(13),EK(13),Y(13)
*****
C  PARA CALCULAR LOS MULES DE VAPOR Y LIQUIDO EN EL SEPARADOR
C  SE UTILIZA EL METODO ITERATIVO DE NEWTON-RAPHSON , SU-
C  PONIENDO UNA ALIMENTACION IGUAL A UN MCL (VSUM=1.0, I )
C  DE ACUERDO A LA DEFINICION DEL BALANCE GLOBAL TENEMOS
C  
$$F = V + L$$

C  
$$1.0 = V + L$$

C  ADEMAS DE ENCONTRAR LOS MULES DE LIQUIDO Y DE VAPOR, CALCULA
C  LA COMPOSICION MOLAR DEL LIQUIDO Y DEL VAPOR EN EL SEPARADOR.
C  ESTE METODO REQUIERE DE UN VALOR INICIAL DE LA RAIZ ( VLIQ )
C  UN LIMITE DE LA CONVERGENCIA Y EL NUMERO DE ITERACIONES.
C  SE INICIA CON UN VOLUMEN DE LIQUIDO ASUMIDO
C  VLIQ=1.0
C  SE ASUME EL VALOR DE LA UNIDAD PORQUE ESTA COMPRENDIDO ENTRE
C  LOS LIMITES 0.0 VLIQ 1.0
C  SE INICIAN LOS CALCULOS POR EL METODO DE NEWTON-RAPHSON
C  DE 15 ITER=1,50
C  SE INICIALIZAN LAS SUMATORIAS, TANTO PARA EVALUAR LA FUNCION
C  Y LA PRIMERÁ DERIVADA O PENDIENTE.
C  SUMA1=0.0
C  SUMA2=0.0
C  SE EVALUA LA FUNCION
C  DO 10 I=1,N
C  SE APROXIMA A UNA MILLONESIMA UNA CONSTANTE DE EQUILIBRIO
C  CUANDO TIENE UN VALOR INFERIOR A LA MILLONESIMA
C  IF(EK(I).LE.-1.E-6) EK(I)=1.E-6
C  ALFA=Z1(I)/(1.0-VLIQ*(1.0-1./EK(I)))
C  SUMA1=SUMA1+ALFA
C  SUMA2=SUMA2+ALFA
C  CALLUCC DEL VALOR DE LA FUNCION
C  COMPROBAR SI EL VALOR DE LA FUNCION ES MENOR DE UNA MILLU
C  NESIMA SI NUNCA ES MENOR SE CALCULA LA PENDIENTE PARA DETER
C  MINAR UNA NUEVA RAIZ.
C  IF(0ABS(SUMA1).LT.1.E-5) GO TO 12
C  SE INICIA EL CALCULO DE LA PENDIENTE
C  DO 20 I=1,N
C  TAU=1.0-1.0/EK(I)
C  SGUA=1.0-VLIQ*TAU
C  BETA=Z1(I)*TAU/SGUA**2
C  SE DETERMINA LA PENDIENTE DE LA FUNCION
C  SUMA2=SUMA2+BETA
C  SE CALCULA UNA MEJUN APROXIMACION DEL VOLUMEN MOLAR LIQUIDO

```



```

CEP06990
CEP07000
CEP07010
CEP07020
CEP07030
CEP07040
CEP07050
CEP07060
CEP07070
CEP07080
CEP07090
CEP07100
CEP07110
CEP07120
CEP07130
CEP07140
CEP07150
CEP07160
CEP07170
CEP07180
CEP07190
CEP07200
CEP07210
CEP07220
CEP07230
CEP07240
CEP07250
CEP07260
CEP07270
CEP07280
CEP07290
CEP07300
CEP07310
CEP07320
CEP07330
CEP07340
CEP07350
CEP07360
CEP07370
CEP07380
CEP07390
CEP07400
CEP07410
CEP07420
CEP07430
CEP07440
CEP07450
CEP07460
CEP07470
CEP07480
CEP07490
CEP07500
CEP07510

```

```

14
15
16
17
18
19
20

```

CEP07520
 CEP07530
 CEP07540
 CEP07550
 CEP07560
 CEP07570
 CEP07580
 CEP07590
 CEP07600
 CEP07610
 CEP07620
 CEP07630
 CEP07640
 CEP07650
 CEP07660
 CEP07670

16.

```

VLIQ=VLIQ-SUMAI/SUMAZ
CONTINUE
TERMINA EL CALCULO POR NEWTON-RAPHSON
AQUÍ SE PUEDE CALCULAR LAS COMPOSICIONES MOLARES DE VAPOR
Y DEL LIQUIDO
CALCULO DE LA FRACCION MULAR DEL LIQUIDO X(I)
DO 30 I=1,N
  X(I)=Z(I)/(1-EK(I))*VLIQ+EK(I)
CALCULO DE LA FRACCION MULAR DEL VAPOR Y(I)
  Y(I)=X(I)*EK(I)
SE CALCULA LOS MOLES DE LIQUIDO Y VAPOR DENTRO DE LA
CAMARA, DE ACUERDO A LOS MOLES SUMINISTRADOS.
VLIQ=VLIQ#VSUM
VVAP=VSUM-VLIQ
RETURN
END
  
```

21 15
 22 C
 23 C
 24 C
 25 30
 26 C
 27 C
 28

LS# SOURCE STATEMENTS = 27, PROGRAM SIZE = 1240 BYTES, PROGRAM NAME = FLASH PAGE

CS# NO DIAGNOSTICS GENERATED.

J OF COMPILATION C *****





```

N EFFECT  ACLISI KUMAP NUKKEH NUGUSIMI NUDECK  SOURCE  FLAG(1)  NAME(MAIN )  UBJECL  FAXLD  NUJEST
OPTIMIZE(0)  LANGVL(77)  NUFIPS  4.....5.....6.....7.*.....8
*.....*.....1.....2.....3.....4.....5.....6.....7.*.....8
C  *****
C  SUBPROGRAMA QUE SIRVE PARA CALCULAR LA TEMPERATURA CRITICA
C  DEL SISTEMA CONSIDERADO COMO SEUDO BINARIO, SIN EL METANO
C  *****
C  SUBROUTINE TEMURI(X,N,LAI,TC2)
C  IMPLICIT REAL*8 (A-H,O-Z)
C  DIMENSION TC(13),X(13),X(13),PM(13),PM(13),PMCL(13),TCPII(13)
C
C  EL PROCEDIMIENTO PARA CALCULAR LA TEMPERATURA CRITICA DEL SISTEMA SEUDO-BINARIO ESTA FUNDAMENTADO EN EL CONCEPTO DE QUE LA PARTE I DEL CONSTITUYEN LOS COMPONENTES MAS VOLATILES SUPLENTE RALMENTE LO ES EL METANO Y NITROGENO SI EXISTE EN LA MEZCLA Y LA PARTE II LU FORMAN TODOS LOS DEMAS COMPONENTES. ALLEGOLARY LOS DATOS REQUERIDOS PARA LOS CALCULOS SON EL PESO MOLECULAR LA TEMPERATURA CRITICA, Y LA FRACCION MOLAR DE CADA COMPONENTE EN ESTADO LIQUIDO.
C  SE INTRODUCEN LOS DATOS DE TEMPERATURA CRITICA IGUAL PESO MOLECU LAR PM DE TODOS LOS COMPONENTES PREVIAMENTE DETRIDES.
C
C  DATA TC/343.,37.,556.07,666.01,765.05,739.98,619.,7,629.1,
C  *913.7,972.6,1024.22,227.6,672.7,547.97
C  DATA PM/16.043,33.07,49.07,58.124,58.124,72.151,72.151,
C  *86.178,100.207,114.232,28.013,34.076,44.0107
C
C  SE INICIA EL CALCULO PARA ENCONTRAR EL PESO TOTAL DE LA MEZCLA
C  SUMA=0.0
C  EMPIEZA LA BUSQUEDA DE LOS PESOS Y TEMPERATURAS DE CADA COMPON ENTE POR MEDIO DEL VECTOR LAI
C
C  DO 10 J=1,N
C  L=LAI(J)
C  PMUL(J)=PM(L)
C  TCRT(J)=TC(L)
C  INICIA EL CALCULO DEL PESO TOTAL DE LA MEZCLA
C  DO 180 I=2,N
C  SE CALCULA EL PESO DE CADA COMPONENTE
C  A(I)=X(I)*PMUL(I)
C  SUMA=SUMA+A(I)
C  SE INICIALIZA LA SUMA QUE DETERMINA LA TEMPERATURA CRITICA
C  S=0.0
C  SE CALCULA LA TEMPERATURA CRITICA DE LOS COMPONENTES
C  DO 120 I=2,N
C  S=S+A(I)*TCRT(I)/SUMA
C  FINALMENTE LA TEMPERATURA CRITICA TC2 EN GRADOS FARENHEIT
C  BASADO EN LA COMPUSION LIQUIDA DE LA MEZCLA SEUDO-BINARIA
C  TC2=S-460.0
C  RETURN
C  END

```



```

N EFFECT  NOLIST  NGMAP  NOXREF  NUGOSTMT  NUDECK  SOURCE  FLAG(I)  TITEM  NAME(MAIN)  OBJECL  FIXLD  NUTEST
          CPTIMLZE(O)  LANGLVL(77)  NUPIPS  NAME(I)  NAME(I)  LINCOUNT(100)
*.....1.....2.....3.....4.....5.....6.....7.....8.....
**.....**.....**.....**.....**.....**.....**.....**.....**.....**.....**.....**.....**.....**.....**.....**.....
SUBPRGRAMA QUE SIRVE PARA CALCULAR LA PRESION DE CONVERGENCIA
**.....**.....**.....**.....**.....**.....**.....**.....**.....**.....**.....**.....**.....**.....**.....**.....
SUBROUTINE PRECON(T,IC2,PK)
IMPLICIT REAL*8 (A-H,I-Z)
SE DEFINEN LOS PULINMIOS QUE DEPENDEN DE LA TEMPERATURA
SEUDO-CRITICA IC2, COMO SE INDICAN A CONTINUACION
R(IC2)=(A1+(A2*IC2+(A3*IC2**2)+(A4*IC2**3)))
X(IC2)=(B1+(B2*IC2+(B3*IC2**2)+(B4*IC2**3)))
Y(IC2)=(C1+(C2*IC2+(C3*IC2**2)+(C4*IC2**3)))
Z(IC2)=(E1+(E2*IC2+(E3*IC2**2)+(E4*IC2**3)))
PARA EL CALCULO DE LA PRESION DE CONVERGENCIA PK, SE APLICA
UN PROCESO ITERATIVO DE COMPARACION ENTRE UNA PRESION INICIAL
ASUMIDA Y LA CALCULADA MEDIANTE ESTE METODO. ESTOS VALORES, SI LA PK
ASUMIDA NO ES IGUAL A LA CALCULADA, ESTA ULTIMA ES LA ASUMIDA
QUE SERVIRA PARA COMPARAR CON LA CALCULADA NUEVAMENTE Y ASI SE
ITERARA HASTA OBTENER LA CONVERGENCIA ESTABLECIDA.
EL METODO EMPLEADO ES EL DE HACER Y CONSISTE EN HACER UN CAL-
CULO DE FASES INICIAL A ESA PRESION DE CONVERGENCIA ASUMIDA Y
A LA PRESION Y TEMPERATURA I DEL SISTEMA, LUEGO SE TOMAN
LAS FRACCIONES MOLARES DE LA FASE LIQUIDA DE LA PARTE II PARA
POSTERIORMENTE CALCULAR LA TEMPERATURA CRITICA IC2, LA MISMA
QUE SIRVE PARA CALCULAR LA PRESION DE CONVERGENCIA.
SE DEFINEN LOS PULINMIOS QUE DEPENDEN DE LA TEMPERATURA CRITI-
CA DEL SEUDO-SISTEMA (IC2).
LOS VALORES DE LAS CONSTANTES ALB1,CL1,EL, DEFINIDAS EN LOS
PULINMIOS SE INDICAN A CONTINUACION, EN DONDE LA I ESTA REPE-
SENTADO POR I=1,2,..,M SIENDO M=4
AL=1.797064000
A2=2.19875470-3
A3=1.61853900-5
A4=-1.18879700-7
B1=9.33171750-3
B2=3.98364050-6
B3=-5.56108740-8
B4=4.50295730-11
CL=-5.28672150-5
C2=1.24465020-7
C3=-5.35789710-11
C4=-2.76264870-14
E1=38.234445800
E2=-5.03981340-2
E3=-1.85341640-5
E4=3.25282550-8

```

- CEP08190
- CEP08200
- CEP08210
- CEP08220
- CEP08230
- CEP08240
- CEP08250
- CEP08260
- CEP08270
- CEP08280
- CEP08290
- CEP08300
- CEP08310
- CEP08320
- CEP08330
- CEP08340
- CEP08350
- CEP08360
- CEP08370
- CEP08380
- CEP08390
- CEP08400
- CEP08410
- CEP08420
- CEP08430
- CEP08440
- CEP08450
- CEP08460
- CEP08470
- CEP08480
- CEP08490
- CEP08500
- CEP08510
- CEP08520
- CEP08530
- CEP08540
- CEP08550
- CEP08560
- CEP08570
- CEP08580
- CEP08590
- CEP08600
- CEP08610
- CEP08620
- CEP08630
- CEP08640
- CEP08650
- CEP08660
- CEP08670
- CEP08680
- CEP08690
- CEP08700
- CEP08710



CEP08730
CEP08730
CEP08740
CEP08750
CEP08760
CEP08770
CEP08780
CEP08790

COMO SE ENCUENTRAN DEFINIDOS LOS PULVICIOS SE PUEDE CALcular LA
LA PRESION DE CONVERGENCIA PK, EN FUNCION DE LA TEMPERATURA CRT-
TICA TC2 Y DE LA TEMPERATURA DEL SISTEMA T (I).

PK=10.0**((R(TC2)+X(TC2)*I+Y(TC2)*T**2.+Z(TC2)/T)
RETURN
END

PAGE 40.

CS# SOURCE STATEMENTS = 25, PROGRAM SIZE = 1092 BYTES, PROGRAM NAME = PRECUN

CS# NU DIAGNOSTICS GENERATED.

D OF COMPIATION 8 *****

24
25



```

N EFFECT NCLIST NCMAP NUXREF NUQOSTIM NUDECK SOURCE TERM OBJECT FIXID MATEST
OPTIMIZE(0) LANGLVL(77) NOFIPS FLAG(I) NAME(MAIN ) LINECCOUNT(160)

*.....1.....2.....3.....4.....5.....6.....7.....8
**
**
** SUBPROGRAMA UTILIZADO PARA CALCULAR EL PESO MOLECULAR
** DE LAS FASES LIQUIDA Y VAPOR
**
**
** SUBROUTINE PESMUL(X,N,LAT,SUMA)
** IMPLICIT REAL*8 (A-H,O-Z)
** DIMENSION A(13),X(13),LAT(13),PM(13),FMOL(13)
**
** ESTE CALCULO SE REALIZA DE ACUERDO A LA REGLA DE KATY, DONDE
** EL PESO MOLECULAR NO ES MAS QUE LA SUMATORIA DE LOS PRODUCTOS
** TCS ENTRE EL PESO MOLECULAR POR LA FRACCION MOLAR DE CADA
** COMPONENTE QUE INTERVIENEN EN LA MEZCLA.
**
** DATA PM/16.043,30.07,44.05,7.59,12.7,58.12,72.19,1,72.15,1,
** *86.178,100.205,11+.232,28.013,34.076,44.910/
**
** SE INICIA EL CALCULO PARA ENCONTRAR EL PESO TOTAL DE LA MEZCLA
** SUMA=0.0
**
** EMPIEZA LA BUSQUEDA DE LOS PESOS MOLECULARES DE CADA COMPON-
** NENTE POR MEDIO DEL VECTOR LAT
** DO 10 J=1,N
**
** L=LAT(J)
** PMOL(J)=PM(L)
** INICIA EL CALCULO DEL PESO TOTAL DE LA MEZCLA
** DO 180 I=1,N
**
** SE CALCULA EL PESO DE CADA COMPONENTE
** A(I)=X(I)*PMOL(I)
** SUMA=SUMA+A(I)
** RETURN
** END

```

CS* SOURCE STATEMENTS = 13, PROGRAM SIZE = 076 BYTES, PROGRAM NAME = PESMUL PAGE 22.

LS* NO DIAGNOSTICS GENERATED.

END OF COMPILATION 5 *****


```

31 WRITE(6,706)
32 GU TU 500
33 WRITE(6,707)
34 GU TU 500
35 WRITE(6,708)
36 GU TU 500
37 WRITE(6,709)
38 GU TU 500
39 WRITE(6,710)
40 GU TU 500
41 WRITE(6,711)
42 GU TU 500
43 WRITE(6,712)
44 GU TU 500
45 WRITE(6,713)
46 GU TU 500
47 WRITE(6,603) EK(1),X(1),Y(1)
48 FLKMAT(1H+,3GX,ELI.5,1GX,FE.6,19X,FB.6)
49 FURMAT(1H,13X,MEIANU')
50 FURMAT(1H,13X,MEIANU')
51 FURMAT(1H,13X,PRCPANU')
52 FURMAT(1H,13X,N-BUTANU')
53 FURMAT(1H,13X,I-BUTANU')
54 FURMAT(1H,13X,N-PENTANU')
55 FURMAT(1H,13X,I-PENTANU')
56 FURMAT(1H,13X,HEXANU')
57 FURMAT(1H,13X,HEPTANU')
58 FURMAT(1H,13X,GTIANU')
59 FURMAT(1H,13X,NITKCGENU')
60 FURMAT(1H,13X,SULFURO DE H')
61 FURMAT(1H,13X,DILKIDU DE C')
62 RETURN
63 END

```

```

LS* SOURCE STATEMENTS = 63, PROGRAM SIZE = 2090 BYTES, PROGRAM NAME = KLSUL PAGE 24
CS* NU DIAGNOSTICS GENERATED.
D CF COMPILATION LL *****

```



2. - PROGRAMA PARA DETERMINAR LAS PROPIEDADES FISICAS Y LA DENSIDAD
DE LA FASE LIQUIDA Y DE VAPOR, A PARTIR DE LA ECUACION DE ESTADO
PROPUESTA POR: BENEDICT - WEBB - RUBIN (BWR)

N EFFECT NOLIST NOMAP NOXREF NOGUSTMT NODECK SOURCE TERM OBJECT FIXED
OPTIMIZE(C) LANGLVL(77) NOFIPS FLAG(1) NAME(MAIN) LINECOU

*.....1.....2.....3.....4.....5.....6.....7.

1

IMPLICIT REAL*8 (A-H,O-Z)

PROGRAMA PARA DETERMINAR LA DENSIDAD DE LA FASE LIQUIDA
Y DE VAPOR A PARTIR DE LA ECUACION DE ESTADO
PROPUESTA POR BENEDICT-Webb-RUBIN

PROYECTO

DETERMINACION DE LA DENSIDAD LIQUIDA Y DE VAPOR

PREPARADO POR

FABIAN GONZALO MINO ORBE

INGENIERO DE PETROLEOS

POSTGRADO EN INGENIERIA DE GAS NATURAL

ESCUELA SUPERIOR POLITECNICA DEL LITORAL

E. S. P. C. L.

GUAYAQUIL - ECUADOR

O B J E T I V O S

CALCULAR LA DENSIDAD DE LA FASE LIQUIDA Y DE VAPOR MEDIAN
TE LA ECUACION DE ESTADO PROPUESTA POR BENEDICT-Webb-RUBIN
VALORES NECESARIOS EN EL DISEÑO DE LAS VARIABLES DE LOS SE
PARADIGMAS.

LIMITACIONES

EL PROGRAMA ESPOL PRESENTA LAS SIGUIENTES LIMITACIONES PARA SU
UTILIZACION

- 1.- TIENE UN MAXIMO DE 13 COMPONENTES EN LA MEZCLA.
- 2.- LA PRESION DE CONVERGENCIA ESTA CONDICIONADA PARA
UN VALOR MAXIMO DE 10000 LFCA., YA QUE LA PRESION
EN EL CABEZAL DEL POZO NO ALCANZA ESOS VALORES.
- 3.- SE ESTABLECE UNA PRESION DE CONVERGENCIA INICIAL
COMO LO PROPONE STANDING, EN FUNCION DE LAS FRAC-

*.....1.....2.....3.....4.....5.....6.....7.

C CIONES LIQUIDAS DEL C7+
 C PKA=60.0*FMC7-42CO.0
 C 4.- LES VALORES DE K(1) SE OBTIENEN POR LA CORRELACION
 C DE CANFIELD QUE VARIAN MUY POCO CON LOS LEIDOS EN
 C MANUAL DEL GPSA, A DIFERENCIA DEL METANO POR SU ALTO
 C GRADO DE VOLATILIDAD.

C D A T O S

- C 1.- NUMERO DE COMPONENTES QUE INTERVIENEN EN LA ALIMENTACION (N)
 C 2.- PRESION Y TEMPERATURA DE LA ALIMENTACION (P , T)
 C 3.- FRACCION MOLAR DE LOS COMPONENTES DE LA MEZCLA (ZI)
 C 4.- VECTOR DE LOCALIZACION DE LOS COMPONENTES (LAT) DE LA
 C MEZCLA, EL MISMO QUE ESTA LIMITADO PARA 13 COMPONENTES DE
 C ACUERDO AL SIGUIENTE ARREGLO

COMPONENTE	FORMULA	VECTOR LAT
METANO	C-1	1
ETANO	C-2	2
PROPANO	C-3	3
N-BUTANO	N-C-4	4
I-BUTANO	I-C-4	5
N-PENTANO	N-C-5	6
I-PENTANO	I-C-5	7
HEXANO	C-6	8
HEPTANO	C-7	9
OCTANO	C-8	10
NITROGENO	N2	11
SULFURO DE H.	H2S	12
DIOXIDO DE C.	CO2	13

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

SIMBOLOGIA	ARGUMENTO	UNIDADES
N	NUMERO DE COMPONENTES	ADM.
P	PRESION DE ENTRADA	LPCA.
T	TEMPERATURA DE ENTRADA	GRD.F
ZI	FRACCION MOLAR (ALIMENTACION)	ADM.
XENT(I)	FRACCION MOLAR EN EL LIQUIDO PARA CADA COMPONENTE EN LA ALIMENTACION AL SISTEMA.	ADM.
YENT(I)	FRACCION MOLAR EN EL VAPOR PARA CADA COMPONENTE EN LA ALIMENTACION DEL SISTEMA.	ADM.
VLIQEN	MOLES DE LIQUIDO EN FRACCION	ADM.

..........1.....2.....3.....4.....5.....6.....7.....

```

16 VS=40.0
17 DELTA=2.0
18 CALL DENS1(XENT,N,LAT,DL,VS,DELTA,P1,T1)
19 DL1=0.06244*DL*PML

```

```

C
C *****

```

CALCULO DEL FACTOR DE COMPRESIBILIDAD Z

```

C *****

```

```

20 V=1./DG
21 Z=(P1*V)/(0.08205*T1)

```

```

C
C *****

```

CALCULO DE LA GRAVEDAD ESPECIFICA SG

```

C *****

```

GRAVEDAD ESPECIFICA DEL GAS

```

22 SG=PMV/28.97

```

GRAVEDAD ESPECIFICA DEL LIQUIDO SGL

```

23 SGL=PML/62.4

```

```

C
C *****

```

CALCULO DEL VOLUMEN MOLAR ESPECIFICO VMS

```

C *****

```

VOLUMEN MOLAR ESPECIFICO DEL GAS VMG

```

24 VMG=1.0/(DG*28.31502)

```

VOLUMEN MOLAR ESPECIFICO DEL LIQUIDO VML

```

25 VML=1.0/(DL*28.31502)

```

```

C
C SE IMPRIMEN LOS RESULTADOS OBTENIDOS

```

```

26 WRITE(6,93)
27 93 FORMAT(1H1,/,47X,37(' '*))
28 WRITE(6,77)
29 77 FORMAT(/,47X,'RESULTADOS DE LAS PROPIEDADES FISICAS',
*/,53X,'DE LA FASE LIQUIDA Y VAPOR',/)
30 WRITE(6,94)
31 94 FORMAT(47X,37(' '*))
32 WRITE(6,44)
33 44 FORMAT(/,60X,'1.- DENSIDAD')
34 WRITE(6,95)
35 95 FORMAT(60X,12('+'))
36 WRITE(6,45) DG1,DL1
37 45 FORMAT(/,40X,'DENSIDAD DEL VAPOR = ',F9.6,3X,'LIB/PC',
*/,40X,'DENSIDAD DEL LIQUIDO= ',F9.6,3X,'LIB/PC')

```

```

C
38 WRITE(6,33)
39 33 FORMAT(/,60X,'2.- GRAVEDAD ESPECIFICA')
40 WRITE(6,96)
41 96 FORMAT(60X,23('+'))
42 WRITE(6,34) SGL,SGL
43 34 FORMAT(/,40X,'GRAVEDAD ESPECIFICA DEL VAPOR= ',F9.6,2X,
*/,40X,'GRAVEDAD ESPECIFICA DEL LIQUIDO= ',F9.6)

```

```

C
44 WRITE(6,22)
45 22 FORMAT(/,60X,'3.- FACTOR DE COMPRESIBILIDAD')
46 WRITE(6,97)

```



```

*.....*.....1.....2.....3.....4.....5.....6.....7
47  97  FCFORMAT(60X,29('+'))
48      WRITE(6,23) Z
49  23  FCFORMAT(//,40X,'FACTOR DE COMPRESIBILIDAD  Z =  'F10.8)
C
50      WRITE(6,12)
51  12  FCFORMAT(///,60X,'4.- VOLUMEN MOLAR ESPECIFICO')
52      WRITE(6,98)
53  98  FCFORMAT(60X,28('+'))
54      WRITE(6,13) VMG,VML
55  13  FCFORMAT(//,40X,'VOLUMEN MOLAR ESPECIFICO DEL VAPOR=      ',F9.7,2X
      *'PC/MOL',
      */,40X,'VOLUMEN MOLAR ESPECIFICO DEL LIQUIDO=      ',F9.7,2X,
      *'PC/MOL')
C
56      WRITE(6,88)
57  88  FCFORMAT(///,60X,'5.- PESO MOLECULAR')
58      WRITE(6,99)
59  99  FCFORMAT(60X,18('+'))
60      WRITE(6,89) PMV,PML
61  89  FCFORMAT(//,40X,'PESO MOLECULAR DEL VAPOR=      ',F9.6,2X,'LIB.MOL'
      */,40X,'PESO MOLECULAR DEL LIQUIDO=      ',F9.6,2X,'LIB.MOL')
C
C      TERMINA LA IMPRESION DE LOS RESULTADOS
62      STOP
63      END

```

ICS* SOURCE STATEMENTS = 63, PROGRAM SIZE = 2650 BYTES, PROGRAM NAME = MAIN

ICS* NO DIAGNOSTICS GENERATED.

NO OF COMPILATION 1 *****

N EFFECT NCLIST NCMAP NOXREF NOGOSMT NQDECK SOURCE TERM OBJECT FIXED
 OPTIMIZE(0) LANGLVL(77) NOFIPS FLAG(I) NAME(MAIN) LINECOU

..........1.....2.....3.....4.....5.....6.....7.

C *****
 C
 C SUBROUTINA UTILIZADA PARA LEER LOS DATOS
 C
 C *****
 C

1 SUBROUTINE DATOS(N,LAT,ZI,P,T)
 2 IMPLICIT REAL*8 (A-H,O-Z)
 3 DIMENSION ZI(13),LAT(13)
 C NOMENCLATURA DE LOS PARAMETROS
 C N= NUMERO DE COMPONENTES DE LA MEZCLA ADM.
 C P= PRESION DE ENTRADA AL SEPARADOR LPCA
 C T= TEMPERATURA DE ENTRADA AL SEPARADOR GR. F
 C ZI=FRACCION MOLAR DE CADA COMPONENTE ADM.
 C

4 READ(5,99) N
 5 READ(5,105) P,T
 6 READ(5,103) (ZI(I),I=1,N)
 7 READ(5,102) (LAT(I),I=1,N)
 8 99 FORMAT(I2)
 9 105 FORMAT(2F16.4)
 10 102 FORMAT(13I4)
 11 103 FORMAT(4F16.4)
 C SE IMPRIMEN LOS DATOS LEIDOS
 12 WRITE(6,600)
 13 600 FORMAT(1H1,///,60X,'DATOS LEIDOS ')
 14 WRITE(6,601)
 15 601 FORMAT(1H ,59X,12(' '))
 16 WRITE(6,602) N
 17 602 FORMAT(1H ,///,32X,' NUMERO DE COMPONENTES = ',I4)
 18 WRITE(6,603) P
 19 603 FORMAT(1H0,31X,' PRESION DE ENTRADA = ',F7.1,1X,'LPCA')
 20 WRITE(6,604) T
 21 604 FORMAT(1H ,31X,' TEMPERATURA DE ENTRADA = ',F7.2,1X,
 *'GRD.FARENHEIT')
 22 WRITE(6,605)
 23 605 FORMAT(1H0,41X,' COMPOSICION GLOBAL DE LA MEZCLA ')
 24 DE 500 I=1,N
 25 L=LAT(I)
 26 GO TO (1,2,3,4,5,6,7,8,9,10,11,12,13),L
 27 1 WRITE(6,701)
 28 GO TO 500
 29 2 WRITE(6,702)
 30 GO TO 500
 31 3 WRITE(6,703)
 32 GO TO 500
 33 4 WRITE(6,704)
 34 GO TO 500
 35 5 WRITE(6,705)
 36 GO TO 500
 37 6 WRITE(6,706)
 38 GO TO 500
 39 7 WRITE(6,707)

*.....1.....2.....3.....4.....5.....6.....7.

```
40      GC TO 500
41      8  WRITE(6,708)
42      GC TO 500
43      9  WRITE(6,709)
44      GC TO 500
45      10 WRITE(6,710)
46      GC TO 500
47      11 WRITE(6,711)
48      GC TO 500
49      12 WRITE(6,712)
50      GC TO 500
51      13 WRITE(6,713)
52      701 FORMAT(1H0,35X,'METANO')
53      702 FORMAT(1H0,35X,'ETANO')
54      703 FORMAT(1H0,35X,'PROPANO')
55      704 FORMAT(1H0,35X,'N-BUTANO')
56      705 FORMAT(1H0,35X,'I-BUTANO')
57      706 FORMAT(1H0,35X,'N-PENTANO')
58      707 FORMAT(1H0,35X,'I-PENTANO')
59      708 FORMAT(1H0,35X,'HEXANO')
60      709 FORMAT(1H0,35X,'HEPTANO')
61      710 FORMAT(1H0,35X,'OCTANO')
62      711 FORMAT(1H0,35X,'NITROGENO')
63      712 FORMAT(1H0,35X,'SULFURO DE H')
64      713 FORMAT(1H0,35X,'DIOXIDO DE C')
65      500 WRITE(6,606) Z1(1)
66      606 FORMAT(1H+,50X,E11.5)
67      RETURN
68      END
```

LS* SOURCE STATEMENTS = 68, PROGRAM SIZE = 1892 BYTES, PROGRAM NAME = DATOS

LS* NO DIAGNOSTICS GENERATED.

) OF COMPILATION 2 *****

IN EFFECT NOLIST NOMAP NOXREF NOGOSTMT NODECK SOURCE TERM OBJECT FIXE
OPTIMIZE(0) LANGLVL(77) NOFIPS FLAG(1) NAME(MAIN) LINECO

........1.....2.....3.....4.....5.....6.....7

C *****

C SUBROUTINA PARA CALCULAR ANALISIS COMPOSICIONAL DE LA
C ALIMENTACION O CARGA ANTES Y EN LOS SEPARADORES

C *****

1 SUBROUTINE CARCA(T,P,N,LAT,Z1,VSUM,PKA,PML,PMV,
*XENT,YENT,VLIGEN,VVAPEN)

2 IMPLICIT REAL*8 (A-H,O-Z)

3 DIMENSION LAT(13),Z1(13),EK(13),XENT(13),YENT(13)

C
C ESTE SUBPROGRAMA SIRVE PARA EFECTUAR EL ANALISIS COMPOSICIONAL
C DE LA ALIMENTACION AL PRIMER SEPARADOR, CONOCIENDO LA PRESION,
C TEMPERATURA Y COMPOSICION MOLAR DE CADA COMPONENTE QUE INTER
C VIENEN EN LA MEZCLA.
C ESTA SUBROUTINA REQUIERE ADEMAS DATOS DE LA PRESION DE CONVERGEN
C CIA LA MISMA QUE SE DETERMINA POR ENSAYO Y ERRORES UTILIZANDO LA
C SUBROUTINA PRECLN.

4 PML=115.0

5 PKA=60.0*PML-4200.0

C
C SE INICIA EL CALCULO DE LA PRESION DE CONVERGENCIA PK
C DE 999 I=1,100

C SE ASUME INICIALMENTE UN VALOR DE LA PRESION DE CONVER-
C GENCIA DE ACUERDO A LA CORRELACION DE STANDING.

C
C CALCULO DE LAS CONSTANTES DE EQUILIBRIO EK(I)
7 CALL KEKIL(PKA,N,LAT,EK,P,T)

C ANALIZA EL ESTADO FISICO DE LA MEZCLA

8 CALL FASES(P,T,PKA,N,EK,Z1)

C
C DETERMINAR LA COMPOSICION DEL VAPOR Y EL LIQUIDO Y LCS
C MOLES RESPECTIVOS A CADA FASE.

9 CALL FLASH(Z1,EK,N,VSUM,VLIGEN,VVAPEN,XENT,YENT)

C
C CALCULO DE LA TEMPERATURA SEUDOCRITICA TC2

10 CALL TEMCRI(XENT,N,LAT,TC2)

C
C CALCULO DE LA PRESION DE CONVERGENCIA PK

11 CALL PRECON(T,TC2,PK)

12 IF(PK.GE.10000.) GO TO 30

C SE COMPARA LA PRESION DE CONVERGENCIA CALCULADA CON LA
C PRESION ASUMIDA.

13 100 IF(DABS(PKA-PK).LE.1.0) GO TO 30
C ASUMIR LA PRESION CALCULADA

*.....1.....2.....3.....4.....5.....6.....7.

```

14 999 PKA=PK
15 30  CONTINUE
   C
   C  CALCULO DEL PESO MOLECULAR DE CADA FASE POR MEDIO DE LA
   C  SUBROUTINA PSMOL.
   C
   C  CALCULO DEL PESO MOLECULAR DE LA FASE LIQUIDA ( PML )
16  CALL PSMCL(XENT,N,LAT,PML)
   C
   C  CALCULO DEL PESO MOLECULAR DE LA FASE VAPOR ( PMV )
17  CALL PSMCL(YENT,N,LAT,PMV)
   C
   C  SE LLAMA A LA SUBROUTINA RESUL PARA QUE ESCRIBA LOS RESULTADOS
   C
18  CALL RESUL(N,LAT,EK,XENT,YENT,VLIGEN,VVAPEN,P,T,
   *PML,PMV)
19  PK=PKA
20  RETURN
21  END

CS*  SOURCE STATEMENTS = 21, PROGRAM SIZE = 1184 BYTES, PROGRAM NAME = CARGA
CS*  NO DIAGNOSTICS GENERATED.
D CF COMPILATION 3 *****

```

V EFFECT NCLIST NCMAP NUXREF NOGOSTMT NODUCK SOURCE TERM OBJECT FIXED
 OPTIMIZE(0) LANGLVL(77) NOFIPS FLAG(1) NAME(MAIN) LINECOU

..........1.....2.....3.....4.....5.....6.....7.....

C *****
 C SUBPROGRAMA QUE CALCULA LAS CONSTANTES DE EQUILIBRIO EK(I)
 C DE LOS COMPONENTES DE LA MEZCLA A UNA PRESION (P) Y A
 C UNA TEMPERATURA (T) DADAS.

C *****

1 SUBROUTINE KEKIL(PK,N,LAT,EK,P,T)
 2 IMPLICIT REAL*8 (A-H,O-Z)
 3 DIMENSION TR(13),ZC(13),EK(13),LAT(13),C(13),R(13),TC(13)

C SE APLICA LA CORRELACION PROPUESTA POR FRANK B. CANFIELD A
 C PARTIR DE LA PRESION DE CONVERGENCIA (PK), LA RELACION DE
 C PRESION (PK), TEMPERATURA REDUCIDA TR(I), FACTOR DE COM-
 C PRESIBILIDAD CRITICO ZC(I) DE CADA COMPONENTE.
 C LOS VALORES DE LA TEMPERATURA CRITICA SE OBTUVO DEL MANUAL DE
 C LA GPSA, Y LOS FACTORES DE COMPRESIBILIDAD CRITICOS DEL LIBRO
 C DE REID & SHERWOOD FIG. 2-2, PAGINA 29.

4 DATA TC/ -116.63, 90.09, 206.01, 305.65, 274.98, 385.7, 369.1, 453.7,
 *512.8, 564.22, -232.4, 212.7, 67.9/
 5 DATA ZC/ 0.290, 0.285, 0.277, 0.274, 0.283, 0.269, 0.272, 0.264, 0.259,
 *0.256, 0.291, 0.267, 0.274/

C BUSQUEDA DE LAS PROPIEDADES PARA LOS COMPONENTES DE LA MEZCLA
 C POR MEDIO DEL VECTOR DE LOCALIZACION LAT .

6 DE 10 I=1,N
 7 PR= P / PK
 8 L=LAT(I)
 9 TC(I)=TC(L)
 10 ZC(I)=ZC(L)

C SE CALCULA LA TEMPERATURA REDUCIDA TR(I)
 11 TR(I)=(T+460.)/(TC(I)+460.)
 C CALCULO DE LOS FACTORES Q(I) Y R(I) PARA ENCONTRAR
 C LAS CONSTANTES DE EQUILIBRIO EK(I).
 12 Q(I)=10.7016-DLOG(PK)-4.4316/TR(I)-0.1968/(TR(I)**3.)
 13 R(I)=6.3816-29.002*ZC(I)+35.3443*ZC(I)**2.

C
 14 HF=(1.-PR)**(0.33/TR(I))
 15 HG=(Q(I)*R(I))
 16 HI=HG*HF
 17 10 EK(I)=DEXP(HI)/PK
 18 RETURN
 19 END

S* SOURCE STATEMENTS = 19, PROGRAM SIZE = 1614 BYTES, PROGRAM NAME = KEKIL
 S* NO DIAGNOSTICS GENERATED.

CF COMPILATION 4 *****

IN EFFECT NOLIST NOMAP NOXREF NOGOSIMT NODECK SOURCE TERM OBJECT FIXE
 OPTIMIZE(0) LANGVL(77) NOFIPS FLAG(1) NAME(MAIN) LINECO

*.....#.....1.....2.....3.....4.....5.....6.....7

C *****
 C SUBPROGRAMA PARA CONOCER EL ESTADO FISICO DEL SISTEMA
 C *****

```

1 SUBROUTINE FASES(P,T,PK,N,EK,ZI)
2 IMPLICIT REAL*8 (A-H,O-Z)
3 DIMENSION EK(13),ZI(13)
    
```

C EL ANALISIS DEL COMPORTAMIENTO DE FASES DEL SISTEMA SE
 C FUNDAMENTA EN EL DIAGRAMA DE PRESION CON TEMPERATURA, EL MIS
 C MO QUE ME PERMITE ESTABLECER SI EL SISTEMA SE ENCUENTRA EN
 C UNA SOLA FASE LIQUIDO O VAPOR, EN DOS FASES, EN EL PUNTO DE
 C BURBUJEO (COMO LIQUIDO SATURADO) Y EN EL PUNTO DE ROCIO
 C (COMO VAPOR SATURADO).
 C PARA SU EVALUACION SE PARTE DEL PRINCIPIO DEL EQUILIBRIO DE
 C LIQUIDO-VAPOR, EXPRESADA POR LA RELACION ENTRE LA FRACCION
 C MOLAR DEL VAPOR Y LA FRACCION MOLAR DEL LIQUIDO.
 C ESTA RELACION SE DENOMINA LA CONSTANTE DE EQUILIBRIO (EK)
 C QUE SE EXPRESA POR LA ECUACION $EK_i = Y_i / X_i$.

C DE ACUERDO A LO INDICADO SE ESTABLECEN DOS SUMATORIAS
 C $SUMA = Z_i / EK_i$ SI $Z_i = Y_i$ (1)
 C $SUMA = Z_i * EK_i$ SI $Z_i = X_i$ (2)

C LAS CUALES PRESENTAN TRES ALTERNATIVAS
 C A.- SI SUMA = 1.0 EL SISTEMA ES LIQUIDO (EC.2) Y VAPOR (EC.1)
 C B.- SI SUMA > 1.0 EL SISTEMA ESTA EN DOS FASES O COMO VAPOR SI
 C CONSIDERO EC.2 Y EN DOS FASES O COMO LIQUIDO
 C SI CONSIDERO EC.1.
 C C.- SI SUMA = 1.0 EL SISTEMA ESTA EN EL PUNTO DE BURBUJEO (EC.2)
 C EN EL PUNTO DE ROCIO (EC.1).

```

4 SE EMPIEZA EL CALCULO DE LA PRIMERA SUMATORIA
5 SUMA1=0.
6 DO 10 J=1,N
7 SUMA1=SUMA1+ZI(J)/EK(J)
8 COMPARACION DE LA SUMATORIA CON LA UNIDAD
9 IF(SUMA1-1.0) 16,17,18
10 SE IMPRIME UN MENSAJE INDICANDO EL ESTADO DE LA MEZCLA
11 WRITE(6,600)
12 FORMAT(1H ,///,2X,' EL SISTEMA ES VAPOR A LAS CONDICIONES DE')
13 WRITE(6,601) P,T,PK
14 STOP
15 SE CALCULA LA SEGUNDA SUMATORIA
16 SUMA2=0.
17 DO 11 J=1,N
18 SUMA2=SUMA2+ZI(J)*EK(J)
19 SE COMPARA LA SUMATORIA CON LA UNIDAD
20 IF(SUMA2-1.0) 13,14,15
21 SE IMPRIME UN MENSAJE INDICANDO EL ESTADO DE LA MEZCLA
22 WRITE(6,602)
23 FORMAT(1H ,///,2X,' EL SISTEMA ES LIQUIDO A LAS CONDICIONES DE')
24 WRITE(6,601) P,T,PK
    
```

*.....1.....2.....3.....4.....5.....6.....7.

```

15      STOP
20      17  WRITE(6,603)
21      603  FORMAT(1H ,///,2X,'EL SISTEMA ESTA EN EL PUNTO DE RCCIO A LAS
        1CONDICIONES DE')
22      WRITE(6,601) P,T,PK
23      STOP
24      14  WRITE(6,604)
25      604  FORMAT(1H ,///,2X,'EL SISTEMA ESTA EN EL PUNTO DE BURBUJA A LAS
        2CONDICIONES DE')
26      WRITE(6,601) P,T,PK
27      601  FORMAT(1H ,/,2X,'PRESION=',E14.7,1X,'PSIA',//,3X,'TEMPERATURA='
        3,E14.7,1X,'C. FARENHEIT',//,3X,'PRESION DE CONVERGENCIA=',E14.
        *7,1X,'PSIA')
28      STOP
29      15  RETURN
30      END

```

CS* SOURCE STATEMENTS = 30, PROGRAM SIZE = 1416 BYTES, PROGRAM NAME = FASES

CS* NO DIAGNOSTICS GENERATED.

D OF COMPILATION 5 *****

N EFFECT NOLIST NOMAP NOXREF NOGOSTMT NOCHECK SOURCE TERM OBJECT FIXED
 OPTIMIZE(0) LANGLVL(77) NOFIPS FLAG(1) NAME(MAIN) LINECOL

..........1.....2.....3.....4.....5.....6.....7.

C *****

C SUBPROGRAMA PARA DETERMINAR LA CANTIDAD DE LOS MOLES EN LA
 C FASE LIQUIDA Y EN LA FASE VAPOR DENTRO DEL SEPARADOR

C *****

1 SUBROUTINE FLASH (Z1,EK,N,VSUM,VLIQ,VVAP,X,Y)
 2 IMPLICIT REAL*8 (A-H,O-Z)
 3 DIMENSION Z1(13),X(13),EK(13),Y(13)

C PARA CALCULAR LOS MOLES DE VAPOR Y LIQUIDO EN EL SEPARADOR
 C SE UTILIZA EL METODO ITERATIVO DE NEWTON-RAPHSON , SU-
 C PONRIENDO UNA ALIMENTACION IGUAL A UN MOL (VSUM=1.0 = F)
 C DE ACUERDO A LA DEFINICION DEL BALANCE GLOBAL TENEMOS

$$F = V + L$$

$$1.0 = V + L$$

C ADEMAS DE ENCONTRAR LOS MOLES DE LIQUIDO Y DE VAPOR, CALCULA
 C LA COMPOSICION MOLAR DEL LIQUIDO Y DEL VAPOR EN EL SEPARADOR.

C ESTE METODO REQUIERE DE UN VALOR INICIAL DE LA RAIZ (VLIQ)
 C UN LIMITE DE LA CONVERGENCIA Y EL NUMERO DE ITERACIONES.
 C SE INICIA CON UN VOLUMEN DE LIQUIDO ASUMIDO

4 VLIQ=1.0

C SE ASUME EL VALOR DE LA UNIDAD PORQUE ESTA COMPRENDIDO ENTRE
 C LOS LIMITES (0.0) VLIQ) 1.0
 C SE INICIAN LOS CALCULOS POR EL METODO DE NEWTON-RAPHSON

5 DO 15 NITEK=1,50

C SE INICIALIZAN LAS SUMATORIAS, TANTO PARA EVALUAR LA FUNCION
 C Y LA PRIMERA DERIVADA O PENDIENTE.

6 SUMA1=0.0
 7 SUMA2=0.0

C SE EVALUA LA FUNCION

8 DO 10 I=1,N

C SE APROXIMA A UNA MILLONESIMA UNA CONSTANTE DE EQUILIBRIO
 C CUANDO TIENE UN VALOR INFERIOR A LA MILLONESIMA

9 IF(EK(I).LE.1.E-6) EK(I)=1.E-6
 11 ALFA=Z1(I)/(1.0-VLIQ*(1.0-1./EK(I)))

12 10 SUMA1=SUMA1+ALFA
 13 SUMA1=SUMA1-1.0

C CALCULO DEL VALOR DE LA FUNCION
 C COMPROBAR SI EL VALOR DE LA FUNCION ES MENOR DE UNA MILLO-
 C NESIMA SI NO ES MENOR SE CALCULA LA PENDIENTE PARA DETER-
 C MINAR UNA NUEVA RAIZ.

14 IF(DABS(SUMA1).LE.1.E-5) GO TO 12
 C SE INICIA EL CALCULO DE LA PENDIENTE

15 DO 20 I=1,N
 16 TATO=1.0-1.0/EK(I)
 17 SQUA=1.0-VLIQ*TATO
 18 BETA=Z1(I)*TATO/SQUA**2

C SE DETERMINA LA PENDIENTE DE LA FUNCION

19 20 SUMA2=SUMA2+BETA

C SE CALCULA UNA MEJOR APROXIMACION DEL VOLUMEN MOLAR LIQUIDO

*.....1.....2.....3.....4.....5.....6.....7.

```
20      VLIQ=VLIQ-SUMA1/SUMA2
21      15  CCNTINUE
      C    TERMINA EL CALCULO POR NEWTON-RAPHSON
      C    AHORA SE PUEDE CALCULAR LAS COMPOSICIONES MOLARES DE VAPOR
      C    Y DEL LIQUIDO
      C    CALCULO DE LA FRACCION MOLAR DEL LIQUIDO X(I)
22      12  DO 30 I=1,N
23      X(I)=Z1(I)/(((1.-EK(I))*VLIQ+EK(I)))
      C    CALCULO DE LA FRACCION MOLAR DEL VAPOR Y(I)
24      30  Y(I)=X(I)*EK(I)
      C    SE CALCULA LOS MOLES DE LIQUIDO Y VAPOR DENTRO DE LA
      C    CAMARA, DE ACUERDO A LOS MOLES SUMINISTRADOS.
25      VLIQ=VLIQ*VSUM
26      VVAP=VSUM-VLIQ
27      RETURN
28      END
```

CS* SOURCE STATEMENTS = 27, PROGRAM SIZE = 1240 BYTES, PROGRAM NAME = FLASH

CS* NO DIAGNOSTICS GENERATED.

D OF COMPILATION 6 *****

N EFFECT NCLIST NCMAP NCXREF NOGOSTMT NOCHECK SOURCE TERM OBJECT FIXED
 OPTIMIZE(0) LANGLVL(77) NOFIPS FLAG(1) NAME(MAIN) LINECOL

........1.....2.....3.....4.....5.....6.....7..

C *****

C SUBPROGRAMA QUE SIRVE PARA CALCULAR LA TEMPERATURA CRITICA
 C DEL SISTEMA CONSIDERADO COMO SELDO BINARIO, SIN EL METANO

C *****

1 SUBROUTINE TEMCR1(X,N,LAT,TC2)
 2 IMPLICIT REAL*8 (A-H,O-Z)
 3 DIMENSION TC(13),A(13),X(13),LAT(13),PM(13),PMOL(13),TCRIT(13)

C EL PROCEDIMIENTO PARA CALCULAR LA TEMPERATURA CRITICA DEL SIS-
 C TEMA SEUDO-BINARIO ESTA FUNDAMENTADO EN EL CRITERIO DE QUE LA
 C PARTE I LO CONSTITUYEN LOS COMPONENTES MAS VOLATILES QUE GENE-
 C RALMENTE LO ES EL METANO Y NITROGENO SI EXISTE EN LA MEZCLA Y
 C LA PARTE II LO FORMAN TODOS LOS DEMAS COMPONENTES.

C LOS DATOS REQUERIDOS PARA LOS CALCULOS SON EL PESO MOLECULAR,
 C LA TEMPERATURA CRITICA, Y LA FRACCIUN MOLAR DE CADA COMPONENTE
 C EN ESTADO LIQUIDO.

C SE INTRODUCEN LOS DATOS DE TEMPERATURA CRITICA TC,PESO MOLECU-
 C LAR PM DE TODOS LOS COMPONENTES PREVIAMENTE DEFINIDOS.

4 DATA TC/343.37,550.09,666.01,765.65,734.98,845.7,829.1,
 *913.7,972.8,1024.22,227.6,672.7,547.9/
 5 DATA PM/16.043,30.07,44.097,58.124,58.124,72.151,72.151,
 *86.178,100.205,114.232,28.013,34.076,44.010/

C SE INICIA EL CALCULO PARA ENCONTRAR EL PESO TOTAL DE LA MEZCLA
 6 SUMA=0.0
 C EMPIEZA LA BUSQUEDA DE LOS PESOS Y TEMPERATURAS DE CADA COMPO-
 C NENTE POR MEDIO DEL VECTOR LAT

7 DO 10 J=1,N
 8 L=LAT(J)
 9 PMOL(J)=PM(L)
 10 TCRIT(J)=TC(L)

C INICIA EL CALCULO DEL PESO TOTAL DE LA MEZCLA
 11 DO 180 I=2,N

C SE CALCULA EL PESO DE CADA COMPONENTE
 12 A(I)=X(I)*PMOL(I)
 13 180 SUMA=SUMA+A(I)
 C SE INICIALIZA LA SUMA QUE DETERMINA LA TEMPERATURA CRITICA
 14 S=0.0

C SE CALCULA LA TEMPERATURA CRITICA DE LOS COMPONENTES
 15 DO 120 I=2,N

16 120 S=S+A(I)*TCRIT(I)/SUMA
 C FINALMENTE LA TEMPERATURA CRITICA TC2 EN GRADOS FARENHEIT
 C BASADO EN LA COMPOSICION LIQUIDA DE LA MEZCLA SEUDO-BINARIA

17 TC2=S-460.0
 18 RETURN
 19 END

CS* SOURCE STATEMENTS = 19, PROGRAM SIZE = 1278 BYTES, PROGRAM NAME = TEMCR

N EFFECT NCLIST NCMAP NOXREF NOGOSTMT NUDECK SOURCE TERM OBJECT FIXED
OPTIMIZE(0) LANGLVL(77) NOFIPS FLAG(1) NAME(MAIN) LINECOL

..........1.....2.....3.....4.....5.....6.....7.

C *****
C SUBPROGRAMA QUE SIRVE PARA CALCULAR LA PRESION DE CONVERGENCIA
C *****

1 SUBROUTINE PRECON(T,TC2,PK)
2 IMPLICIT REAL*8 (A-H,O-Z)

C SE DEFINEN LOS POLINOMIOS QUE DEPENDEN DE LA TEMPERATURA
C SEUDO-CRITICA TC2, COMO SE INDICAN A CONTINUACION
C

3 K(TC2)=(A1+(A2*TC2+(A3*TC2**2.+(A4*TC2**3.))))
4 X(TC2)=(B1+(B2*TC2+(B3*TC2**2.+(B4*TC2**3.))))
5 Y(TC2)=(C1+(C2*TC2+(C3*TC2**2.+(C4*TC2**3.))))
6 Z(TC2)=(E1+(E2*TC2+(E3*TC2**2.+(E4*TC2**3.))))

C PARA EL CALCULO DE LA PRESION DE CONVERGENCIA PK, SE APLICA
C UN PROCESO ITERATIVO DE COMPARACION ENTRE UNA PRESION INICIAL
C ASUMIDA Y LA CALCULADA MEDIANTE ESTE METODO ESTO ES, SI LA PK
C ASUMIDA NO ES IGUAL A LA CALCULADA, ESTA ULTIMA ES LA ASUMIDA
C QUE SERVIRA PARA COMPARAR CON LA CALCULADA NUEVAMENTE Y ASI SE
C ITERARA HASTA OBTENER LA CONVERGENCIA ESTABLECIDA.

C EL METODO EMPLEADO ES EL DE HADDEN Y CONSISTE EN HACER UN CAL-
C CULO DE FASES INICIAL A ESA PRESION DE CONVERGENCIA ASUMIDA Y
C A LA PRESION P Y TEMPERATURA T DEL SISTEMA, LUEGO SE TOMAN
C LAS FRACCIONES MOLARES DE LA FASE LIQUIDA DE LA PARTE II PARA
C POSTERIORMENTE CALCULAR LA TEMPERATURA CRITICA TC2, LA MISMA
C QUE SIRVE PARA CALCULAR LA PRESION DE CONVERGENCIA.
C SE DEFINEN LOS POLINOMIOS QUE DEPENDEN DE LA TEMPERATURA CRITI-
C CA DEL SEUDO-SISTEMA (TC2).

C LOS VALORES DE LAS CONSTANTES A1,B1,C1,E1, DEFINIDAS EN LOS
C POLINOMIOS SE INDICAN A CONTINUACION, EN DONDE LA I ESTA REPRE-
C SENTADO POR I=1,2,...M SIENDO M=4
C

7 A1=1.797064000
8 A2=2.19875470-3
9 A3=1.01853990-6
10 A4=-1.1887970-9
11 B1=9.33171750-3
12 B2=3.98364050-6
13 B3=-5.56108740-8
14 B4=4.50295730-11
15 C1=-5.28072150-5
16 C2=1.24465020-7
17 C3=-5.35789710-11
18 C4=-2.76264870-14
19 E1=38.23445800
20 E2=-5.03981340-2
21 E3=-1.85341640-5
22 E4=3.25282550-8

..........1.....2.....3.....4.....5.....6.....7.....

C
C COMO SE ENCUENTRAN DEFINIDOS LOS POLINOMIOS SE PUEDE CALCULAR LA
C LA PRESION DE CONVERGENCIA PK, EN FUNCION DE LA TEMPERATURA CRI-
C TICA TC2 Y DE LA TEMPERATURA DEL SISTEMA T (F).
C

23 PK=10.0***(R(TC2)+X(TC2)*T+Y(TC2)*T**2.+Z(TC2)/T)
24 RETURN
25 END

S* SOURCE STATEMENTS = 25, PROGRAM SIZE = 1092 BYTES, PROGRAM NAME = PRECU

S* NO DIAGNOSTICS GENERATED.

CF COMPILATION 8 *****



IN EFFECT NCLIST NOMAP NOXREF NOGOSTMT NOBECK SOURCE TERM OBJECT FIXE
OPTIMIZE(0) LANGLVL(77) NOFIPS FLAG(1) NAME(MAIN) LINECC

..........1.....2.....3.....4.....5.....6.....7

C *****

C SUBPROGRAMA UTILIZADO PARA CALCULAR EL PESO MOLECULAR
C DE LAS FASES LIQUIDA Y VAPOR

C *****

C SUBROUTINE PESMOL(X,N,LAT,SUMA)
1 IMPLICIT REAL*8 (A-H,O-Z)
2 DIMENSION A(13),X(13),LAT(13),PM(13),PMOL(13)
3

C ESTE CALCULO SE REALIZA DE ACUERDO A LA REGLA DE KAY, DONDE
C EL PESO MOLECULAR NO ES MAS QUE LA SUMATORIA DE LOS PRODUC-
C TOS ENTRE EL PESO MOLECULAR POR LA FRACCION MOLAR DE CADA
C COMPONENTE QUE INTERVIENEN EN LA MEZCLA.

C

4 DATA PM/16.043,30.07,44.097,58.124,58.124,72.151,72.151,
*86.178,100.205,114.232,28.013,34.076,44.010/

C SE INICIA EL CALCULO PARA ENCONTRAR EL PESO TOTAL DE LA MEZCLA
5 SUMA=0.0

C EMPIEZA LA BUSQUEDA DE LOS PESOS MOLECULARES DE CADA COMPO-
C NENTE POR MEDIO DEL VECTOR LAT
6 DO 10 J=1,N

C

7 L=LAT(J)
8 10 PMOL(J)=PM(L)
C INICIA EL CALCULO DEL PESO TOTAL DE LA MEZCLA

9 DO 180 I=1,N
C SE CALCULA EL PESO DE CADA COMPONENTE

10 A(I)=X(I)*PMOL(I)

11 180 SUMA=SUMA+A(I)

12 RETURN

13 END

ICS* SOURCE STATEMENTS = 13, PROGRAM SIZE = 876 BYTES, PROGRAM NAME = PESMC

ICS* NO DIAGNOSTICS GENERATED.

NO CF COMPILATION S *****

N EFFECT NCLIST NCMAP NOXREF NOGOSTMT NUDECK SOURCE TERM OBJECT FIXED
OPTIMIZE(0) LANGLVL(77) NOFIPS FLAG(1) NAME(MAIN) LINECOL

*.....#.....1.....2.....3.....4.....5.....6.....7.

C *****

C SUBROUTINA UTILIZADA PARA CALCULAR LA DENSIDAD MOLAR DE
C LAS FASES LIQUIDA Y VAPOR

C *****

1 SUBROUTINE DENSIZ(ZJ,N,LAT,DS,VS,DELTA,P,T)
2 IMPLICIT REAL*8 (A-H,C-Z)
3 DIMENSION ZJ(13),LAT(13)

C CALCULO DE LA DENSIDAD MOLAR DE LA FASE LIQUIDA (DL) Y DE
C LA FASE DE VAPOR (DV).
C ESTE CALCULO SE HACE UTILIZANDO LA ECUACION DE ESTADO PRE-
C SENTADA POR BENEDICT-WEBB-RUBIN (BWR), SABIENDO QUE LA -
C DENSIDAD MOLAR ES EL INVERSO DEL VOLUMEN MOLAR.

4 CALL PARAM(ZJ,LAT,N,AGM,BOM,COM,AM,BM,CM,ALFAM,GAMAM) BWR

C CALCULO DE LA DENSIDAD MOLAR DS
5 CALL VMOLAR(P,T,AGM,BOM,COM,AM,BM,CM,ALFAM,GAMAM,
*N,LAT,ZJ,VS,DELTA,DS)

C SE TRANSFORMA A UNIDADES DE LIB-MOL/PC
C DS=DS*0.06244

6 RETURN
7 END

CS* SOURCE STATEMENTS = 7, PROGRAM SIZE = 540 BYTES, PROGRAM NAME = DENSI

CS* NO DIAGNOSTICS GENERATED.

D OF COMPILATION 10 *****

EFFECT NGLIST NOMAP NOXREF NOGOSTMT NODECK SOURCE TERM OBJECT FIXED
 OPTIMIZE(0) LANGLVL(77) NUFIPS FLAG(1) NAME(MAIN) LINECOU

..........1.....2.....3.....4.....5.....6.....7.:

C *****

C
 C
 C SUBPROGRAMA QUE SIRVE PARA CALCULAR LOS PARAMETROS DE LA
 C ECUACION DE ESTADO PROPUESTA POR BENEDICT-WEBB-RUBIN.

C *****

1 SUBROUTINE PARAM(Y,LAT,N,ACM,BOM,COM,AM,BM,CM,ALFAM,GAMAM)
 2 IMPLICIT REAL*8 (A-H,O-Z)
 3 DIMENSION AC(13),BC(13),A(13),B(13),C(13),ALFA(13),GAMA(13),
 *LAT(20),Y(20),CO(13)

C
 C ESTA ECUACION TRABAJA DESPUES DE HABER CALCULADO LA COMPO-
 C POSICION DEL VAPOR O DEL LIQUIDO , LA MISMA QUE SE EMPLEA
 C PARA DETERMINAR EL VOLUMEN MOLAR, DENSIDAD MOLAR, FACTOR
 C DE COMPRESIBILIDAD MEDIANTE UN PROCESO ISOTERMICO.
 C EL VALOR DE LOS DIFERENTES PARAMETROS SON ALMACENADOS CO-
 C VECTORES PARA CADA COMPONENTE QUE INTERVIENE EN LA MEZCLA
 C CONSIDERADOS DESDE EL METANO HASTA EL DECANO INCLUYENDO
 C AL DIOXIDO DE CARBONO , PARA LO CUAL SE UTILIZA EL VECTOR
 C LAT.

4 SE ALMACENAN LOS VALORES DE LOS DIFERENTES PARAMETROS
 DATA A0/1.85500,4.15550,6.87225,10.0647,10.23264,12.1794,
 *12.7959,14.4373,17.5206,18.95,1.19257,2.78413,1.97575/
 5 DATA B0/0.0426,0.0627724,0.097313,0.124361,0.137544,0.156751,
 *0.160053,0.177813,0.199005,0.22,0.0458,0.0669,0.0338545/
 6 DATA C0/0.0225706,0.17959206,0.50825606,0.99283006,0.84994306,
 *2.1212106,1.74632,3.3193506,4.7457406,4.4606,0.005889406,
 *0.2211706,0.07780806/
 7 DATA A/0.0494,0.34516,0.9477,1.88231,1.93763,4.0748,3.7562,
 *7.11671,10.36475,134.122,0.149013,0.77460,1.75020/
 8 DATA B/0.00338004,0.011122,0.0225,0.0399983,0.0424352,0.066812,
 *0.066812,0.109131,0.151954,0.317,0.0019816,0.0068946,0.00527242/
 9 DATA C/0.00254506,0.03276706,0.12906,0.316406,0.2860106,
 *0.8241706,0.69506,1.5127606,2.4706,0.606,0.00054806,
 *0.03102606,0.0097890306/
 10 DATA ALFA/0.1243550-3,0.2433890-3,0.6071750-3,1.101320-3,
 *1.074080-3,1.810-3,1.70-3,2.810860-3,4.356110-3,5.70-3,
 *0.2915650-3,0.5387380-3,0.06986240-3/
 11 DATA GAMA/0.60-2,1.180-2,2.20-2,3.40-2,3.40-2,4.750-2,4.630-2,
 *6.668490-2,9.00-2,15.30300-2,0.7500420-2,1.907740-2,0.4605980-2/
 C SE INICIA EL CALCULO DE LOS COEFICIENTES

12 ACM=0.
 13 BGM=0.
 14 CCM=0.
 15 AM=0.
 16 BM=0.
 17 CM=0.
 18 ALFAM=0.
 19 GAMAM=0.
 20 DO 150 J=1,N
 21 I=LAT(J)
 22 ACM=ACM+Y(J)*(AC(1)**(1./2.))

..........1.....2.....3.....4.....5.....6.....7.

```
23      BLM=BOM+Y(J)*BC(I)
24      CLM=CCM+Y(J)*(CO(I)**(1./2.))
25      AM=AM+Y(J)*A(I)**(1./3.)
26      BM=BM+Y(J)*B(I)**(1./3.)
27      CM=CM+Y(J)*C(I)**(1./3.)
28      ALFAM=ALFAM+Y(J)*ALFA(I)**(1./3.)
29      GAMAM=GAMAM+Y(J)*GAMA(I)**(1./2.)
30      150  CCNTINUE
31      ACM=ACM*ACM
32      CCM=CCM*CCM
33      AM=AM*AM*AM
34      BM=BM*BM*BM
35      CM=CM*CM*CM
36      ALFAM=ALFAM*ALFAM*ALFAM
37      GAMAM=GAMAM*GAMAM
38      RETURN
39      END
```

CS* SOURCE STATEMENTS = 39, PROGRAM SIZE = 2108 BYTES, PROGRAM NAME = PARAM

CS* NO DIAGNOSTICS GENERATED.

D OF COMPILATION 11 *****

N EFFECT NOLIST NOMAP NOXREF NOGOSTMT NODECK SOURCE TERM OBJECT FIXED
OPTIMIZE(0) LONGLVL(77) NUFIPS FLAG(1) NAME(MAIN) LINECOL

..........1.....2.....3.....4.....5.....6.....7.

C *****

C SUBPROGRAMA PARA EVALUAR LA FUNCION VOLUMEN

C *****

1 SUBROUTINE EFUVOL(R0,P,T,ADM,BOM,COM,AM,BM,CM,ALFAM,GAMAM,F)
2 IMPLICIT REAL*8 (A-H,O-Z)

C
C EL CALCULO DEL VOLUMEN EN CUALQUIERA DE LAS FASES DE LA MEZCLA
C SE REALIZA A PARTIR DE LA ECUACION DE ESTADO DE BENEDICT-WEBB-
C RUBIN Y MEDINATE ESTA FUNCION SE DETERMINARA EL VOLUMEN ES-
C PECIFICO DEL VAPOR O DEL LIQUIDO DENTRO DEL SEPARADOR, SEGUN
C SEA EL CASO.

3 R=C.08205
4 TA=R*T*RO-P
5 T2=(BOM*R*T-ADM-COM/T/T)*RO*RO
6 T3=(BM*R*T-AM)*RO*RO*RO
7 T4=AM*ALFAM*(RO**6)
8 T5=(CM*RO*RO*RO)*(1.0+GAMAM*RO*RO)*DEXP(-GAMAM*RO*RO)
9 T5=T5/(T*T)
10 F=TA+T2+T3+T4+T5
11 RETURN
12 END

CS* SOURCE STATEMENTS = 12, PROGRAM SIZE = 756 BYTES, PROGRAM NAME = EFUVOL

CS* NO DIAGNOSTICS GENERATED.

D OF COMPILATION 12 *****

IN EFFECT NGLIST NCMAP NCXREF NCGDSTMT NODECK SOURCE TERM OBJECT FIXED
 OPTIMIZE(0) LANGLVL(77) NDFIPS FLAG(1) NAME(MAIN) LINECOL

#.....#.....1.....2.....3.....4.....5.....6.....7.

```

C *****
C SUBPROGRAMA PARA DETERMINAR EL VOLUMEN
C MOLAR DE LA MEZCLA
C *****
    
```

```

1 SUBROUTINE VMOLAR(P,T,AOM,BOM,COM,AM,BM,CM,ALFAM,GAMAM,N,
2 LAT,ZI,VI,DELTA,V)
3 IMPLICIT REAL*8 (A-H,C-Z)
4 DIMENSION LAT(13),ZI(13),PC(13),TC(13)
    
```

```

C
C MEDIANTE ESTA SUBROUTINA SE CALCULA EL VOLUMEN MOLAR DE LA
C FASE LIQUIDA Y DE LA FASE DE VAPOR, PARA LO CUAL SE NECESITA
C CONOCER LA PRESION, LA TEMPERATURA Y LA COMPOSICION DE LA
C MEZCLA.
C LAS ECUACION DE ESTADO QUE SE UTILIZAN PARA EFECTUAR LOS
C CALCULOS ES LA ECUACION DE BENEDICT-WEBB-RUBIN (BWR)
C LA ECUACION DE BWR ES EVALUADA POR LA SUBROUTINA EFUVOL
    
```

```

4 CALL EFUVOL(VI,P,T,AOM,BOM,COM,AM,BM,CM,ALFAM,GAMAM,G)
5 CONTINUE
6 V2=VI
7 DO 71 J2=1,20
8 V2=V2-DELTA
9 SE EVALUA LA ECUACION DE BWR
10 CALL EFUVOL(V2,P,T,AOM,BOM,COM,AM,BM,CM,ALFAM,GAMAM,F)
11 SE CONTROLA SI HAY UN CAMBIO DE SIGNO EN LA FUNCION
12 IF(F*G.LT.0.) GO TO 16
13 CONTINUE
14 WRITE(6,600)V2,F,G
15 FORMAT(1H0,'LA SUBROUTINA NO ENCONTRO EL PRIMER INTERVALO, V
16 *',E14.7,10X,E14.7,10X,E14.7)
17 GO TO 40
18 CONTINUE
19 IF(DABS(V2-VI).LE.C.001) GO TO 300
20 V1=V2
21 DELTA=DELTA/10.0
22 DO 70 I1=1,20
23 V1=V1+DELTA
24 CALL EFUVOL(V1,P,T,AOM,BOM,COM,AM,BM,CM,ALFAM,GAMAM,G)
25 IF(F*G.LT.0.) GO TO 14
26 CONTINUE
27 WRITE(6,601)V1
28 FORMAT(1H0,'SUBROUTINA VMOLAR NO ENCONTRO EL SEGUNDO INTERVALO,
29 *V= ',E14.7)
30 STOP
31 IF(DABS(V2-V1).LE.0.001) GO TO 301
32 DELTA=DELTA/10.
33 GO TO 100
34 300 V=V2
    
```

..........1.....2.....3.....4.....5.....6.....7.....

```

31      RETURN
32      301  V=V1
33      RETURN
34      40   CONTINUE
35          V1=0.0
36          WRITE(6,602) P,T
37          DC 19 I=1,20
38          CALL EFUVCL(V1,P,T,ADM,BDM,COM,AM,BM,CM,ALFAM,GAMAM,G)
39          WRITE(6,602) V1,G
40          V1=V1+0.5
41      19   CONTINUE
42      602  FORMAT(1H0,10X,E14.7,10X,E14.7)
43      RETURN
44      END

```

:S# SOURCE STATEMENTS = 44, PROGRAM SIZE = 1456 BYTES, PROGRAM NAME = VMOLA1

:S# NO DIAGNOSTICS GENERATED.

) LF COMPILATION 13 *****

IN EFFECT NOLIST NOGMAP NOXREF NOGOSTMT NODECK SOURCE TERM OBJECT FIXE
OPTIMIZE(0) LONGLVL(77) NOFIPS FLAG(1) NAME(MAIN) LINECC

..........1.....2.....3.....4.....5.....6.....7

C *****

C SUBROUTINA QUE SIRVE PARA ESCRIBIR LOS RESULTADOS

C *****

```
1 SUBROUTINE RESUL(N,LAT,EK,X,Y,VLIGEN,VVAPEN,P,T,  
*PML,PMV)  
2 IMPLICIT REAL*8 (A-H,O-Z)  
3 DIMENSION LAT(13),EK(13),X(13),Y(13)
```

C ESTA SUBROUTINA IMPRIME LOS RESULTADOS OBTENIDOS DEL ANALISIS
C COMPOSICIONAL Y FISICO DE LA ALIMENTACION, ASI COMO LOS VALC
C RES CALCULADOS DE LA DENSIDAD, PESOS MOLECULARES, FACTOR DE
C COMPRESIBILIDAD DE LAS FASES LIQUIDO Y VAPOR.
C

```
4 WRITE(6,650)  
5 650 FORMAT(1H1,///,45X,'ANALISIS DE LA ALIMENTACION')  
6 WRITE(6,651)  
7 651 FORMAT(1H ,44X,27(' '))  
8 WRITE(6,652) P,T  
9 652 FORMAT(1H ,///,20X,'PRESION= ',F6.1,  
*1X,'LPCA',//,20X,  
*TEMPERATURA= ',F9.2,1X,  
*GR.FARENHEIT')
```

```
10 WRITE(6,653) VLIGEN,VVAPEN  
11 653 FORMAT(1H ,//,20X,'MOLES DEL LIQUIDO = ',F8.5,//,20X,  
*MOLES DE VAPOR = ',F8.5)
```

```
12 WRITE(6,600)  
13 600 FORMAT(1m ,/////,13X,'COMPONENTES',10X,'CTES. EQUILIBRIO',10X,  
*COMP.DEL LIQUIDO',10X,'COMP. DEL VAPOR',/,37X,'KI, ADM. ',18X,  
*X, MOLAR',18X,'Y, MOLAR')
```

```
14 WRITE(6,604)  
15 604 FORMAT(1H ,12X,11H*****',10X,16H*****',10X,  
17H*****',10X,15H*****')
```

```
16 DO 500 I=1,N  
17 L=LAT(I)  
18 GO TO (1,2,3,4,5,6,7,8,9,10,11,12,13),L
```

```
19 1 WRITE(6,701)  
20 GO TO 500  
21 2 WRITE(6,702)  
22 GO TO 500  
23 3 WRITE(6,703)  
24 GO TO 500  
25 4 WRITE(6,704)  
26 GO TO 500  
27 5 WRITE(6,705)  
28 GO TO 500  
29 6 WRITE(6,706)  
30 GO TO 500  
31 7 WRITE(6,707)  
32 GO TO 500  
33 8 WRITE(6,708)
```

..........1.....2.....3.....4.....5.....6.....7.....

```
34      GO TO 500
35      9  WRITE(6,709)
36      GO TO 500
37      10 WRITE(6,710)
38      GO TO 500
39      11 WRITE(6,711)
40      GO TO 500
41      12 WRITE(6,712)
42      GO TO 500
43      13 WRITE(6,713)
44      GO TO 500
45      500 WRITE(6,603) EK(I),X(I),Y(I)
46      603 FORMAT(1H+,36X,E11.5,16X,F8.6,19X,F8.6)
47      701 FORMAT(1HC,13X,'METANO')
48      702 FORMAT(1HC,13X,'ETANO')
49      703 FORMAT(1HC,13X,'PROPANO')
50      704 FORMAT(1HC,13X,'N-BUTANO')
51      705 FORMAT(1HC,13X,'I-BUTANO')
52      706 FORMAT(1HC,13X,'N-PENTANO')
53      707 FORMAT(1HC,13X,'I-PENTANO')
54      708 FORMAT(1HC,13X,'HEXANO')
55      709 FORMAT(1HC,13X,'HEPTANO')
56      710 FORMAT(1HC,13X,'OCTANO')
57      711 FORMAT(1HC,13X,'NITROGENO')
58      712 FORMAT(1HC,13X,'SULFURO DE H')
59      713 FORMAT(1HC,13X,'DIOXIDO DE C')
60      RETURN
61      END
```

S* SOURCE STATEMENTS = 61, PROGRAM SIZE = 1946 BYTES, PROGRAM NAME = RESULT

S* NO DIAGNOSTICS GENERATED.

OF COMPILATION 14 *****

3.- PAROGRAMA PARA DETERMINAR LA LONGITUD Y DIAMETRO DE UN
SCRUBBER VERTICAL Y HORIZONTAL

..........1.....2.....3.....4.....5.....6.....7.....

```

        */,46X,' CUANDO EXISTE UN ALTO PORCENTAJE DE GAS',/)
6      WRITE(6,51)
7      51  FORMAT(40X,50('*'),/)
8      ZK1=3.053E-8
9      ZK2=2.777E-4
10     ZK=0.35
      C   LECTURA DE DATOS REQUERIDOS EN EL PROGRAMA
      C
11     READ(5,9) NF
12     9   FORMAT(I2)
13     READ(5,10) P
14     10  FORMAT(F10.4)
15     READ(5,11) PMV
16     11  FORMAT(F10.4)
17     READ(5,12) T
18     12  FORMAT(F10.4)
19     READ(5,13) Z
20     13  FORMAT(F10.8)
21     READ(5,14) F
22     14  FORMAT(F10.3)
23     READ(5,15) SGL
24     15  FORMAT(F10.8)
25     READ(5,16) GPM
26     16  FORMAT(F10.4)
      C
      C   SE INICIAN LOS CALCULOS COMUNES EN LOS DISENOS
27     TR=T+460.C
28     DL=62.4*SGL
29     DG=0.0933*P*PMV/(TR*Z)
      C   SE HACE UN CONTROL PARA DEFINIR LAS UNIDADES DEL
      C   FLUJO DE GAS PCN/D O EN MOLES/HORA
      C           NF=1 EL FLUJO ESTA EN PCN/DIA
      C           NF=0 EL FLUJO ESTA EN MOLES/HORA
30     IF(NF.EQ.1) GO TO 88
31     V=ZK2*F*PMV/DG
32     GO TO 99
33     88  V=ZK1*F*PMV/DG
34     99  U1=(DL-DG)/DG
35     U=ZK*U1**0.5
      C   SE DIRIGEN LOS CALCULOS PARA DISENAR UN SEPARADOR
      C   VERTICAL Y UN SEPARADOR HORIZONTAL POR MEDIO DE UN
      C   CONTIADOR IND.
36     IND=1
37     77  IF(IND.EQ.0) GO TO 78
38     CALL SVALIV
39     WRITE(6,18)
40     18  FORMAT(40X,511('+'))
41     IND=IND-1
42     GO TO 77
43     70  CALL SVALIH
44     WRITE(6,72)
45     72  FORMAT(///,55X,'PROGRAMA PREPARADO POR',
        */,57X,' FABIAN G. MIND C.',
        */,55X,'INGENIERO DE PETROLEOS',
        */,47X,'POSTGRADO EN INGENIERIA DE GAS NATURAL')
46     STOP

```

*.....1.....2.....3.....4.....5.....6.....7.....

47 END

CS* SOURCE STATEMENTS = 47, PROGRAM SIZE = 1304 BYTES, PROGRAM NAME = MAIN

CS* NO DIAGNOSTICS GENERATED.

D OF COMPILATION 1 *****

IN EFFECT NCLIST NCMAP NOXREF NOGOSTMT NDCHECK SOURCE TERM OBJECT FIXE
OPTIMIZE(0) LANGLVL(77) NOFIPS FLAG(1) NAME(MAIN) LINECB

```

*.....#.....1.....2.....3.....4.....5.....6.....7
C *****
C
C      SUBROUTINA PARA DISEÑAR LAS VARIABLES
C      DEL SEPARADOR VERTICAL
C
C *****
C
1      SUBROUTINE SVALIV
2      COMMON ZK1,ZK,CG,V,U,GPM,P,T,Z,F
C
3      WRITE(6,62)
4      62  FORMAT(///,51X,'PARAMETROS CALCULADOS PARA EL',
           */,57X,'SEPARADOR VERTICAL')
C
5      D=1.128*(V/U)**0.5
6      VOL=1.337*GPM
7      ZLEN=(VOL*U)/V+4.0
8      RAZON=ZLEN/D
9      IF(RAZON.GT.4.0) THEN
10         VOL= 2.674*GPM
11         D=0.683*VOL**(.1/3.)
12     END IF
C
13     SE REALIZA EL PROCESO DE REDONDEO
14         ND=D
15         FRAC=D-ND
16         IF(FRAC.EQ.0.0.OR.FRAC.EQ.0.5) GO TO 10
17         IF(FRAC.LT.0.5) THEN
18             D=ND+0.5
19         ELSE
20             D=ND+1
21     END IF
10     IF(ZLEN.GT.8.0.OR.D.GT.3.0) THEN
22         ZLEN=4.0*D
23         WRITE(6,20) ZLEN,D
24     20  FORMAT(///,40X,'LONGITUD= ',F6.2,2X,'PIES',5X,
           *'DIAMETRO= ',F6.2,2X,'PIES',///,45X,
           *'POR FAVOR UTILIZAR UN SEPARADOR HORIZONTAL',
           */,40X,'CONSIDERACIONES DE ESPACIO MINIMO HACEN IMPOSIBLE SU USO'
           *///)
25     ELSE
26         WRITE(6,30) P,T,Z,F,ZLEN,D
27     30  FORMAT(///,48X,'PRESION= ',2X,F7.2,2X,'LPCA.',
           */,48X,'TEMPERATURA= ',2X,F7.2,2X,'GR.FARENHEIT',
           */,48X,'FACTOR COMPRES.= ',2X,F7.2,2X,'ADM.',
           */,48X,'FLUJO= ',2X,F9.2,2X,'MULES/HORA.',
           */,48X,'LONGITUD= ',2X,F7.2,2X,'PIES',
           */,48X,'DIAMETRO= ',2X,F7.2,2X,'PIES')
28     END IF
29     RETURN
30     END

```

CS* SOURCE STATEMENTS = 30, PROGRAM SIZE = 1364 BYTES, PROGRAM NAME = SVAL.

LN EFFECT NOLIST NOMAP NOXREF NOGOSTMT NODECK SOURCE TERM OBJECT FIXE
OPTIMIZE(0) LONGLVL(77) NOFIPS FLAG(1) NAME(MAIN) LINECO

..........1.....2.....3.....4.....5.....6.....7

C *****

C SUBROUTINA PARA DISEÑAR LAS VARIABLES
C DEL SEPARADOR HORIZONTAL

C *****

```

1 SUBROUTINE SVALIH
2 COMMON ZK1,ZK,DG,V,U,GPM,P,T,Z,F
3
4 WRITE(6,88)
5 88 FORMAT(//,51X,'PARAMETROS CALCULADOS PARA EL',
6 *,57X,'SEPARADOR HORIZONTAL')
7 VCL=2.674*GPM
8 CALCULO DE LOS DIAMETROS D1 Y D2
9 D1=0.9477*GPM**(1./3.)
10 D2=0.9213*(V/U)**0.5
11 SE COMPARAN LOS DIAMETROS Y SE TOMA EL MAYOR
12 IF(D1.GT.D2) GO TO 15
13 D=D2
14 GO TO 16
15 D=D1
16 ZLEN=4.0*D
17 SE REALIZA EL PROCESO DE REDONDEO
18 ND=D
19 FRAC=D-ND
20 IF(FRAC.EQ.0.0.OR.FRAC.EQ.0.5) GO TO 20
21 IF(FRAC.LT.0.5) THEN
22 D=ND+0.5
23 ELSE
24 D=ND+1
25 END IF
26
27 ZLENU=4.0*D
28 WRITE(6,32) P,T,Z,F,ZLENU,D
29 32 FORMAT(//,48X,'PRESION= ',2X,F7.2,2X,'LPCA.',
30 *,48X,'TEMPERATURA= ',2X,F7.2,2X,'GR.FARENHEIT',
31 *,48X,'FACTOR COMPRES.= ',2X,F7.2,2X,'ADM.',
32 *,48X,'FLUJO= ',2X,F9.2,2X,'MOLES/HORA.',
33 *,48X,'LONGITUD= ',2X,F7.2,2X,'PIES',
34 *,48X,'DIAMETRO= ',2X,F7.2,2X,'PIES',//)
35 WRITE(6,81)
36 81 FORMAT(40X,51('+'))
37 RETURN
38 END

```



CS* SOURCE STATEMENTS = 27, PROGRAM SIZE = 1070 BYTES, PROGRAM NAME = SVALIH
CS* NO DIAGNOSTICS GENERATED.
D OF COMPILATION 5 *****

4. - PROGRAMA PARA DETERMINAR LA LONGITUD Y EL DIAMETRO DE
UN SEPARADOR VERTICAL Y HORIZONTAL

N EFFECT NCLIST NOMAP NOXREF NOGOSTMT NODECK SOURCE TERM CBJECT FIXE
 OPTIMIZE(0) LONGLVL(77) NOFIPS FLAG(1) NAME(MAIN) LINECGL

..........1.....2.....3.....4.....5.....6.....7.....

```

C *****
C
C   PROGRAMA PARA DETERMINAR LAS DIMENSIONES DE LOS SEPARADORES
C     VERTICALES Y HORIZONTALES CUANDO SE TIENE ALTO
C     PORCENTAJE DE LIQUIDO
C
C *****
C
C     PREPARADO POR
C       ING. FABIAN MINO CRBE.
C
C     POSTGRADO EN INGENIERIA DE GAS NATURAL
C       E.S.P.C.L.
C
C *****
    
```

```

1  COMMON PU,TC,Z,DL,DV,QU,FP,H,ZL,D
C
C   SE REALIZAN LOS CALCULOS COMUNES A LOS DISENOS
C
2  WRITE(6,76)
3  76  FORMAT(1H1,/,/,40X,50('*'))
4  WRITE(6,21)
5  21  FORMAT(/,/,46X,'RESULTADOS OBTENIDOS EN EL DISENO PARA UN',/
6  */,46X,'SEPARADOR HORIZONTAL Y SEPARADOR VERTICAL',/,
7  */,46X,' CUANDO HAY ALTO PORCENTAJE DE LIQUIDO',/)
6  WRITE(6,51)
7  51  FORMAT(40X,50('*'),/)
C   LECTURA DE LOS DATOS REQUERIDOS EN EL PROGRAMA
C
8  READ(5,9) CG,FP
9  9   FORMAT(2F15.5)
10 READ(5,10) P,T
11 10  FORMAT(2F10.4)
12 READ(5,11) DL,DV
13 11  FORMAT(2F8.5)
14 READ(5,12) Z,H
15 12  FORMAT(2F10.7)
C
C   CALCULO DEL AREA DE FLUJO DE GAS, EN FUNCION DE LA TASA DE GAS,
C   LA PRESION Y TEMPERATURA DE OPERACION
16 TC=T+460.
17 PC=P+14.7
18 QL=0.32719*CG*TC*Z/PC
C
C   SE SELECCIONA EL TIPO DE SEPARADOR A UTILIZAR
19 IND=1
20 77  IF(IND.EQ.0) GO TO 78
21 CALL VERT1
22 IND=IND-1
23 GO TO 77
24 78  CALL HORIZ
    
```


*.....1.....2.....3.....4.....5.....6.....7

25 STOP
26 END

ICS* SOURCE STATEMENTS = 26, PROGRAM SIZE = 790 BYTES, PROGRAM NAME = MAIN

ICS* NO DIAGNOSTICS GENERATED.

VD LF COMPILATION 1 *****

N EFFECT NOLIST NOMAP NOXREF NOGGSTMT NOBECK SOURCE TERM OBJECT FIXED
 OPTIMIZE(0) LANGLVL(77) NOFIPS FLAG(1) NAME(MAIN) LINECOL

..........1.....2.....3.....4.....5.....6.....7.

C *****
 C SUBROUTINA PARA DISEÑAR LAS VARIABLES
 C DEL SEPARADOR VERTICAL
 C *****
 C

```

1 SUBROUTINE VERT1
2 COMMON PU,TC,Z,DL,DV,CD,FP,H,ZL,D
3 WRITE(6,59)
4 59 FORMAT(/,53X,'SEPARADOR VERTICAL')
5 WRITE(6,60)
6 60 FORMAT(/,39X,'VARIACION DE LA RELACION L/D VS TIEMPO',
7 1' DE RETENCION')
8 WRITE(6,61)
9 61 FORMAT(1HC,46X,'TIEMPO',2X,'DIAMETRO',2X,'LONGITUD',
10 12X,'RELACION')
11 WRITE(6,62)
12 62 FORMAT(1HO,46X,'TR SEG',3X,'D PIES',4X,'L PIES',
13 13X,' L/D')
14 41 FORMAT(46X,36(' '))
15 C SE CALCULA LA VELOCIDAD CRITICA DEL GAS VC
16 ZK=0.167
17 C CALCULO DE LA VELOCIDAD CRITICA VC
18 VC=ZK*((DL-DV)/DV)**0.5
19 C CALCULO DEL AREA MINIMA DE FLUJO DEL GAS
20 AM=QD/VC
21 C CALCULO DEL VOLUMEN EN FUNCION DEL TIEMPO DE RETENCION
22 TR1=105.0
23 DG 10 I=1,9
24 TR1=TR1+15.
25 TR=TR1/60.0
26 VLL=FP*TR/1440.
27 C CALCULO DE LA SECCION DEL LIQUIDO
28 SL=VLL+H
29 C CALCULO DE LAS DIMENSIONES MINIMAS EN FUNCION DEL AREA
30 DE GAS Y DEL VOLUMEN DE LIQUIDO, ASUMIENDO 50% LIQUIDO
31 AT=2*AM
32 C CALCULO DEL DIAMETRO D
33 D=(1.27324*AT)**0.5
34 C CALCULO DE LA LONGITUD ZL
35 ZL=5.615*(SL/AM)
36 C CHEQUEO DE LA RAZON (ZL/D)
37 RAZON=ZL/D
38 C SE ESCRIBEN LOS RESULTADOS CALCULADOS
39 WRITE(6,20) TR1,D,ZL,RAZON
40 20 FORMAT(1HO,/,46X,F5.1,3X,F5.2,5X,F5.2,5X,F5.2)
41 10 CONTINUE
42 RETURN
43 END
    
```

IS* SOURCE STATEMENTS = 30, PROGRAM SIZE = 930 BYTES, PROGRAM NAME = VERT1
 IS* NO DIAGNOSTICS GENERATED.

N EFFECT NOLIST NOMAP NOXREF NOGUSTMT NODECK SOURCE TERM OBJECT FIXED
OPTIMIZE(0) LANGLVL(77) NOFIPS FLAG(1) NAME(MAIN) LINECOL

#.....#.....1.....2.....3.....4.....5.....6.....7.

```

C *****
C          SUBRTINA PARA DISEÑAR LAS VARIABLES
C          DEL SEPARADOR HORIZONTAL
C *****
C
1  SUBROUTINE HORIZ
2  COMMON PU,TC,Z,DL,DV,WD,FP,H,ZL,D
C  SE ASUMEN VALORES DE LONGITUD
3  ZL1=8.0
4  ZK=0.40
5      DO 7 J=1,14
6  ZL1=ZL1+2.0
7  WRITE(6,59)
8  59  FORMAT(1H1,//////,53X,'SEPARADOR HORIZONTAL')
9  WRITE(6,71)ZL1
10 71  FORMAT(1H0,//,53X,'LONGITUD= ',F5.2,1X,'PIES',/)
11  WRITE(6,60)
12 60  FORMAT(/,39X,'VARIACION DE LA RELACION L/D VS TIEMPO',
13  1' DE RETENCION')
13  WRITE(6,61)
14 61  FORMAT(1H0,//,46X,'TIEMPO',2X,'DIAMETRO',2X,'LONGITUD',
15  12X,'RELACION')
15  WRITE(6,62)
16 62  FORMAT(1H0,46X,'TR SEG',3X,'D PIES',4X,'L PIES',
17  13X,' L/D')
17  WRITE(6,44)
18 44  FORMAT(46X,36(' '))
C  CALCULO DE LA VELOCIDAD CRITICA
19  VC=ZK*((DL-DV)/DV)**0.5*((ZL1/ZC)**0.5)
C  CALCULO DEL AREA MINIMA DE GAS
20  AM=WD/VC
C  CALCULO DEL VOLUMEN DE RETENCION DEL LIQUIDO
21  TRI=105.0
22      DO 10 I=1,9
23  TRI=TRI+15.
24  TR=TRI/60.0
25  VCL=FP*TR/1440.0
C  CALCULO DE LA SECCION DEL LIQUIDO SL
26  SL=VCL+H
C  CALCULO DE LAS DIMENSIONES DEL SEPARADOR
27  AT=2*AM
28  D=(1.27324*AT)**0.5
29  ZL=5.615*(SL/AM)
C  SE CHEQUEA LA RAZON ( ZL/D )
30  RAZON=ZL/D
C  SE ESCRIBEN LOS RESULTADOS CALCULADOS
31  WRITE(6,20) TRI,D,ZL,RAZON
32 20  FORMAT(1H0,//,46X,F5.1,3X,F5.2,5X,F5.2,5X,F5.2)
33 10  CONTINUE
34 7   CONTINUE
35  RETURN
36  END

```

3.5. EJEMPLO DE APLICACION

DATUS LEIDUS

NUMERO DE COMPONENTES = 7

PRESION DE ENTRADA = 1100.0 LPCA
TEMPERATURA DE ENTRADA = 120.00 GRD.FARENHEIT

COMPOSICION GLOBAL DE LA MEZCLA

METANO	0.44040D+00
ETANO	0.43200D-01
PROPANO	0.40500D-01
N-BUTANO	0.28400D-01
N-PENTANO	0.17400D-01
HEXANO	0.29000D-01
HEPTANO	0.40110D+00

ANALISIS DE LA ALIMENTACION

PRESION= 1100.0 LPCA

TEMPERATURA= 120.00 GR.FARENHEIT

MOLES DEL LIQUIDO = 0.83143

MOLES DE VAPOR = 0.16857

COMPONENTES *****	CTES. EQUILIBRIO KI, ADM. *****	COMP.DEL LIQUIDO X, MOLAR *****	COMP. DEL VAPOR Y, MOLAR *****
METANO	0.28125D+01	0.337333	0.948758
ETANO	0.64815D+00	0.045924	0.029766
PROPANO	0.24442D+00	0.046411	0.011344
N-BUTANO	0.10684D+00	0.033434	0.003572
N-PENTANO	0.22915D-01	0.020831	0.000477
HEXANO	0.22915D-01	0.034718	0.000796
HEPTANO	0.11006D-01	0.481347	0.005297

RESULTADO DEL ANALISIS COMPUSICIONAL

ANALISIS DE LA ALIMENTACION

PRESION= 600.0 LPCA

TEMPERATURA= 120.00 GR. FARENHEIT

MULES DEL LIQUIDO = 0.71397

MULES DE VAPOR = 0.28603

PESO MOLECULAR LIQUIDO = 70.9790 LB.MOL

PESO MOLECULAR VAPOR = 17.7259 LB.MOL

COMPONENTES *****	WTES. EQUILIBRIO KI. ADM. *****	COMP. DEL LIQUIDO X ₁ MOLAL *****	COMP. DEL VAPOR Y ₁ MOLAL *****
METANO	0.285960+01	0.271173	0.035502
ETANO	0.83+110+00	0.00+5392	0.037629
PROPANO	0.253670+00	0.000754	0.019999
N-BUTANO	0.117230+00	0.007904	0.009227
N-PENTANO	0.217840-01	0.029160	0.000520
HEXANO	0.217840-01	0.090269	0.000877
HEPTANO	0.96920-02	0.059656	0.005378

RESULTADOS EN LA SEPARACION DE
 DOS ETAPAS



ANALISIS DE LA ALIMENTACION

PRESION= 800.0 LPCA
 TEMPERATURA= 120.00 GR.FARENHEIT
 MOLES DEL LIQUIDO = 0.71397
 MOLES DE VAPOR = 0.28603
 PESO MOLECULAR LIQUIDO = 70.9793 LB.MOL
 PESO MOLECULAR VAPOR = 17.7259 LB.MOL

COMPONENTES	CTES. EQUILIBRIO KI, ADM.	COMP. DEL LIQUIDO KI, MOLAL	COMP. DEL VAPOR KI, MOLAL
METANO	0.385967161	0.241673	0.939962
ETANO	0.831110400	0.035352	0.537329
PROPANO	0.293670400	0.020754	0.019939
N-BUTANO	0.112394000	0.037969	0.009227
N-PENTANO	0.217840000	0.029160	0.000220
HEXANO	0.217840000	0.040260	0.000677
HEPTANO	0.969920000	0.559650	0.095378

RESULTADOS EN LA SEPARACION DE DOS ETAPAS



ANALISIS DE LA ALIMENTACION

PRESTION= 700.0 LPCA
 TEMPERATURA= 120.00 GR.FARENHEIT

MOLES DEL LIQUIDO = 0.68027
 MOLES DEL VAPOR = 0.31975

PESO MOLECULAR LIQUIDO = 73.5220 LB.MOL
 PESO MOLECULAR VAPOR = 17.8055 LB.MOL

COMPONENTES	CONSTANTES EQUILIBRIO K1, ADM.	COMP. DEL LIQUIDO AT. MOLAL	COMP. DEL VAPOR AT. MOLAL
*****	*****	*****	*****
METANO	0.142340+01	0.210201	0.930557
ETANO	0.935770+00	0.094155	0.091211
PROPANO	0.321680+00	0.051716	0.016656
N-BUTANO	0.127570+00	0.039356	0.005625
N-PENTANO	0.221370-01	0.029515	0.005500
HEXANO	0.221370-01	0.042191	0.000934
HEPTANO	0.949970-02	0.080797	0.005576

RESULTADOS EN LA SEPARACION DE
 DOS ETAPAS





ANALISIS DE LA ALIMENTACION

PRESTION= 14.7 LPCA
 TEMPERATURA= 120.00 GR. FARENHEIT

MULLS DDL LIQUIDU = 0.55164
 MULLS OF VAPOR = 0.40836

PESU MOLECULAR LIQUIDU = 96.6934 LB-MOL
 PESU MOLECULAR VAPOR = 39.7234 LB-MOL

COMPONENTES	WTLS. EQUILIBRIO KI, ADM.	COMP. DEL LIQUIDU KI, ADM.	COMP. DEL VAPOR KI, ADM.
METANO	0.2112+0+03	0.002421	0.011365
ETANO	0.391920+02	0.002657	0.104225
PROPANO	0.117620+02	0.003956	0.112752
N-BUTANO	0.401640+01	0.017641	0.070871
N-PENTANO	0.494930+00	0.031310	0.019704
HEXANO	0.457930+00	0.053016	0.026507
HEPTANO	0.173370+00	0.032065	0.158335

RESULTADOS DE LA SEPARACION DE LOS ETANOS

ANALISIS DE LA ALIMENTACION

PRESION= 600.0 LPCA
 TEMPERATURA= 120.00 GP.FARENHEIT
 MOLES DEL LIQUIDO = 0.64643
 MOLES DL VAPOR = 0.35157
 PESO MOLECULAR LIQUIDO = 76.1891 LB.MOL
 PESO MOLECULAR VAPOR = 18.6455 LB.MOL

COMPONENTES	CFES. EQUILIBRIO KI ADA.	COMP. DEL LIQUIDO KI MOLA	COMP. DEL VAPOR KI MOLA
METANO	0.516170401	0.173793	0.922302
ETANO	0.105780401	0.042199	0.045094
PROPANO	0.300120109	0.052299	0.018316
N-BUTANO	0.139500409	0.040717	0.03689
N-PENTANO	0.250210-01	0.026503	0.006610
HEXANO	0.230210-01	0.044172	0.001017
HEPTANO	0.961960-02	0.019999	0.009916

RESULTADOS EN LA SEPARACION DE
 DOS LIAPAS



ANALISIS DE LA ALIMENTACION

PRESION = 14.7 LPCA
 TEMPERATURA = 120.00 GR. FARENHEIT

MOLES DEL LIQUIDO = 0.63503

MOLES DE VAPOR = 0.36497

PESO MOLECULAR LIQUIDO = 96.7359 LB.MOL

PESO MOLECULAR VAPOR = 40.4333 LB.MOL

COMPONENTES	GRES. EQUILIBRIO KI. ADM.	COMP. DEL LIQUIDO KI. MOLAL	COMP. DEL VAPOR KI. MOLAL
METANO	0.211220+03	0.002300	0.485894
ETANO	0.391910+02	0.002825	0.110596
PROPANO	0.117630+02	0.010603	0.124727
N-BUTANO	0.401890+01	0.019372	0.077855
N-PENTANO	0.500110+00	0.032417	0.016212
HEXANO	0.500110+00	0.054029	0.027021
HEPTANO	0.179400+00	0.878453	0.157395

RESULTADOS EN LA SEPARACION DE
 DOS ETAPAS



ANALISIS DE LA ALIMENTACION

PRESSION= 500.0 LPCA
 TEMPERATURA= 120.00 OF.FARLENHEIT

MOLES DEL LIQUIDO = 0.61791
 MOLES DE VAPOR = 0.36207

PESO MOLECULAR LIQUIDJ = 78.9133 Lo.MOL
 PESO MOLECULAR VAPOR = 18.2841 Li.MOL

CUMPUJENTES	CI ES. EJILIBRIO KI T. ADM.	COMP. DEL LIQUIDO MOLAR	COMP. DEL VAPOR MOLAR
ME TANO	0.617940+01	0.147555	0.314026
ETANO	0.120600+01	0.359343	0.049438
PROPANO	0.415100+00	0.052156	0.021650
N-BUTANO	0.157280+00	0.041667	0.006526
N-PENTANO	0.240820-01	0.027736	0.000635
HEXANO	0.240820-01	0.040227	0.001141
HEPTANO	0.100360-01	0.045117	0.006474

RESULTADOS EN LA SEPARACION DE
 DOS ETAPAS





ANALISIS DE LA ALIMENTACION

PRESION= 14.7 LPCA
 TEMPERATURA= 120.00 GR. FARENHEIT
 MOLES DEL LIQUIDO = 0.68109
 MOLES DL VAPOR = 0.51391
 PESO MOLECULAR LIQUIDO = 96.5578 LB. MOL
 PESO MOLECULAR VAPOR = 41.2295 LB. MCL

COMPONENTES	CTES. ENJILIBRIO KI, ADM.	CUM. DEL LIQUIDO A, MULAK	CUM. DEL VAPOR Y, MULAK
METANO	0.211210+03	0.002168	0.457993
ETANO	0.391910+02	0.002985	0.116592
PROPANO	0.117640+02	0.011766	0.138417
N-BUTANO	0.401950+01	0.021559	0.085773
N-PENTANO	0.500260+00	0.032994	0.016506
HEXANO	0.500260+00	0.054991	0.027509
HEPTANO	0.179470+00	0.073754	0.156810

RESULTADOS EN LA SEPARACION DE DOS ETAPAS

ANALISIS DE LA ALIMENTACION

PRESION= 400.0 LPCA
 TEMPERATURA= 120.00 GR.FARNEHEIT
 MOLES DEL LIQUIDO = 0.58801
 MOLES DE VAPOR = 0.41199
 PESO MOLECULAR LIQUID = 81.7645 LB.MOL
 PESO MOLECULAR VAPOR = 18.6157 LB.MOL

COMPONENTES	CTES. EQUILIBRIO KI, ADM.	COMP. DEL LIQUIDO X, MOLAL	COMP. DEL VAPOR Y, MOLAL
METANO	0.77462D+01	0.116528	0.902044
ETANO	0.15413D+01	0.035323	0.054443
PROPANO	0.49891D+00	0.051036	0.025462
N-BUTANO	0.18490D+00	0.042757	0.007906
N-PENTANO	0.27626D-01	0.029029	0.000802
HEXANO	0.27626D-01	0.048382	0.001337
HEPTANO	0.10940D-01	0.676743	0.007406

RESULTADOS EN LA SEPARACION DE
 DOS ETAPAS



ANALISIS DE LA ALIMENTACION

PRESION= 300.0 LPCA
 TEMPERATURA= 120.00 GR.FARENHEIT

MOLES DEL LIQUIDO = 0.55765
 MOLES DE VAPOR = 0.44235

PESO MOLECULAR LIQUIDO = 84.8111 LB.MOL
 PESO MOLECULAR VAPOR = 19.1094 LB.MOL

COMPONENTES *****	CTES. EQUILIBRIO KT, ADM. *****	COMP. DEL LIQUIDO X, MOLAL *****	COMP. DEL VAPOR Y, MOLAL *****
METANO	0.103310+02	0.085866	0.887315
ETANO	0.201760+01	0.029770	0.050105
PROPANO	0.040200+00	0.048160	0.030850
N-BUTANO	0.232170+00	0.043600	0.009585
N-PENTANO	0.330510-01	0.030405	0.001005
HEXANO	0.330510-01	0.050070	0.016175
HEPTANO	0.127520-01	0.0712065	0.009080

RESULTADOS EN LA SEPARACION DE
 DOS ETAPAS



ANALISIS DE LA ALIMENTACION

PRESTION= 14.7 LPCA
 TEMPERATURA= 120.00 GR.FAHLHEIT

MOLES DEL LIQUIDO = 0.78038
 MOLES DE VAPOR = 0.21362

PESO MOLECULAR LIQUIDO = 96.148 LB.MOL
 PESO MOLECULAR VAPOR = 40.6714 LB.MOL

COMPONENTES	MOLES EQUILIBRIO KI. ADM.	COMP. DEL LIQUIDO AT. MOLAL	COMP. DEL VAPOR AT. MOLAL
METANO	0.211170+00	0.001871	0.095161
ETANO	0.351370+02	0.005220	0.127479
PROPANO	0.117670+02	0.014590	0.171199
N-BUTANO	0.402070+01	0.020149	0.109101
N-PENTANO	0.500590+00	0.034937	0.017638
HEXANO	0.500570+00	0.030720	0.028397
HEPTANO	0.179620+00	0.803370	0.155079

RESULTADOS EN LA SEPARACION DE
 DOS ETAPAS



ANALISIS DE LA ALIMENTACION

PRESION= 200.0 LPCA
 TEMPERATURA= 120.00 GR.FARENHEIT
 MOLES DEL LIQUIDO = 0.52457
 MOLES DE VAPOR = 0.47543
 PESO MOLECULAR LIQUIDO = 88.1950 LB.MOL
 PESO MOLECULAR VAPOR = 19.5470 LB.MOL

COMPONENTES *****	WT. EQUILIBRIO KI. ADM. *****	COMP. DEL LIQUIDO X1 MOLAL *****	COMP. DEL VAPOR Y1 MOLAL *****
METANO	0.155630+02	0.055761	0.864772
ETANO	0.257280+01	0.022292	0.060269
PROPANO	0.624980+00	0.041993	0.036917
N-BUTANO	0.223360+00	0.041722	0.015701
N-PENTANO	0.440690-01	0.031682	0.001421
HEXANO	0.440690-01	0.053137	0.002366
HEPTANO	0.167580-01	0.755168	0.012622

RESULTADOS EN LA SEPARACION DE
 DOS ETAPAS





ANALISIS DE LA ALIMENTACION

PRESIUN= 14.7 LPCA
TEMPERATURA= 120.00 GR.FARENHEIT

MULES DEL LIQUIDO = 0.85082
MULES DE VAPOR = 0.14918

PESU MOLECULAR LIQUIDO = 75.9103 LB.MOL
PESU MOLECULAR VAPOR = 44.0230 LB.MOL

COMPONENTES *****	WTES. EQUILIBRIO KI. ADM. *****	COMP. DEL LIQUIDO X _i MOLAR *****	COMP. DEL VAPOR Y _i MOLAR *****
METANO	0.211150+03	0.001723	0.3554372
ETANO	0.391380+02	0.003325	0.130441
PROPANO	0.117680+02	0.016113	0.189621
N-BUTANO	0.402140+01	0.026755	0.115652
N-PENTANO	0.500760+00	0.034440	0.017250
HEXANO	0.500760+00	0.057415	0.028750
HEPTANO	0.179700+00	0.356612	0.154220

RESULTADOS EN LA SEPARACION JL
DIOS LIAPAS

ANÁLISIS DE LA ALIMENTACIÓN

PRESION= 130.0 LPCA
 TEMPERATURA= 120.00 GR.FARINHEIT
 MOLES DEL LIQUIDO = 0.48102
 MOLES DE VAPOR = 0.51998
 PESO MOLECULAR LIQUIDO = 92.299 LB.MOL
 PESO MOLECULAR VAPOR = 21.8776 LB.MOL

COMPONENTES	MOLES KI. MOL	COMP. DEL LIQUIDO KI. MOL	COMP. DEL VAPOR KI. MOL
MEJANO	0.310250+02	0.026956	0.325772
ETANO	0.534370+01	0.012274	0.071345
PROPANO	0.174320+01	0.026756	0.051348
N-BUTANO	0.519750+00	0.035376	0.021553
N-PENTANO	0.802630-01	0.035259	0.002272
HEXANO	0.862580-01	0.025404	0.004454
HEPTANO	0.294200-01	0.803200	0.023777

RESULTADOS DE LA SEPARACIÓN DE
 DOS ETAPAS





ANALISIS DE LA ALIMENTACION

PRESSION= 14.7 LPCA
 TEMPERATURA= 120.00 GR.FARENHEIT

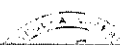
MULES DEL LIQUIDO = 0.73014
 MULES DL VAPOR = 0.06986
 PESO MOLECULAR LIQUIDO = 95.9019 LB.MOL
 PESO MOLECULAR VAPOR = 44.2107 LB.MOL

COMPONENTES *****	WTS. EQUILIBRIO KI. ADM. *****	COMP. DEL LIQUIDO N. MOLEC. *****	COMP. DEL VAPOR N. MOLEC. *****
METANO	0.211140+03	0.001694	0.357628
ETANO	0.351880+02	0.003352	0.131366
PROPANO	0.117680+02	0.014434	0.153397
N-BUTANO	0.402160+01	0.029212	0.117477
N-PENTANO	0.500800+00	0.034193	0.017274
HEXANO	0.200800+00	0.027488	0.028770
HEPTANO	0.179720+00	0.057327	0.134077

RESULTADOS EN LA SEPARACION DE
 DOS ETAPAS

RESULTADOS EN LA SEPARACION
 CON DOS ETAPAS

PS1 =	300.00	LPCA.	RECUPERACION=	0.8990	GAL/HOL
PS1 =	700.00	LPCA.	RECUPERACION=	0.8551	GAL/HOL
PS1 =	600.00	LPCA.	RECUPERACION=	1.0093	GAL/HOL
PS1 =	500.00	LPCA.	RECUPERACION=	1.1437	GAL/HOL
PS1 =	400.00	LPCA.	RECUPERACION=	1.2505	GAL/HOL
PS1 =	300.00	LPCA.	RECUPERACION=	1.4209	GAL/HOL
PS1 =	200.00	LPCA.	RECUPERACION=	1.7463	GAL/HOL
PS1 =	100.00	LPCA.	RECUPERACION=	1.2035	GAL/HOL





ANALISIS DE LA ALIMENTACION

PRESION= 800.0 LPCA
 TEMPERATURA= 120.00 GR.FARENHEIT
 MOLES DEL LIQUIDO = 0.71597
 MOLES DE VAPOR = 0.28603
 PESO MOLECULAR LIQUIDO = 70.9798 LB.MOL
 PESO MOLECULAR VAPOR = 17.7259 LB.MOL

COMPONENTES *****	CTES. EQUILIBRIO RT. ADM. *****	COMP. DEL LIQUIDO X7 MOLAS *****	COMP. DEL VAPOR X7 MOLAS *****
METANO	0.386960+01	0.241672	0.735362
ETANO	0.231110+06	0.092352	0.037329
PROPANO	0.253670+00	0.050759	0.014505
N-BUTANO	0.117230+00	0.037904	0.004527
N-PENTANO	0.217840-01	0.024100	0.000526
HEXANO	0.217840-01	0.030266	0.000377
HEPTANO	0.360220-02	0.055930	0.000378

RESULTADOS EN LA SEPARACION II
 TRES ETAPAS

ANÁLISIS DE LA ALIMENTACIÓN

PRESIUN= 140.0 LPCA
 TEMPLATURA= 120.00 GR.FARENHEIT

MULES DEL LIQUIDO = 0.72862
 MULES DE VAPOR = 0.27138

PESO MOLECULAR LIQUIDO = 89.3002 LB.MOL
 PESO MOLECULAR VAPOR = 21.7915 LB.MOL

COMPONENTES	GRS. EQUILIBRIO KI. ADM.	COMP. DEL LIQUIDO KI. MOLAS	COMP. DEL VAPOR KI. MOLAS
METANO	0.221100+02	0.035902	0.794279
ETANO	0.422260+01	0.021269	0.101971
PROPANO	0.123370+01	0.047607	0.000812
N-BUTANO	0.423770+00	0.044971	0.020225
N-PENTANO	0.557610-01	0.032439	0.001595
HEXANO	0.557610-01	0.054050	0.000291
HEPTANO	0.222210-01	0.761765	0.010527

RESULTADOS EN LA SEPARACION DE
 TRES ETAPAS



ANALISIS DE LA ALIMENTACION

PRESION= 14.7 LPCA
 TEMPERATURA= 120.00 GR.FARENHEIT

MOLES DEL LIQUIDO = 0.87529
 MOLES DE VAPOR = 0.12671

PESO MOLECULAR LIQUIDO = 52.5516 LB.MOL
 PESO MOLECULAR VAPOR = 40.2147 LB.MOL

COMPONENTES *****	CTES. EQUILIBRIO KI, ADP. *****	COMP. DEL LIQUIDO MOLAS *****	COMP. DEL VAPOR Y MOLAS *****
METANO	0.211110+03	0.001300	0.274368
ETANO	0.331870+02	0.004150	0.162500
PROPANO	0.117700+02	0.019879	0.233930
N-BUTANO	0.402250+01	0.052228	0.125835
N-PENTANO	0.501060+00	0.034623	0.017346
HEXANO	0.501060+00	0.057705	0.028719
HEPTANO	0.179840+00	0.859103	0.152091

RESULTADOS EN LA SEPARACION DE
 TRES ETAPAS



RESUMEN DE LA TERCERA SESION
 DEL COMITE EJECUTIVO

PSI = 800.0 LPA.

PS21	140.00	LPA.	RECONSTRUCCION	7.0000	CAL/AB
PS22	135.00	LPA.	RECONSTRUCCION	7.0000	CAL/AB
PS23	130.00	LPA.	RECONSTRUCCION	7.0000	CAL/AB
PS24	125.00	LPA.	RECONSTRUCCION	7.0000	CAL/AB
PS25	120.00	LPA.	RECONSTRUCCION	7.0000	CAL/AB
PS26	115.00	LPA.	RECONSTRUCCION	7.0000	CAL/AB
PS27	110.00	LPA.	RECONSTRUCCION	7.0000	CAL/AB
PS28	105.00	LPA.	RECONSTRUCCION	7.0000	CAL/AB
PS29	100.00	LPA.	RECONSTRUCCION	7.0000	CAL/AB
PS30	95.00	LPA.	RECONSTRUCCION	7.0000	CAL/AB
PS31	90.00	LPA.	RECONSTRUCCION	7.0000	CAL/AB
PS32	85.00	LPA.	RECONSTRUCCION	7.0000	CAL/AB
PS33	80.00	LPA.	RECONSTRUCCION	7.0000	CAL/AB
PS34	75.00	LPA.	RECONSTRUCCION	7.0000	CAL/AB
PS35	70.00	LPA.	RECONSTRUCCION	7.0000	CAL/AB
PS36	65.00	LPA.	RECONSTRUCCION	7.0000	CAL/AB
PS37	60.00	LPA.	RECONSTRUCCION	7.0000	CAL/AB
PS38	55.00	LPA.	RECONSTRUCCION	7.0000	CAL/AB
PS39	50.00	LPA.	RECONSTRUCCION	7.0000	CAL/AB
PS40	45.00	LPA.	RECONSTRUCCION	7.0000	CAL/AB
PS41	40.00	LPA.	RECONSTRUCCION	7.0000	CAL/AB
PS42	35.00	LPA.	RECONSTRUCCION	7.0000	CAL/AB
PS43	30.00	LPA.	RECONSTRUCCION	7.0000	CAL/AB
PS44	25.00	LPA.	RECONSTRUCCION	7.0000	CAL/AB
PS45	20.00	LPA.	RECONSTRUCCION	7.0000	CAL/AB
PS46	15.00	LPA.	RECONSTRUCCION	7.0000	CAL/AB
PS47	10.00	LPA.	RECONSTRUCCION	7.0000	CAL/AB
PS48	5.00	LPA.	RECONSTRUCCION	7.0000	CAL/AB
PS49	0.00	LPA.	RECONSTRUCCION	7.0000	CAL/AB
PS50	0.00	LPA.	RECONSTRUCCION	7.0000	CAL/AB



RESULTADOS EN LA SEPARACION
 CUN TRLS ETAPAS

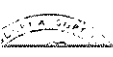
PS1 = 700.0 LPCA.

PS2	140.00	LPCA.	RECUPERACION	7.6950	GAL/MOL
PS2	135.00	LPCA.	RECUPERACION	7.6725	GAL/MOL
PS2	130.00	LPCA.	RECUPERACION	7.6798	GAL/MOL
PS2	125.00	LPCA.	RECUPERACION	7.6970	GAL/MOL
PS2	120.00	LPCA.	RECUPERACION	7.6339	GAL/MOL
PS2	115.00	LPCA.	RECUPERACION	7.7907	GAL/MOL
PS2	110.00	LPCA.	RECUPERACION	7.7071	GAL/MOL
PS2	105.00	LPCA.	RECUPERACION	7.7131	GAL/MOL
PS2	100.00	LPCA.	RECUPERACION	7.7187	GAL/MOL
PS2	95.00	LPCA.	RECUPERACION	7.7237	GAL/MOL
PS2	90.00	LPCA.	RECUPERACION	7.7279	GAL/MOL
PS2	85.00	LPCA.	RECUPERACION	7.7312	GAL/MOL
PS2	80.00	LPCA.	RECUPERACION	7.7334	GAL/MOL
PS2	75.00	LPCA.	RECUPERACION	7.7391	GAL/MOL
PS2	70.00	LPCA.	RECUPERACION	7.7228	GAL/MOL
PS2	65.00	LPCA.	RECUPERACION	7.7291	GAL/MOL
PS2	60.00	LPCA.	RECUPERACION	7.7222	GAL/MOL
PS2	55.00	LPCA.	RECUPERACION	7.7111	GAL/MOL
PS2	50.00	LPCA.	RECUPERACION	7.6941	GAL/MOL
PS2	45.00	LPCA.	RECUPERACION	7.6853	GAL/MOL
PS2	40.00	LPCA.	RECUPERACION	7.6839	GAL/MOL
PS2	35.00	LPCA.	RECUPERACION	7.6819	GAL/MOL
PS2	30.00	LPCA.	RECUPERACION	7.6805	GAL/MOL
PS2	25.00	LPCA.	RECUPERACION	7.6800	GAL/MOL

RESULTADOS EN LA SEPARACION
 CCN TRES ETAPAS

PSI = 600.0 LICA.

PS22	140.000	LPCA.	RECUPERACION	7.0065	CAL/MUL
PS22	135.000	LPCA.	RECUPERACION	7.0704	CAL/MUL
PS22	130.000	LPCA.	RECUPERACION	7.0893	CAL/MUL
PS22	125.000	LPCA.	RECUPERACION	7.0921	CAL/MUL
PS22	120.000	LPCA.	RECUPERACION	7.0936	CAL/MUL
PS22	115.000	LPCA.	RECUPERACION	7.1074	CAL/MUL
PS22	110.000	LPCA.	RECUPERACION	7.1197	CAL/MUL
PS22	105.000	LPCA.	RECUPERACION	7.1210	CAL/MUL
PS22	100.000	LPCA.	RECUPERACION	7.1200	CAL/MUL
PS22	95.000	LPCA.	RECUPERACION	7.1295	CAL/MUL
PS22	90.000	LPCA.	RECUPERACION	7.1107	CAL/MUL
PS22	85.000	LPCA.	RECUPERACION	7.1950	CAL/MUL
PS22	80.000	LPCA.	RECUPERACION	7.1501	CAL/MUL
PS22	75.000	LPCA.	RECUPERACION	7.1521	CAL/MUL
PS22	70.000	LPCA.	RECUPERACION	7.1340	CAL/MUL
PS22	65.000	LPCA.	RECUPERACION	7.1242	CAL/MUL
PS22	60.000	LPCA.	RECUPERACION	7.1211	CAL/MUL
PS22	55.000	LPCA.	RECUPERACION	7.1499	CAL/MUL
PS22	50.000	LPCA.	RECUPERACION	7.1028	CAL/MUL
PS22	45.000	LPCA.	RECUPERACION	7.1193	CAL/MUL
PS22	40.000	LPCA.	RECUPERACION	7.0901	CAL/MUL
PS22	35.000	LPCA.	RECUPERACION	7.0709	CAL/MUL
PS22	30.000	LPCA.	RECUPERACION	7.0000	CAL/MUL



RESULTADOS EN LA SEPARACION
CON TRES ETAPAS

PSI = 400.0 LPCA.

P52=	140.00	RECUPERACION	7.0091	CAL/MOL
P52=	135.00	RECUPERACION	7.0779	CAL/MOL
P52=	130.00	RECUPERACION	7.0800	CAL/MOL
P52=	125.00	RECUPERACION	7.0949	CAL/MOL
P52=	120.00	RECUPERACION	7.7011	CAL/MOL
P52=	115.00	RECUPERACION	7.7117	CAL/MOL
P52=	110.00	RECUPERACION	7.7202	CAL/MOL
P52=	105.00	RECUPERACION	7.7287	CAL/MOL
P52=	100.00	RECUPERACION	7.7372	CAL/MOL
P52=	95.00	RECUPERACION	7.7458	CAL/MOL
P52=	90.00	RECUPERACION	7.7543	CAL/MOL
P52=	85.00	RECUPERACION	7.7629	CAL/MOL
P52=	80.00	RECUPERACION	7.7715	CAL/MOL
P52=	75.00	RECUPERACION	7.7800	CAL/MOL
P52=	70.00	RECUPERACION	7.7886	CAL/MOL
P52=	65.00	RECUPERACION	7.7971	CAL/MOL
P52=	60.00	RECUPERACION	7.8057	CAL/MOL
P52=	55.00	RECUPERACION	7.8143	CAL/MOL
P52=	50.00	RECUPERACION	7.8229	CAL/MOL
P52=	45.00	RECUPERACION	7.8315	CAL/MOL
P52=	40.00	RECUPERACION	7.8401	CAL/MOL
P52=	35.00	RECUPERACION	7.8487	CAL/MOL
P52=	30.00	RECUPERACION	7.8573	CAL/MOL
P52=	25.00	RECUPERACION	7.8659	CAL/MOL
P52=	20.00	RECUPERACION	7.8745	CAL/MOL
P52=	15.00	RECUPERACION	7.8831	CAL/MOL
P52=	10.00	RECUPERACION	7.8917	CAL/MOL
P52=	5.00	RECUPERACION	7.9003	CAL/MOL
P52=	0.00	RECUPERACION	7.9089	CAL/MOL

RESULTADOS EN LA SEPARACION
 CON TRES ETAPAS

PSI = 200.0 LPCA.

PS2 =	140.00	LPCA.	RECUPERACION =	7.6369	GAL/MUL
PS2 =	135.00	LPCA.	RECUPERACION =	7.6414	GAL/MUL
PS2 =	130.00	LPCA.	RECUPERACION =	7.6225	GAL/MUL
PS2 =	125.00	LPCA.	RECUPERACION =	7.6669	GAL/MUL
PS2 =	120.00	LPCA.	RECUPERACION =	7.6689	GAL/MUL
PS2 =	115.00	LPCA.	RECUPERACION =	7.6773	GAL/MUL
PS2 =	110.00	LPCA.	RECUPERACION =	7.6657	GAL/MUL
PS2 =	105.00	LPCA.	RECUPERACION =	7.6743	GAL/MUL
PS2 =	100.00	LPCA.	RECUPERACION =	7.7030	GAL/MUL
PS2 =	95.00	LPCA.	RECUPERACION =	7.7117	GAL/MUL
PS2 =	90.00	LPCA.	RECUPERACION =	7.7206	GAL/MUL
PS2 =	85.00	LPCA.	RECUPERACION =	7.7295	GAL/MUL
PS2 =	80.00	LPCA.	RECUPERACION =	7.7385	GAL/MUL
PS2 =	75.00	LPCA.	RECUPERACION =	7.7475	GAL/MUL
PS2 =	70.00	LPCA.	RECUPERACION =	7.7564	GAL/MUL
PS2 =	65.00	LPCA.	RECUPERACION =	7.7651	GAL/MUL
PS2 =	60.00	LPCA.	RECUPERACION =	7.7735	GAL/MUL
PS2 =	55.00	LPCA.	RECUPERACION =	7.7813	GAL/MUL
PS2 =	50.00	LPCA.	RECUPERACION =	7.7861	GAL/MUL
PS2 =	45.00	LPCA.	RECUPERACION =	7.7932	GAL/MUL
PS2 =	40.00	LPCA.	RECUPERACION =	7.7959	GAL/MUL
PS2 =	35.00	LPCA.	RECUPERACION =	7.7923	GAL/MUL
PS2 =	30.00	LPCA.	RECUPERACION =	7.7800	GAL/MUL
PS2 =	25.00	LPCA.	RECUPERACION =	7.7600	GAL/MUL

RESULTADOS DE LAS PROPIEDADES FISICAS

DE LA FASE LIQUIDA Y VAPOR

1.- DENSIDAD
+++++

DENSIDAD DEL VAPOR = 3.455252 LIB/PC
DENSIDAD DEL LIQUIDO = 34.813096 LIB/PC

2.- GRAVEDAD ESPECIFICA
+++++

GRAVEDAD ESPECIFICA DEL VAPOR = 0.602612
GRAVEDAD ESPECIFICA DEL LIQUIDO = 1.017804

3.- FACTOR DE COMPRESIBILIDAD
+++++

FACTOR DE COMPRESIBILIDAD Z = 0.89188357

4.- VOLUMEN MOLAR ESPECIFICO
+++++

VOLUMEN MOLAR ESPECIFICO DEL VAPOR = 0.011288 PC/MCL
VOLUMEN MOLAR ESPECIFICO DEL LIQUIDO = 0.0040230 PC/MCL

5.- PESO MOLECULAR
+++++

PESO MOLECULAR DEL VAPOR = 17.457670 LIB.MOL
PESO MOLECULAR DEL LIQUIDO = 69.510942 LIB.MOL

PROGRAMA PREPARADO POR
FABIAN G. MINGO G.
INGENIERO DE PETROLEOS
POSTGRADO EN INGENIERIA DE GAS NATURAL

450.00	LPCA	PRESUN=
120.00	GR.FARENHEIT	TEMPERATURA=
0.85	ADM.	FACTCK COMPRES.=
31926.10	MOLES/HORA	FLUJO=
28.00	PIES	LONGITUD=
7.00	PIES	DIAMETRO=

PARAMETROS CALCULADOS PARA EL
SEPARADOR HORIZONTAL

POR FAVOR UTILIZAR UN SEPARADOR HORIZONTAL
CONSIDERACIONES DE ESPACIO MINIMO HACEN IMPOSIBLE SU USO

LONGITUD= 34.00 PIES DIAMETRO= 8.50 PIES

PARAMETROS CALCULADOS PARA EL
SEPARADOR VERTICAL

RESULTADOS OBTENIDOS EN EL DISEÑO PARA UN
SEPARADOR VERTICAL Y SEPARADOR HORIZONTAL
CUANDO EXISTE UN ALTO PORCENTAJE DE GAS

240.0	10.15	4.55	0.45
225.0	10.15	4.31	0.42
210.0	10.15	4.07	0.40
195.0	10.15	3.83	0.38
180.0	10.15	3.59	0.35
165.0	10.15	3.35	0.33
150.0	10.15	3.10	0.31
135.0	10.15	2.86	0.28
120.0	10.15	2.62	0.26

 TR SEG D PIES L PIES L/D

TIEMPO DIAMETRO LONGITUD RELACION
 VARIACION DE LA RELACION L/D VS TIEMPO DE RETENCION

SEPARADOR VERTICAL

RESULTADOS OBTENIDOS EN EL DISEÑO PARA UN
 SEPARADOR HORIZONTAL Y SEPARADOR VERTICAL
 CUANDO HAY ALTO PORCENTAJE DE LIGUIDO

SEPARADOR HORIZONTAL

LONGITUD= 10.00 PIES

VARIACION DE LA RELACION L/D VS TIEMPO DE RETENCION

TIEMPO DIAMETRO LONGITUD RELACION

IR SEC D PIES L PIES L/D

120.0 7.80 4.44 0.57

135.0 7.80 4.85 0.62

150.0 7.80 5.28 0.67

165.0 7.80 5.67 0.73

180.0 7.80 6.07 0.78

195.0 7.80 6.48 0.83

210.0 7.80 6.89 0.88

225.0 7.80 7.30 0.94

240.0 7.80 7.71 0.99

TIEMPO DIAMETRO LONGITUD RELACION
 TR SEG D PIES L PIES L/D

120.0	7.45	4.87	0.65
135.0	7.45	5.31	0.71
150.0	7.45	5.76	0.77
165.0	7.45	6.21	0.83
180.0	7.45	6.65	0.89
195.0	7.45	7.10	0.95
210.0	7.45	7.55	1.01
225.0	7.45	8.00	1.07
240.0	7.45	8.44	1.13

LONGITUD= 12.00 PIES

SEPARADOR HORIZONTAL

VARIACION DE LA RELACION L/D VS TIEMPO DE RETENCION

TIEMPO DIAMETRO LONGITUD RELACION
 TR SEC D PIES L PIES L/D

120.0	7.17	5.26	0.73
135.0	7.17	5.74	0.80
150.0	7.17	6.22	0.87
165.0	7.17	6.70	0.94
180.0	7.17	7.19	1.00
195.0	7.17	7.67	1.07
210.0	7.17	8.15	1.14
225.0	7.17	8.64	1.20
240.0	7.17	9.12	1.27

VARIACION DE LA RELACION L/D VS TIEMPO DE RETENCION

LONGITUD= 14.00 PIES

SEPARADOR HORIZONTAL

SEPARADOR HORIZONTAL

LONGITUD= 16.00 PIES

VARIACION DE LA RELACION L/D VS TIEMPO DE RETENCION

TIEMPO DIAMETRO LONGITUD RELACION

TR SEC D PIES L PIES L/D

120.0 6.93 5.62 0.81

135.0 6.93 6.13 0.88

150.0 6.93 6.65 0.96

165.0 6.93 7.17 1.03

180.0 6.93 7.68 1.11

195.0 6.93 8.20 1.18

210.0 6.93 8.72 1.26

225.0 6.93 9.23 1.33

240.0 6.93 9.75 1.41

SEPARADOR HORIZONTAL

LONGITUD= 18.00 PIES

VARIACION DE LA RELACION L/D VS TIEMPO DE RETENCION

TIEMPO DIAMETRO LONGITUD RELACION

TR SEC D PIES L PIES L/D

120.0 6.73 5.96 0.89

135.0 6.73 6.51 0.97

150.0 6.73 7.05 1.05

165.0 6.73 7.60 1.13

180.0 6.73 8.15 1.21

195.0 6.73 8.70 1.29

210.0 6.73 9.24 1.37

225.0 6.73 9.79 1.45

240.0 6.73 10.34 1.54

TIEMPO DIAMETRO LONGITUD RELACION
 TR SEG D PIES L PIES L/D

120.0	6.56	6.28	0.96
135.0	6.56	6.86	1.05
150.0	6.56	7.44	1.13
165.0	6.56	8.01	1.22
180.0	6.56	8.59	1.31
195.0	6.56	9.17	1.40
210.0	6.56	9.75	1.49
225.0	6.56	10.32	1.57
240.0	6.56	10.90	1.66

LONGITUD= 20.00 PIES

SEPARADOR HORIZONTAL

VARIACION DE LA RELACION L/D VS TIEMPO DE RETENCION

240.0	6.40	11.43	1.79
225.0	6.40	10.83	1.69
210.0	6.40	10.22	1.60
195.0	6.40	9.62	1.50
180.0	6.40	9.01	1.41
165.0	6.40	8.40	1.31
150.0	6.40	7.80	1.22
135.0	6.40	7.19	1.12
120.0	6.40	6.59	1.03

 TR SEG D PIES L PIES L/D
 TIEMPO DIAMETRO LONGITUD RELACION

VARIACION DE LA RELACION L/D VS TIEMPO DE RETENCION

LONGITUD= 22.00 PIES

SEPARADOR HORIZONTAL

240.0	6.27	11.94	1.91
225.0	6.27	11.31	1.80
210.0	6.27	10.68	1.70
195.0	6.27	10.04	1.60
180.0	6.27	9.41	1.50
165.0	6.27	8.78	1.40
150.0	6.27	8.15	1.30
135.0	6.27	7.51	1.20
120.0	6.27	6.88	1.10

 TR SEG D PIES L PIES L/D
 TIEMPO DIAMETRO LONGITUD RELACION

VARIACION DE LA RELACION L/D VS TIEMPO DE RETENCION

LONGITUD = 24.00 PIES

SEPARADOR HORIZONTAL

SEPARADOR HORIZONTAL

LONGITUD= 26.00 PIES

VARIACION DE LA RELACION L/D VS TIEMPO DE RETENCION

TIEMPO DIAMETRO LONGITUD RELACION

IN SEG D PIES L PIES L/D

120.0	6.14	7.16	1.17
135.0	6.14	7.82	1.27
150.0	6.14	8.48	1.38
165.0	6.14	9.14	1.49
180.0	6.14	9.79	1.59
195.0	6.14	10.45	1.70
210.0	6.14	11.11	1.81
225.0	6.14	11.77	1.92
240.0	6.14	12.43	2.02

SEPARADOR HORIZONTAL

LONGITUD = 28.00 PIES

VARIAACION DE LA RELACION L/D VS TIEMPO DE RETENCION

TIEMPO DIAMETRO LONGITUD RELACION
 TR SEG D PIES L PIES L/D

120.0 6.03 7.43 1.23

135.0 6.03 8.12 1.35

150.0 6.03 8.80 1.46

165.0 6.03 9.48 1.57

180.0 6.03 10.16 1.69

195.0 6.03 10.85 1.80

210.0 6.03 11.53 1.91

225.0 6.03 12.21 2.03

240.0 6.03 12.90 2.14



TIEMPO DIAMETRO LONGITUD RELACION
 TR SEG D PIES L PIES L/D

120.0	5.93	7.69	1.30
135.0	5.93	8.40	1.42
150.0	5.93	9.11	1.54
165.0	5.93	9.81	1.66
180.0	5.93	10.52	1.78
195.0	5.93	11.23	1.89
210.0	5.93	11.94	2.01
225.0	5.93	12.64	2.13
240.0	5.93	13.35	2.25

LONGITUD = 30.00 PIES

SEPARADOR HORIZONTAL

VARIACION DE LA RELACION L/D VS TIEMPO DE RETENCION

VARIACION DE LA RELACION L/D VS TIEMPO DE RETENCION

LONGITUD = 32.00 PIES

SEPARADOR HORIZONTAL

TIEMPO DIAMETRO LONGITUD RELACION
TR SEG D PIES L PIES L/D

120.0	5.83	7.95	1.36
135.0	5.83	8.68	1.49
150.0	5.83	9.41	1.61
165.0	5.83	10.14	1.74
180.0	5.83	10.87	1.86
195.0	5.83	11.60	1.99
210.0	5.83	12.33	2.11
225.0	5.83	13.06	2.24
240.0	5.83	13.79	2.36

VARIACION DE LA RELACION L/D VS TIEMPO DE RETENCION

LONGITUD = 34.00 PIES

SEPARADOR HORIZONTAL

TIEMPO DIAMETRO LONGITUD RELACION
 TR SEG D PIES L PIES L/D

120.0	5.74	8.19	1.43
135.0	5.74	8.94	1.56
150.0	5.74	9.70	1.69
165.0	5.74	10.45	1.82
180.0	5.74	11.20	1.95
195.0	5.74	11.95	2.08
210.0	5.74	12.71	2.21
225.0	5.74	13.46	2.34
240.0	5.74	14.21	2.47

VARIACION DE LA RELACION L/D VS TIEMPO DE RETENCION

LONGITUD = 36.00 PIES

SEPARADOR HORIZONTAL

TIEMPO DIAMETRO LONGITUD RELACION
TR SEC D PIES L PIES L/D

120.0	5.66	8.43	1.49
135.0	5.66	9.20	1.63
150.0	5.66	9.98	1.76
165.0	5.66	10.75	1.90
180.0	5.66	11.53	2.04
195.0	5.66	12.30	2.17
210.0	5.66	13.07	2.31
225.0	5.66	13.85	2.45
240.0	5.66	14.62	2.58

C A P I T U L O I V

DISCUSION DE RESULTADOS

Los resultados obtenidos en la prediccion de las constantes de equilibrio, correspondientes a los sistemas de mezclas estudiados, para las diferentes condiciones de operacion analizadas al variar la presion desde un valor máximo hasta las condiciones normales, que se encuentran en el tanque de almacenamiento, fueron calculados mediante la correlacion propuesta por Canfield (16), con una buena aproximacion en la mayoría de los componentes, para los cuales el programa toma en consideracion. Esto se demuestra porque los valores calculados de las constantes de equilibrio, comparadas con los leídos en el manual del GPSA (15), como función de la presion de convergencia tienen una desviacion del 5% a las condiciones de presion y temperatura establecidas.

Es importante mencionar, que en la subrutina denominada "CARGA", se realizan los calculos iterativos hasta que la presion de convergencia calculada menos la presion de convergencia asumida, según la correlacion presentada por Standing (18), sea menor e igual a la unidad (1.0 Lpca), lo cual nos permite obtener valores de los moles de liquido y vapor, ya que están dentro de un rango de confiabilidad, lo cual es un indicativo de que se cumple una buena separacion de las fases liquido - vapor en cada "flash", tanto en los separadores como en el tanque de almacenamiento, por cada iteracion, cuando el sistema considerado y tres etapas respectivamente.

Se puede observar en la fig. 15 que a medida que se disminuye la presión de recuperación de líquido en dos etapas, va aumentando hasta que alcanza un valor máximo y si la presión se va aún más reduciendo, notamos que la recuperación de líquido también disminuye, este es un indicativo para determinar a que presión debe operar el separador, y es lo que se conoce como la presión óptima de separación, con lo cual se obtiene el mayor recobro de líquidos en el tanque de almacenamiento.

Igualmente podemos ver en la fig. 16, cuando el sistema está para una separación en tres etapas, se obtiene una familia de curvas, al disminuir sucesivamente la presión dentro del primer separador, cuyo líquido máximo local aumenta progresivamente hasta llegar a un punto (líquido máximo global), donde al seguir reduciendo la presión, en el primer separador, también disminuye el líquido condensado en el tanque de almacenamiento, lo cual nos indica que hay un máximo de líquido y que la presión correspondiente a este punto, será la presión óptima de separación para el segundo separador y la presión del primer separador será a la presión donde se ha evaluado el comportamiento de esta curva, para la cual se ha alcanzado el máximo recobro de líquido en el tanque de almacenamiento. Por consiguiente, este será el punto que nos da las condiciones óptimas de separación de los dos separadores.

Además en la figura 16, se puede ver en cualquiera de las curvas del conjunto, que cuando la presión del segundo separador aumenta a partir de la presión atmosférica, el recobro del líquido en el tanque de almacenamiento crece rápidamente y luego decrece, después que ha pasado por el líquido máximo local. Sin embargo, el primer separador no tiene influencia tan marcada, con respecto al segundo separador, sobre la recuperación del líquido en el

tanque de almacenamiento. Analizando en familia de curvas de 800 y 700 Lpca, por ejemplo, para una caída de presión de 100 Lpca, en el primer separador existe una diferencia en el líquido condensado en el tanque de almacenamiento alrededor de 0.0209 Gal/Mol y considerando únicamente la curva de 700 Lpca, la diferencia en el líquido condensado en el tanque es de 0.040 Gal/Mol., esto es una demostración de que la optimización del sistema de separadores, está más influenciada por el separador que por el primero. Se puede ver en la figura 16 donde la variación del líquido no es perceptible cuando ponemos variar R vs Ps1. Por consiguiente, se puede decir que por la disminución de presión de operación del primer separador trae como consecuencia una disminución en la presión óptima del segundo separador, quedando esta última relativamente cerca de la presión de operación del tanque de almacenamiento, cuando se encuentra la presión óptima del primer separador, esto implica que un tercer separador tendría la operación tan cerca de la presión del tanque de almacenamiento, que su influencia sobre la recuperación de líquido en dicho tanque sería bastante baja.

Los resultados obtenidos del ejemplo de operación, justifica lo indicado anteriormente, puesto que para los datos alimentados al computador de una mezcla de 7 componentes, a una presión de 1100 Lpca y una temperatura de 120° F, se tiene las condiciones siguientes óptimas de separación:

1) Sistema de Dos Etapas:

- Presión óptima del primer separador (PS1): 200 Lpca

- Recuperación de líquido en el tanque de almacenamiento (R)

7.5468 Gal/Mol.



2) Sistema de Tres Etapas:

- Presión óptima del primer separador (PS1) 400 Lpca
- Presión óptima del segundo separador (PS2) 70 Lpca
- Recuperación de líquido en el tanque de almacenamiento (R) 7.9251 Gal/Mol.

Es importante indicar que si la presión de operación de los separadores se colocaran a condiciones que no fueran las óptimas, el recobro de líquido en el tanque de almacenamiento sería menos, esto significa que la presión del separador de alta o de baja está a la izquierda o a la derecha, donde se tiene el recobro máximo de líquido.

Para que el cálculo óptimo de equilibrio de las fases líquido - vapor determine a las condiciones de presión y temperatura óptimas, se cumpla dentro del recipiente, es necesario que el diseño físico-mecánico del separador, permita el comportamiento de la separación de las fases líquido - vapor, lo cual se considera cuando las relaciones de longitud y diámetro para el tipo seleccionado de separador sea horizontal o vertical, estén en los rangos permisibles de las normas de diseño establecidas. El cálculo del diámetro y la longitud se determina como función del flujo de la alimentación, al separador, densidad de la fase líquido y vapor, factor de compresibilidad, recuperación/1000 PCND de gas y de la presión y temperatura óptima de separación. El programa para la selección y diseño del separador está condicionado a la disponibilidad física en el campo, tal que su optimización y decisión económica futura dependa de la facilidad de adquirirlo en el mercado o mejorar su selección si es necesario construirlo. Por tal motivo se ha generado

do una serie de tablas en función de cada una, tal que el diseñador pueda escoger la que se ajuste a sus necesidades.

Además se presenta una serie de tablas para el caso de corrientes de gas en donde se genera poca cantidad de líquido, en el caso de sistemas cercanos al punto de Rocío, para lo cual se deben instalar recipientes a presión llamados Scrubbers, permitiendo así hacer una mejor selección de estos separadores dentro del rango de eficiencia técnico y económico.

En el caso de las propiedades físicas de las mezclas obtenidas por el empleo de la Ecuación de estado de BWR, para las fases líquido y vapor por el Método Matemático arrojan resultados que están dentro del rango de desviación comparados con los datos obtenidos experimentalmente por análisis de P.V.T. lo cual hace confiable su utilización.

En general, los resultados obtenidos representan para el diseño de sistemas de separación valores muy cercanos a los determinados en los procesos de campo.

CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

1. La correlación utilizada en el cálculo de las constantes de equilibrio para la predicción del comportamiento del equilibrio de las fases líquido-vapor, en general simula satisfactoriamente los objetivos mencionados, para sistemas formados tanto por hidrocarburos livianos como no hidrocarburos, constituyentes del gas natural.

2. En un sistema de separación de gas por etapas, bajo condiciones establecidas de presión, considerando un proceso isotérmico en cada una de ellas se observa que las curvas de recobro de líquido en el tanque de almacenamiento en función de la presión del segundo separador y para una presión fija dentro del primer separador, describe un líquido máximo local.

3. El punto que determina las condiciones óptimas de operación de los dos separadores, para el caso de tres etapas y para el separador en dos etapas, la recuperación de líquidos es el máximo.

4. En el sistema de tres etapas se concluye que la optimización del sistema de separadores está más influenciada por el segundo separador que por el primero, por esta razón la caída de presión debe estar en un rango de 30 a 50 Lpca. entre el separador de baja presión y el tanque de almacenamiento.

5. La separación de líquidos por etapas conteniendo grandes cantidades de metano hasta pentano, usualmente generan poca cantidad de líquido en el



8. Si no se dispone de un computador para efectuar los cálculos de la presión óptima de separación, puede hacerse uso del método aproximado de Whinery - Campbell (4), por medio del cual se determina la presión óptima del segundo separador, considerando el tanque a la presión atmosférica. El método no considera la variación de temperatura, pues

7. Sería conveniente evaluar otras ecuaciones de estado disponibles, aplicando a los sistemas analizados en este trabajo, y comparar los resultados obtenidos para propósitos de discusión, en el cálculo de las constantes de equilibrio y las propiedades físicas de los gases líquido y vapor.

6. No hay una regla general para determinar el número óptimo de las etapas de separación, por lo cual se requiere consideraciones prácticas, las mismas que pueden ser obtenidos con exactitud mediante cálculos de vaporización (Flash) verificando con pruebas de campo. Respecto a lo más económico de utilizar varias etapas de separación, puede ser determinado mediante la aplicación de curvas de estimación de costos, tanto para separadores horizontales como verticales, de acuerdo a la selección del sistema de separación.

tanque de almacenamiento cuando se procesan por separación por etapas. En el caso de mezclas muy cercanas al punto de rocío, los sistemas de separación por etapas no se justifican porque la cantidad de líquido recuperado en el tanque de almacenamiento es mínima, por lo que en este tipo de mezclas se recomiendan utilizar lasa Scrubbers, equipos diseñados para separar pequeñas cantidades de líquidos.

estima que tiene poco efecto sobre la presión óptima.

9. Se recomienda elaborar un conjunto de Normogramas que conociendo la Gravedad Específica de la alimentación, presión y temperatura de entrada a los separadores se pueda determinar las condiciones óptimas de operación para sistemas de separación de Dos y Tres etapas para obtener el recobro máximo de líquido en el tanque de almacenamiento.

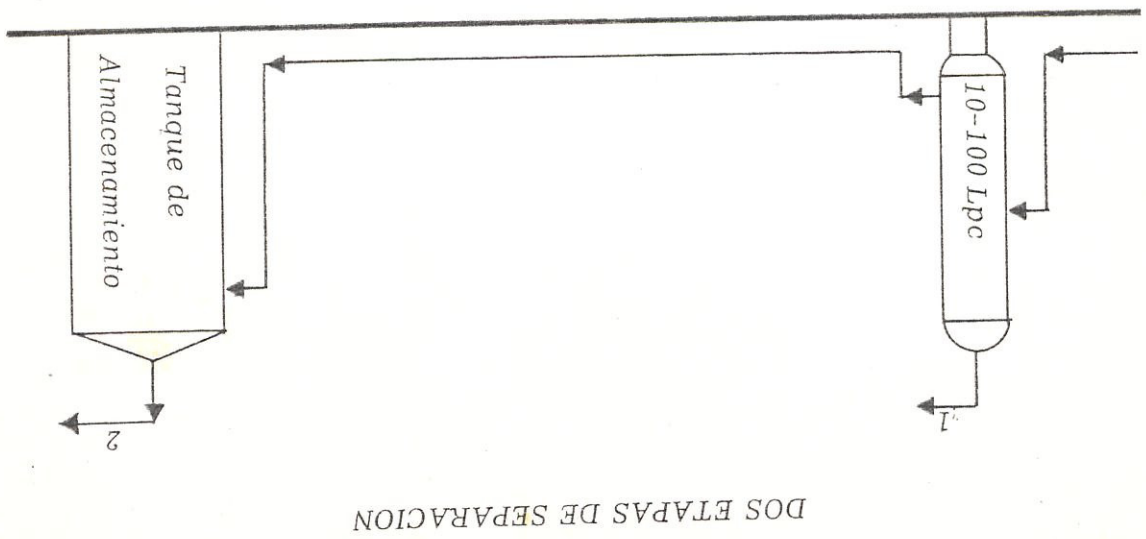
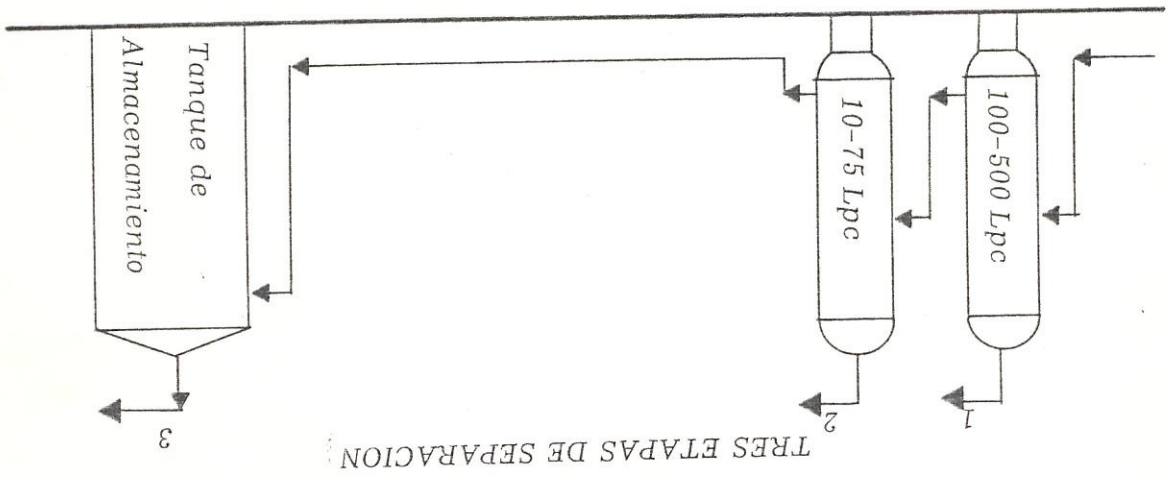
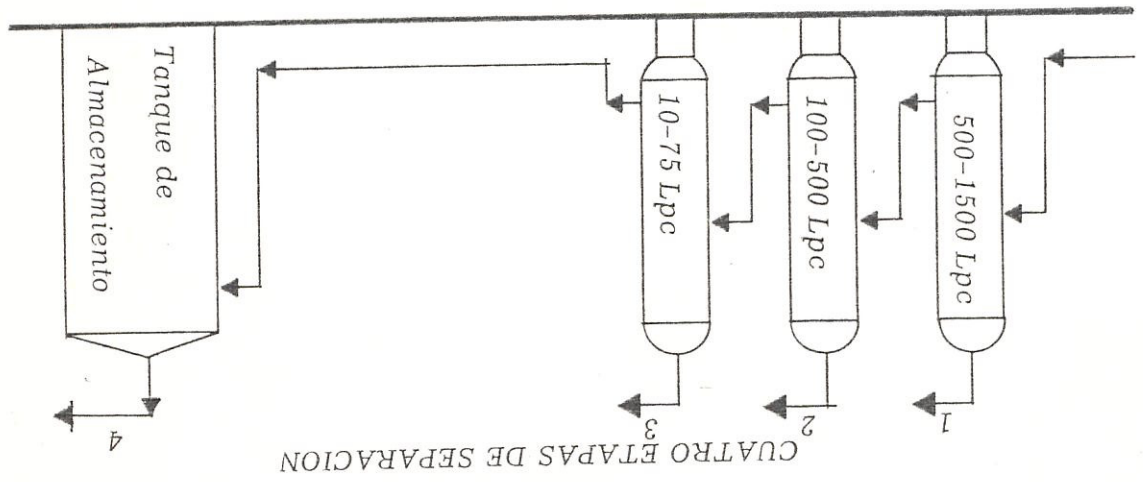
10. Desarrollar un diseño en donde se considere la variación de la temperatura en cada cámara de separación y hacer una comparación de líquido recuperado con un proceso isotérmico, desde el punto de vista técnico y económico. Usar un modelo matemático que tome en consideración la transferencia de calor a través de las cámaras con los alrededores, a fin de comparar los resultados obtenidos en este trabajo con los calculados en el de adiabaticización total. Esto con la finalidad de poder escoger con cual de los dos modelos será el recobro de líquido máximo en el tanque de almacenamiento.

IDEALOTI&IN



F I G U R A S

FIG. 1 DIAGRAMA DE FLUJO DE LAS ETAPAS DE SEPARACION (29)



RECUBRO DE LIQUIDO Gal/MMPC

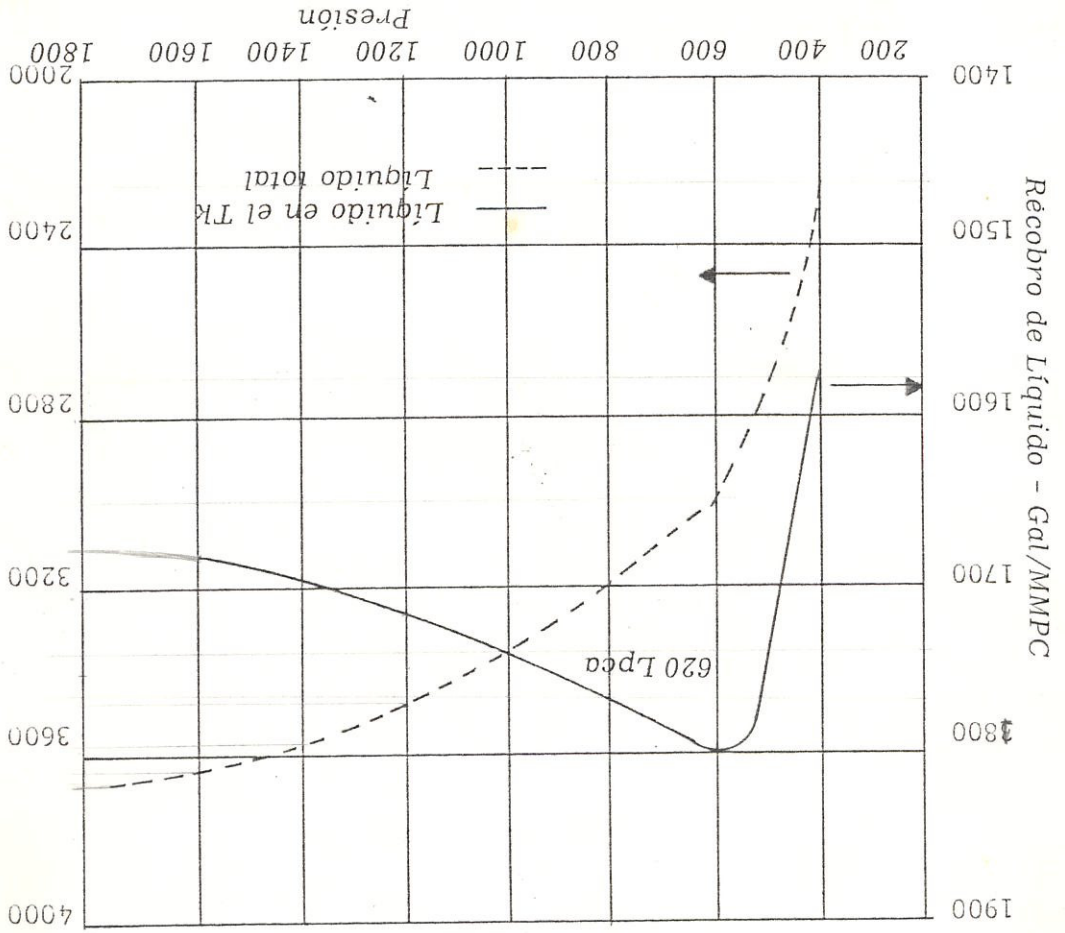


FIG. 3 LIQUIDO RECUPERADO EN EL SEPARADOR DE ALTA PRESION (1)

RELACION DE VAPORIZACION DEL PROPANO

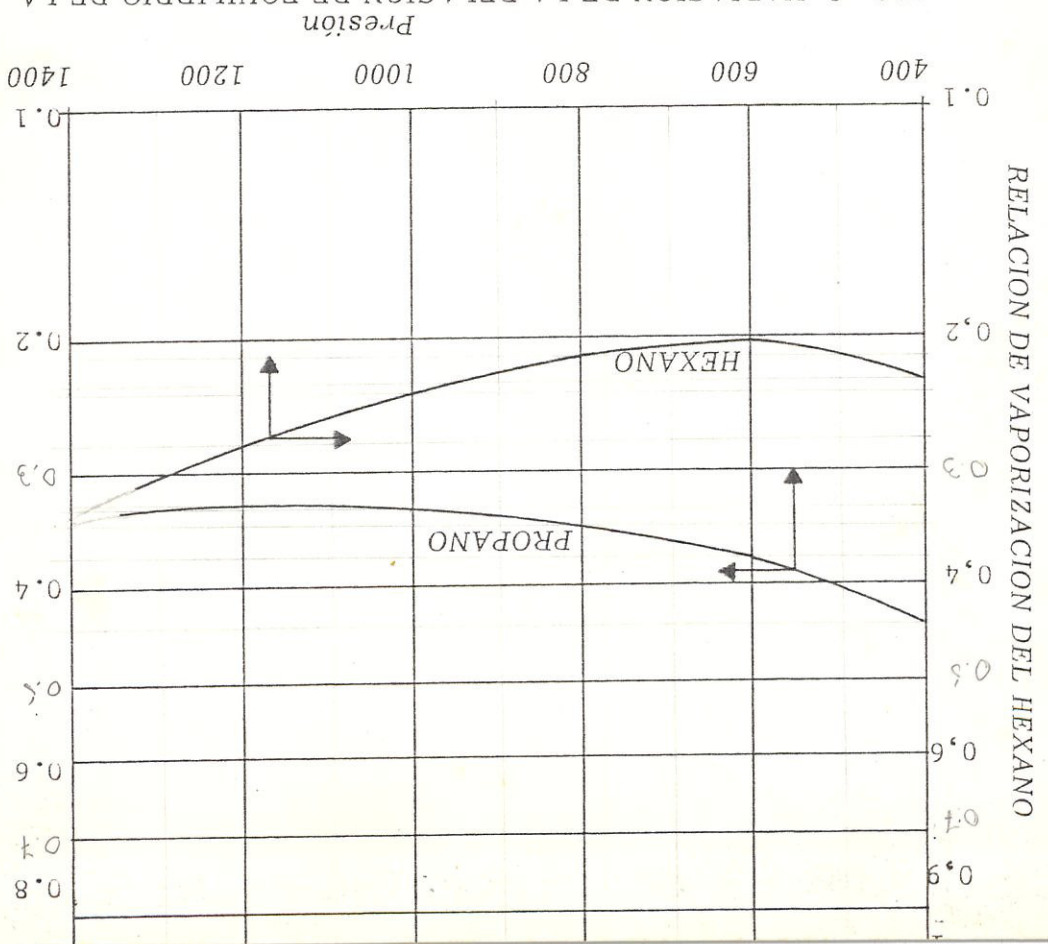


FIG. 2 VARIACION DE LA RELACION DE EQUILIBRIO DE LA VAPORIZACION CON LA PRESION (47)

Recobro de l Líquido Gal/MMPG

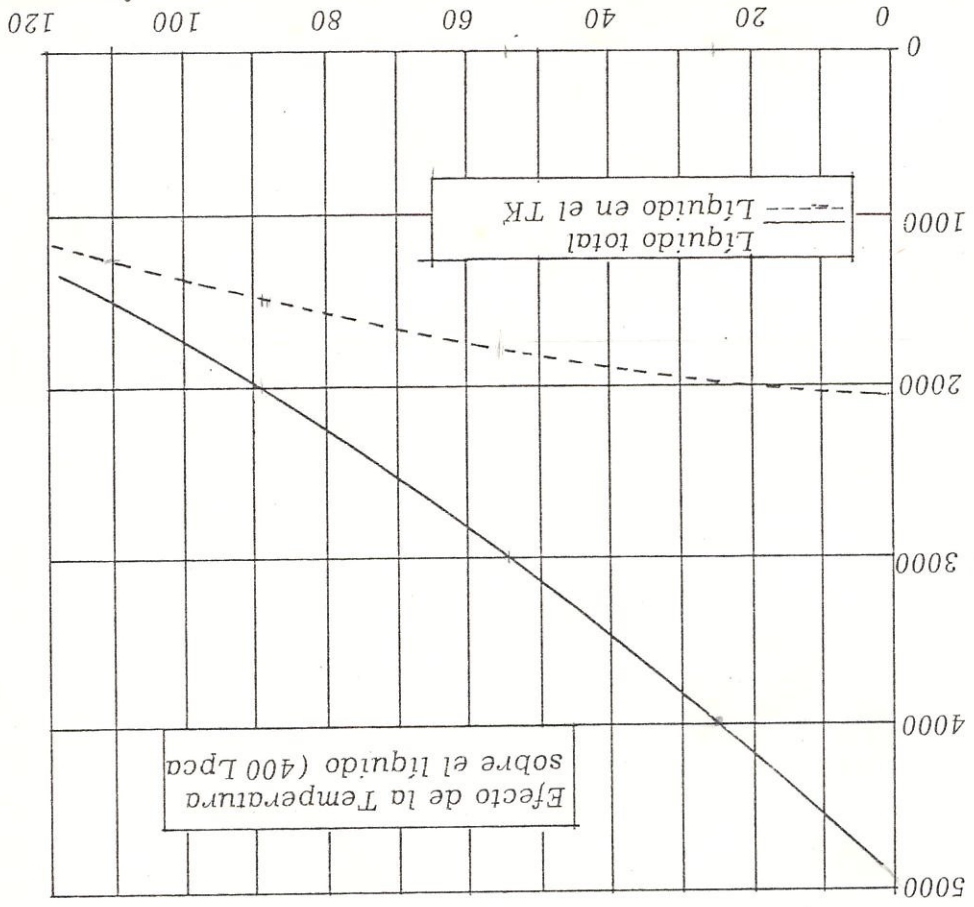


FIG. 5 RECUBRO DEL LÍQUIDO COMO UNA FUNCIÓN DE TEMPERATURA

(1)

PREISION LPCA

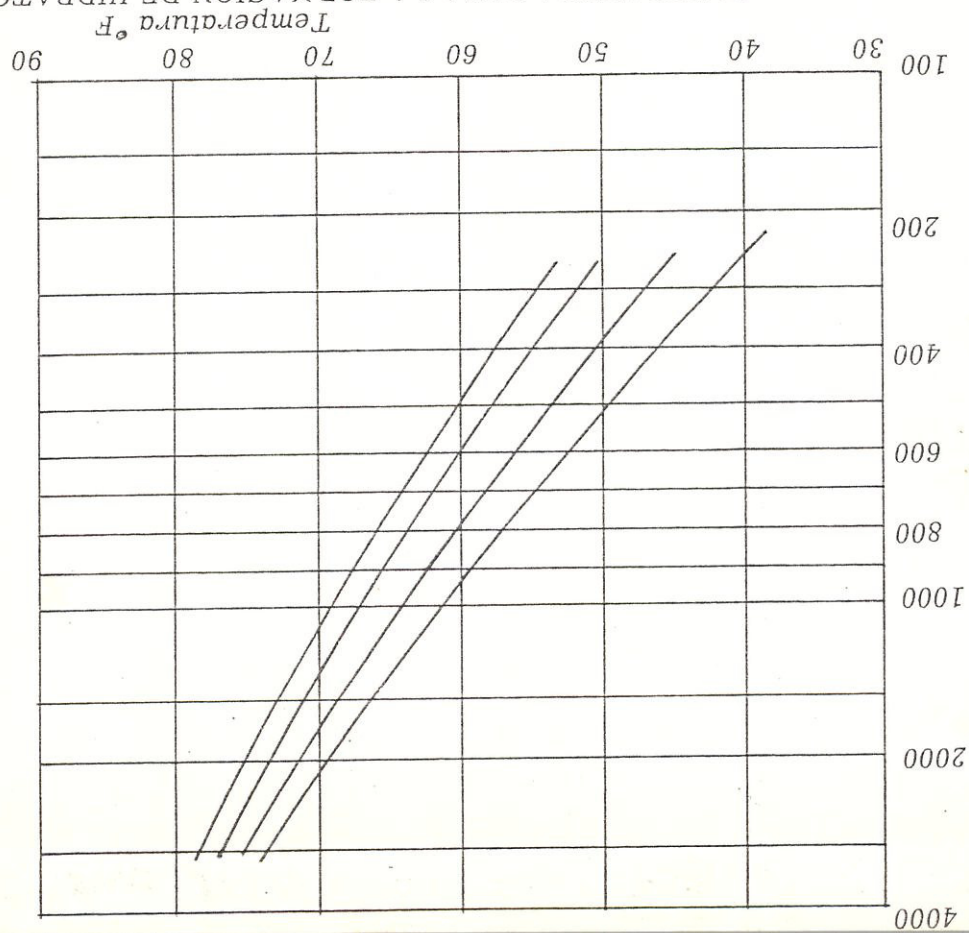


FIG. 4 TEMPERATURA PARA LA FORMACION DE HIDRATOS

(54)

FIG. 7 EFECTO DE LA TEMPERATURA DEL SEPARADOR

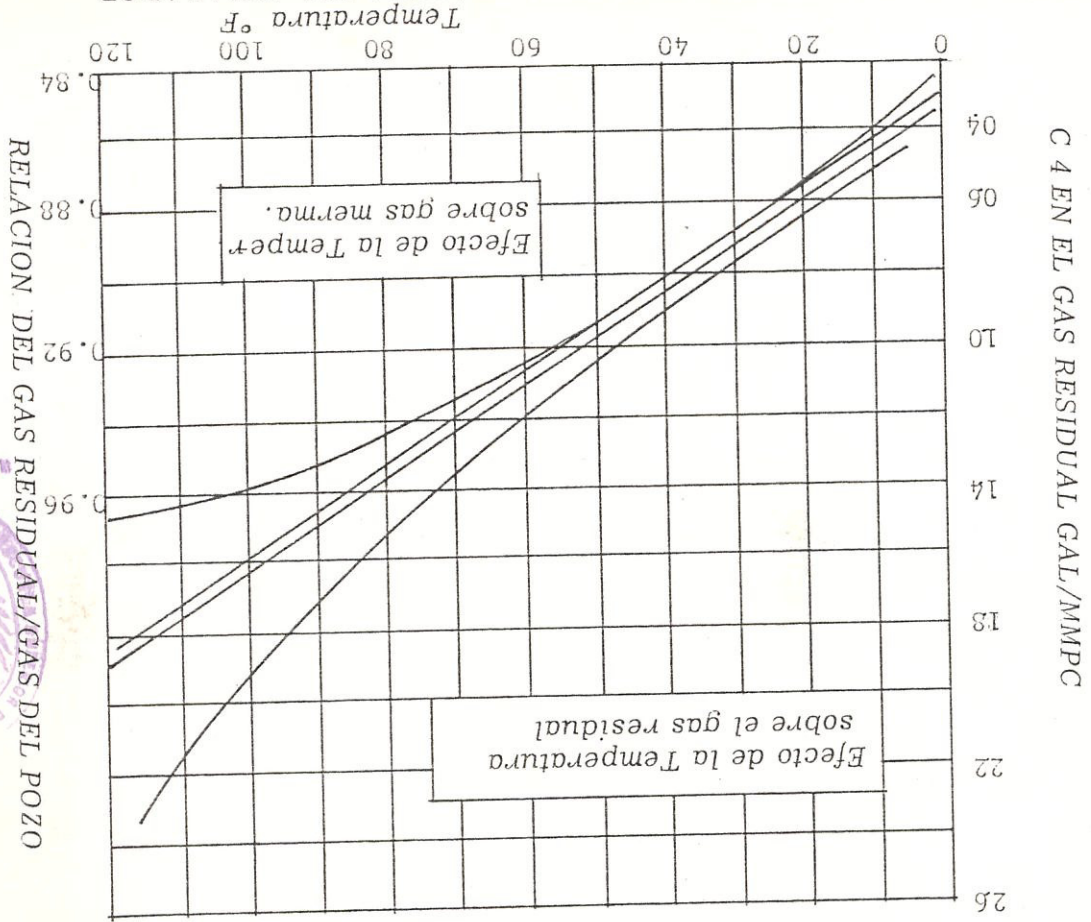


FIG. 6 VARIACION DEL FLUIDO SEPARADO CON LA TEMPERATURA (39)

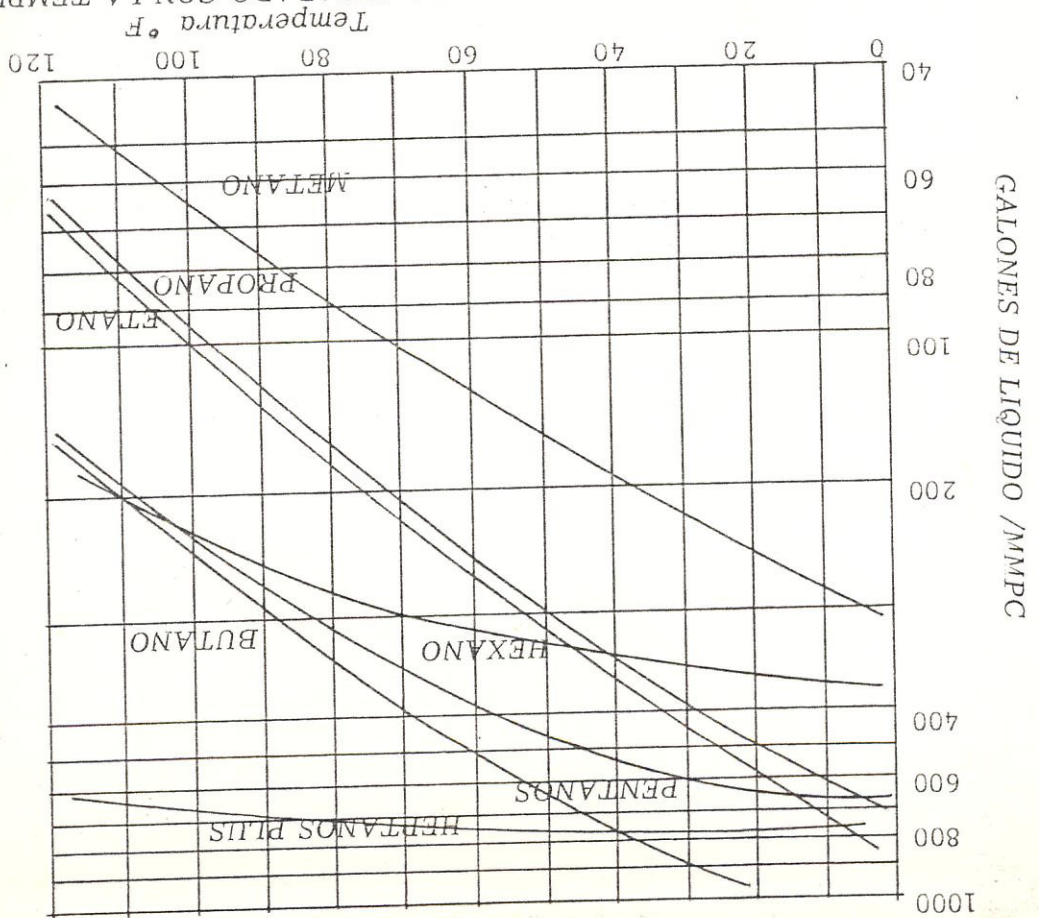


FIG. 9 EFECTO DE LA COMPOSICION SOBRE LA SEPARACION A VARIAS CONDICIONES (1)

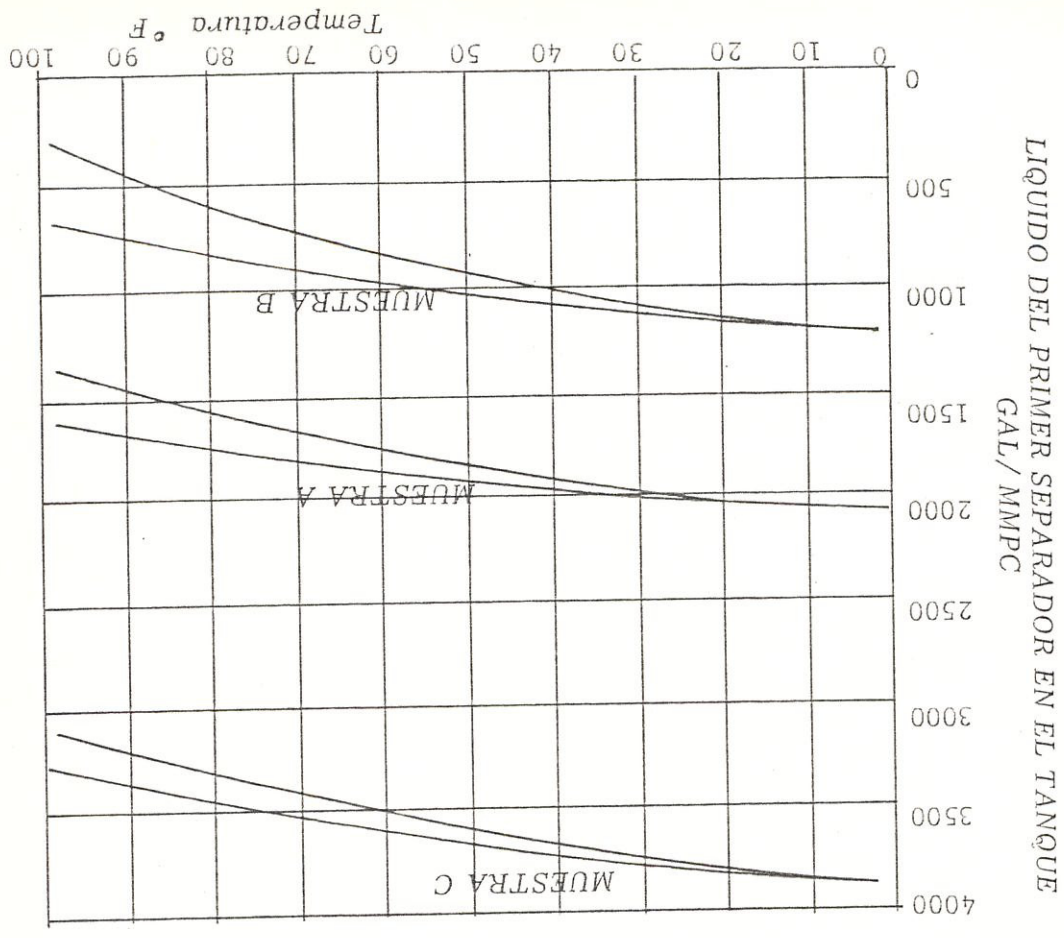


FIG. 8 PRESION DE SEPARACION A LA CUAL LA CANTIDAD DE LÍQUIDO ES MÁXIMA (38)

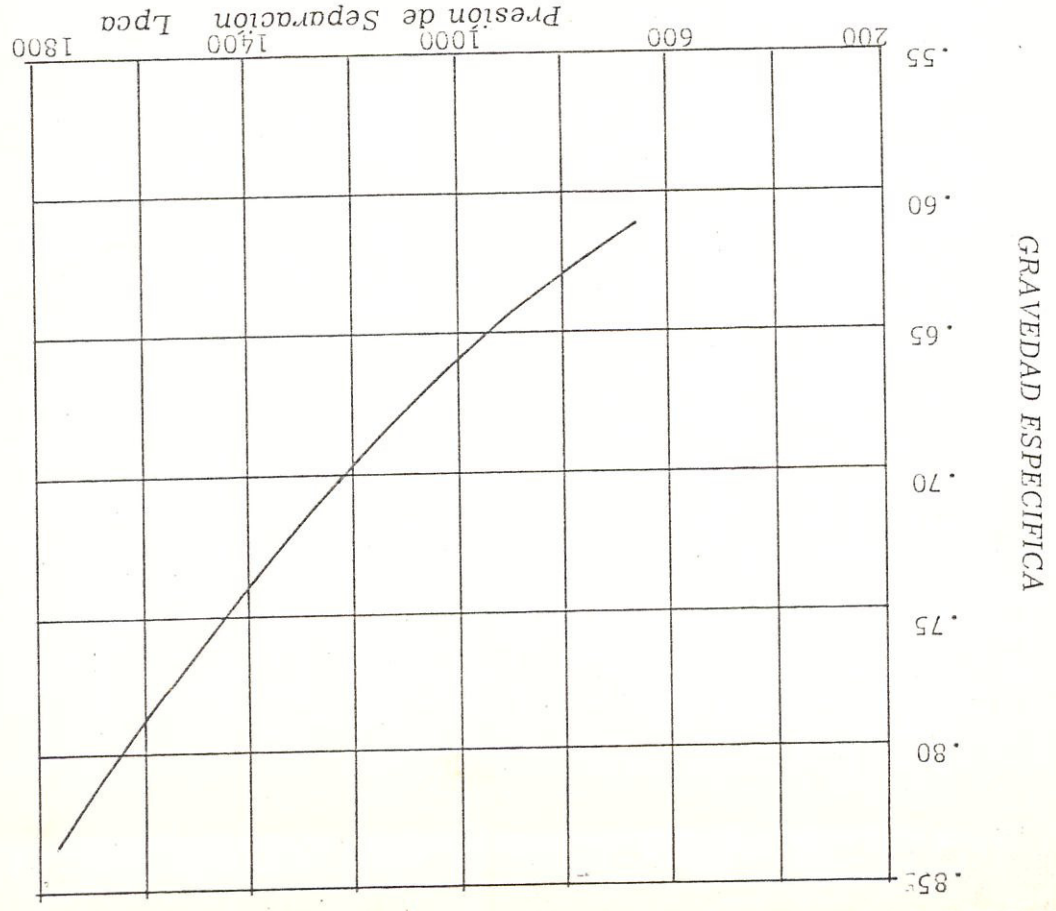


FIG. 10 VARIACION DEL RECOBRO DE LIQUIDO EN FUNCION DEL PORCENTAJE DE n-C5 (1)

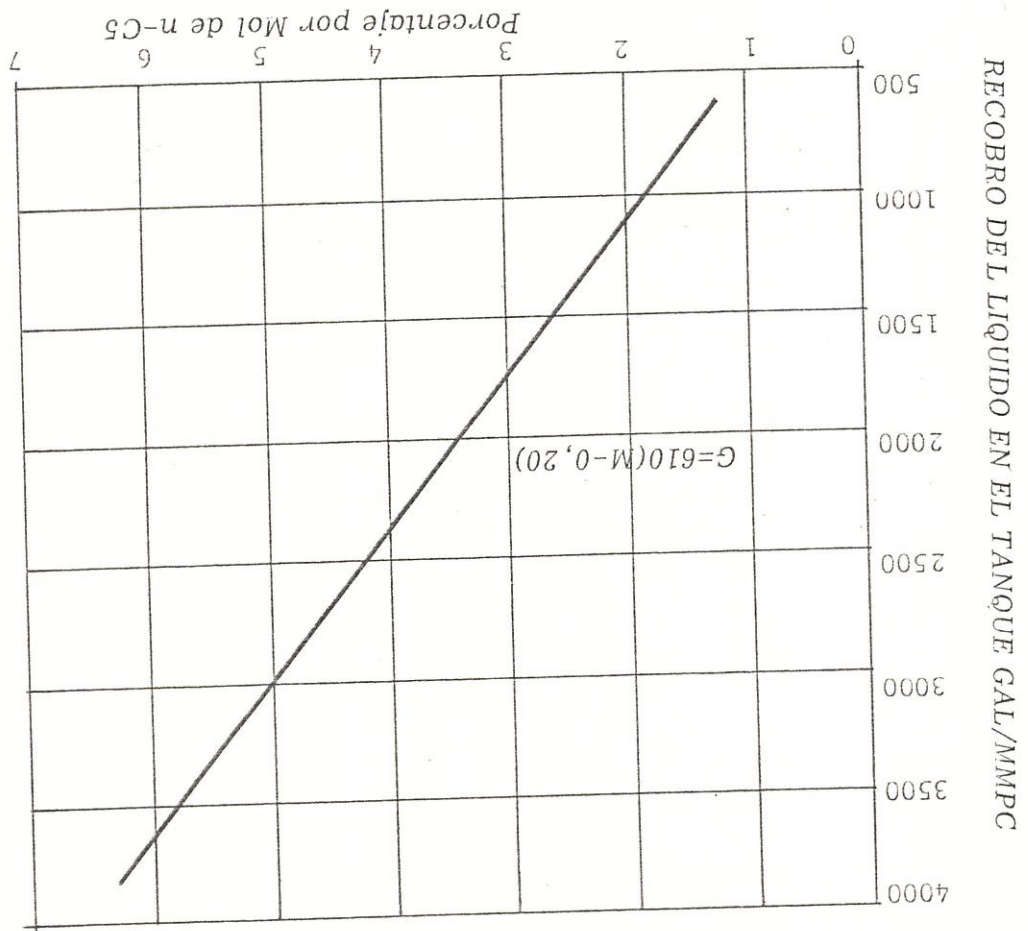


FIG. 11 DIAGRAMA DE FASES DE PRESION-TEMPERATURA

(3)

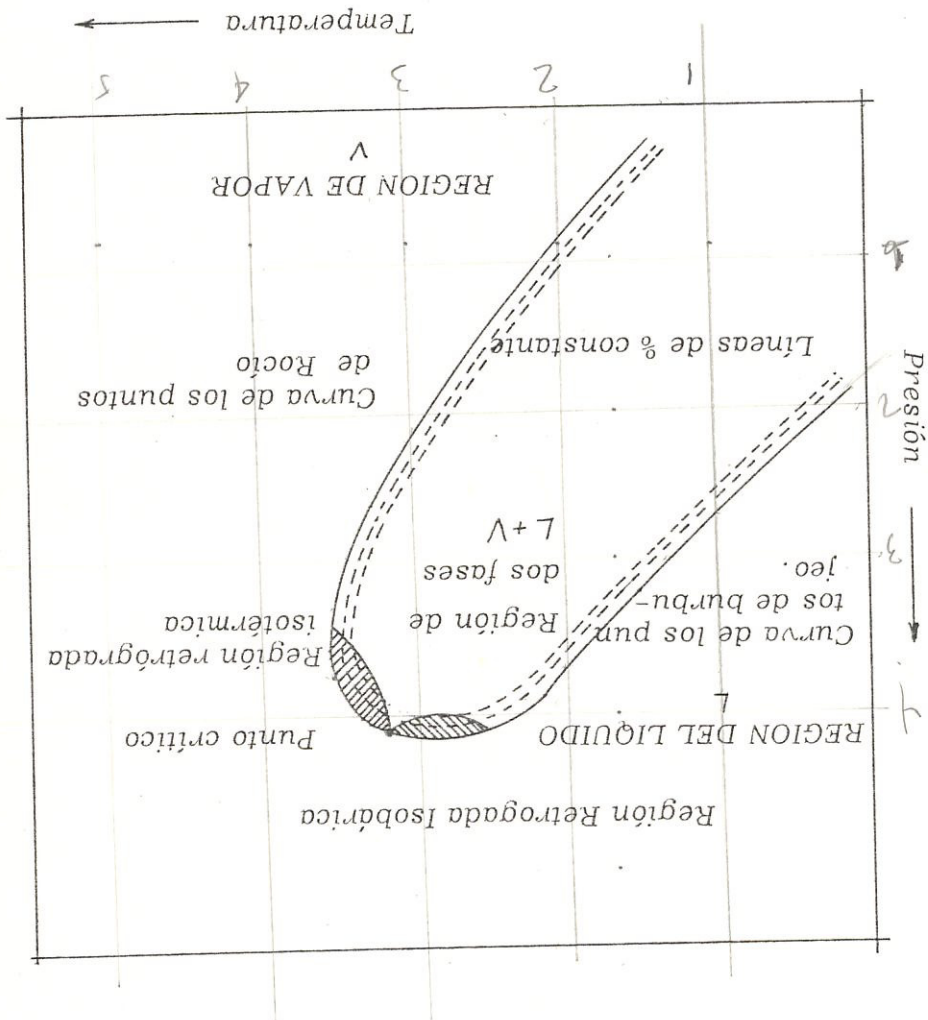


FIG. 12 CURVAS DE ESTIMACION DE COSTOS PARA UN SEPARADOR VERTICAL (40)

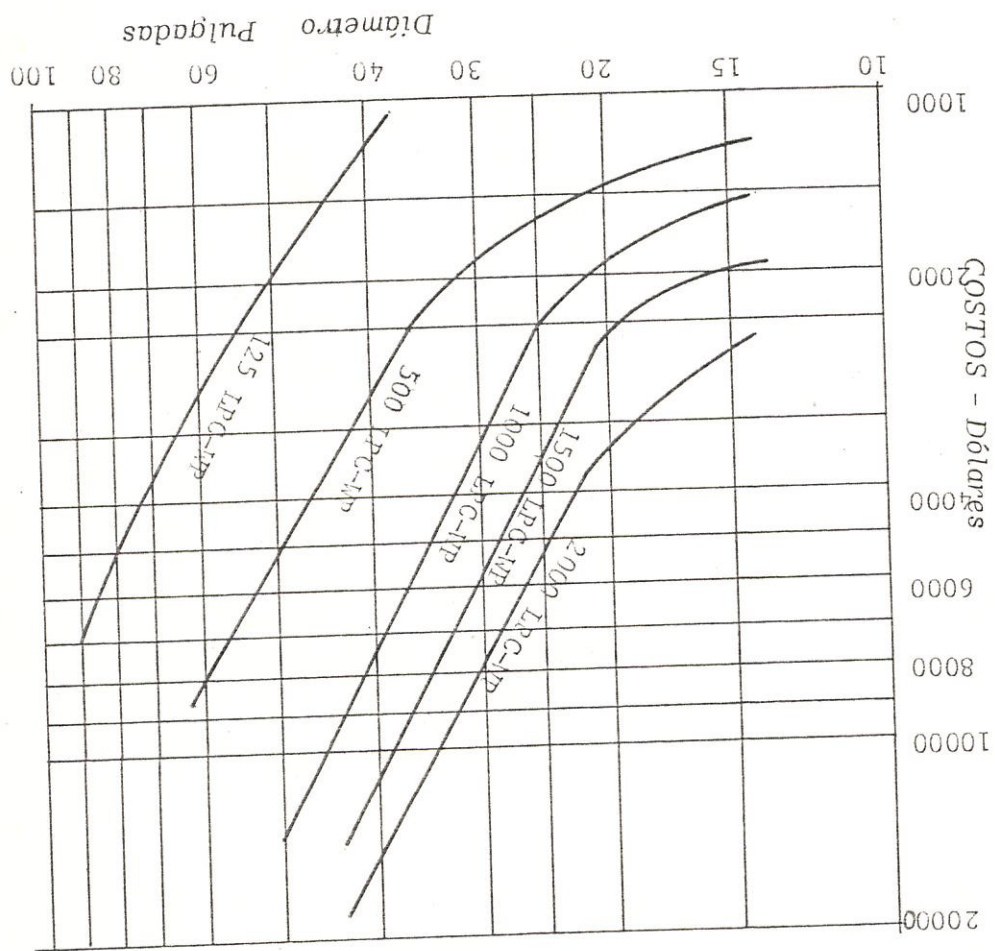


FIG. 13. CURVAS DE ESTIMACION DE COSTOS PARA UN SEPARADOR HORIZONTAL (40)

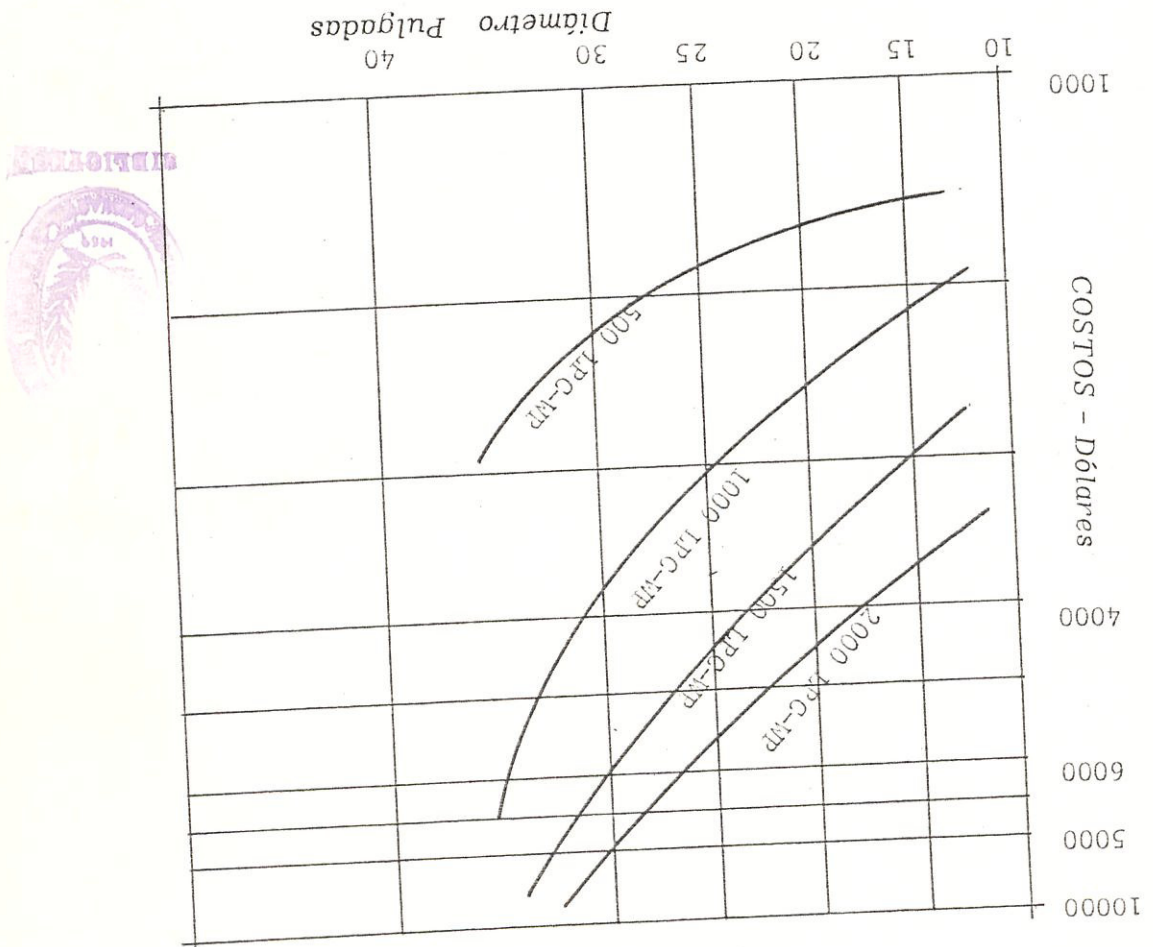


FIG. 14 RECOBRO DEL LÍQUIDO RESPECTO A LA PRESION A TEMPERATURA CONSTANTE (1)

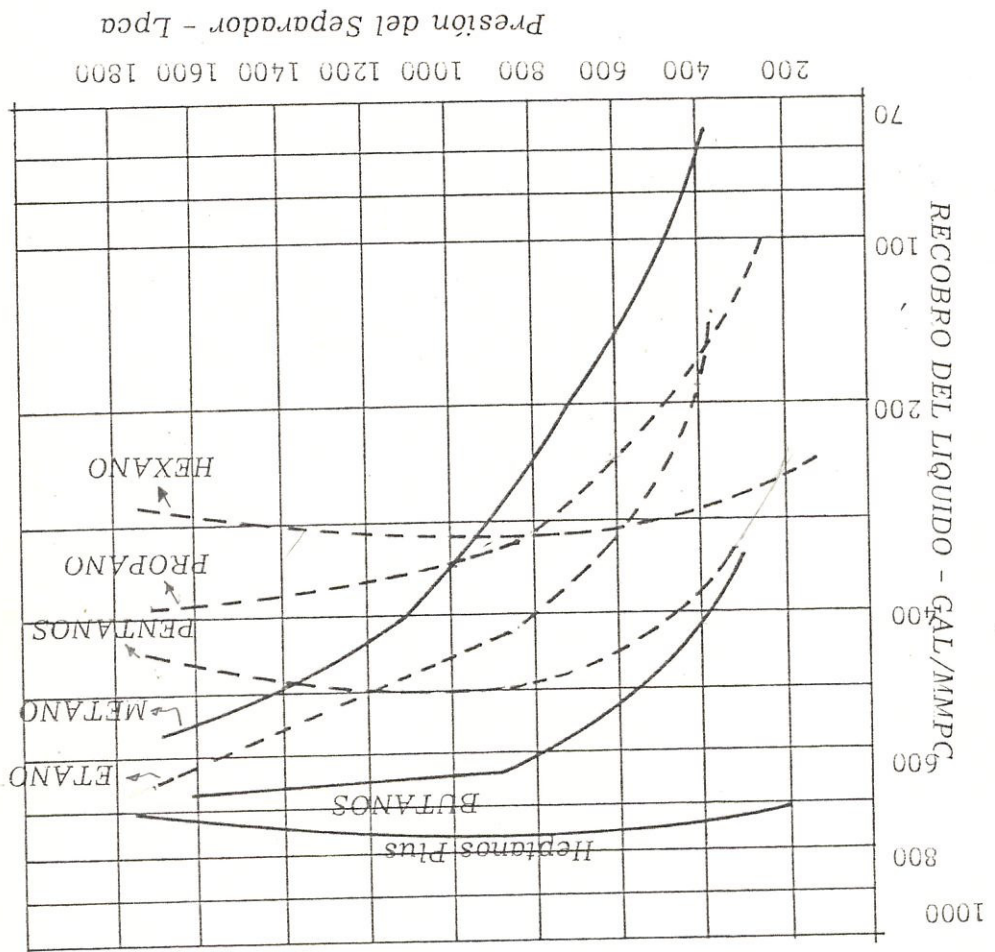
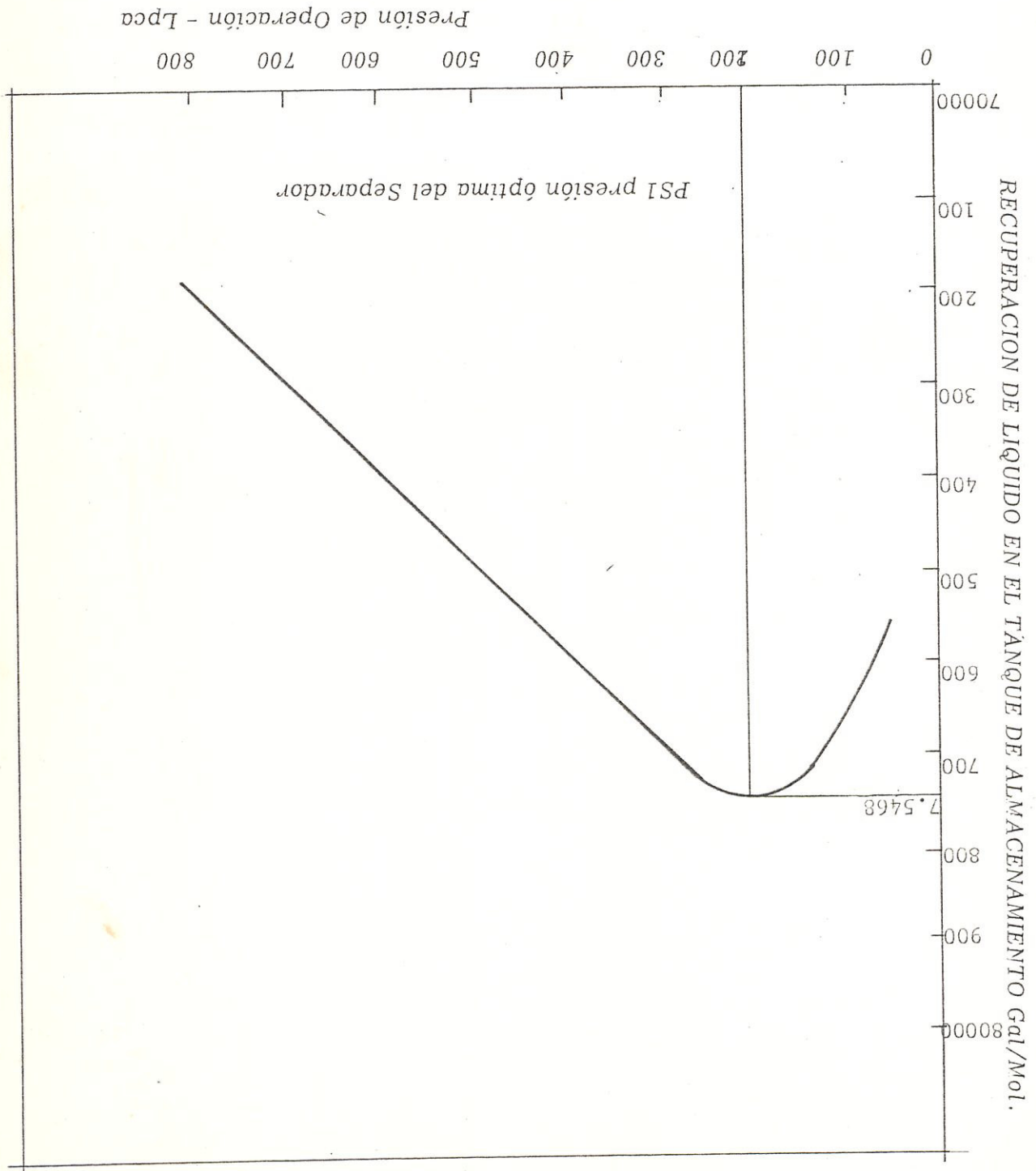


FIG. 15. DETERMINACION DE LA PRESION OPTIMA DE OPERACION DEL SEPARADOR PARA DOS ETAPAS.



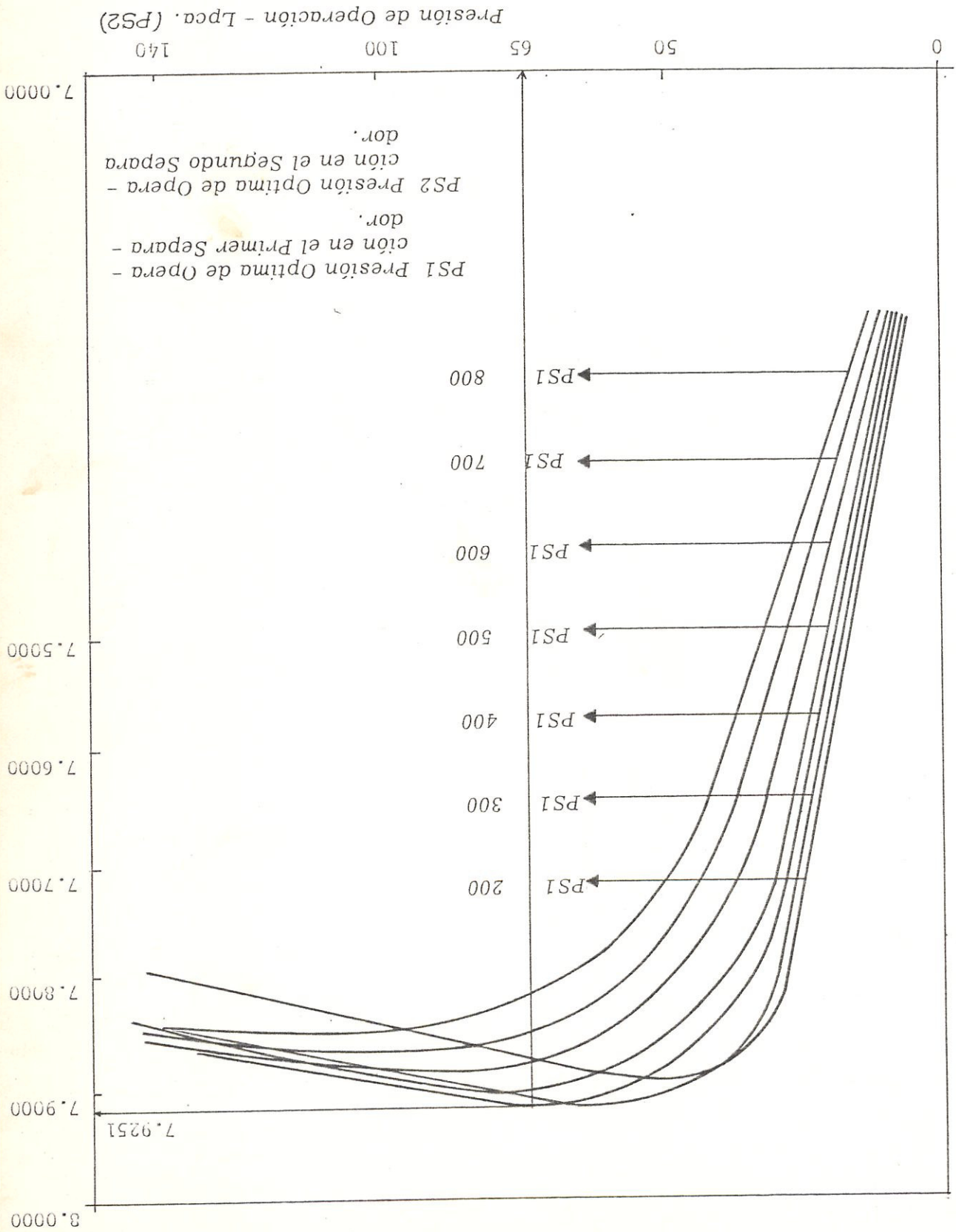


FIG. 16. RECUPERACION DE LIQUIDO PARA UN SISTEMA DE TRES ETAPAS DE SEPARACION PARA HALLAR LAS PRESIONES OPTIMAS DE OPERACION.

T A B L A S

T A B L A 1

CLASIFICACION DE LAS CORRELACIONES PARA DETERMINAR LAS CONSTANTES DE EQUILIBRIO

TIPO	SIMBOLO	DESCRIPCION
EMPIRICOS	GPA CONV	Valores de Ki a partir del concepto de presión de convergencia de Hadden con datos binarios para bajas temperaturas.
	MOL. WT.	Correlación de McDermott Hudson para valores de Ki de CH ₄ , C ₃ H ₈ . Para componentes pesados utiliza GPA CONV.
	MARK V	Modificación de Wilson de la ecuación de estado de Redlich-Kwong.
	LEE	Correlación propuesta por Lee y otros programada en el computador del GPA
ECUACION DE ESTADO	SOAVE	Modificación de la ecuación de Redlich Kwong, presentada por Soave, programada en el computador del GPA.
	P-R	Modificación propuesta por Peng-Robinson de la ecuación de estado de Redlich Kwong.
	SH BWR	Modificación de la ecuación de estado de Benedict-Webb-Rubin propuesta por Stirling-Hann.
	K VAL	Correlación de CHEMSHARE para mezclas de alto contenido de metano, basado sobre datos binarios de Ki para diez sistemas de referencia.
	PROP-75	Correlación de la Universidad de Rice considerando el factor de forma en el teorema de los estados correspondientes programado para las propiedades físicas usando Metano y Pentano como referencia.
TEOREMA DE LOS ESTADOS CORRESPONDIENTES.	K DELTA	Correlación propuesta por T.W. Leland considerando los estados correspondientes usando datos para sistemas binarios como referencia.

TABLA No. II

RANOS RECOMENDADOS EN LA APLICACION DE LOS METODOS PARA LA PREDICCIÓN DE LAS CONSTANTES DE EQUILIBRIO

PARAMETROS	CORRELACIONES									
	CHAO-SEADLER	GRAYSON-STREED	LEE-ERBAR	SBWR	SOAVE-RH	K-VAL	PENG-ROBINSON	MARK-V		
Temperatura										
Límite Inferior	-100°F	-200°F	-200°F	-260°F	-260°F	-300°F	-260°F	-240°F		
Límite Superior	+500°F	+900°F	+300°F	+300°F	+600°F	+300°F	+800°F	+200°F		
Presión										
Límite Superior	1500-2.000 lpcn	2500 lpcn	1500 lpcn	3000 lpcn	5000 lpcn	14.7-1800 lpcn	5000 lpcn	1500 lpcn		
Punto de Convergencia	80	80	85	90-95	90-95	no estimado	buena arriba del punto crítico	no estimado		
Limitación de los componentes.	-	-	solo hidrocarburos para C_7^+ , H_2S , CO_2 , N_2 .	Predicciones equivocadas para C_7^+ .	No para H_2 .	-	no datos para H_2 , He.	no es exacta con presencia de CO_2 .		
Comentarios	<p>Excelentes va Mejor en mezclas de K_i se clas con H_2 pueden obtener los K_i del C_1 de bajo de 0°F C_2 son sensibi a una presión P_2 al C_7^+ inferior a la de convergen- cia. Los K_i del C_1, C_2, son sensiti- vos a la caracterización del C_7. Hid. con 30% menor de C_1.</p> <p>Valores de K_i excelentes a bajas temperaturas excepto a C_7^+ cercano a la crítica.</p> <p>Valores de K_i buenos a bajas temperaturas problemas se han encontrado en mezclas con 10 componentes.</p> <p>Probablemente la mejor relación para los valores de K_i.</p> <p>No es exacta cuando C_1 es mayor que el 30% en el líquido.</p>									



TABLA No. III

COMPARACION DE LOS VALORES DE LAS CONSTANTES DE EQUILIBRIO PARA UN SEPARADOR DE ALTA PRESION (A 800 LPGA Y 80°F)

COMPONENTES	GPA	NOL.WT.	P-R	SOAVE	SH-BWR	LEE	K VAL	K DELTA	NARR V
Nitrogeno	3.954	3.954	3.616	3.644	5.262	2.723	3.374	4.019	3.512
Dioxido de Carbono	0.673	0.572	0.543	0.574	0.598	0.414	0.706	0.645	0.599
Metano	0.367	1.310	1.321	1.337	1.672	1.161	1.336	1.378	1.327
Etano	0.331	0.250	0.277	0.269	0.241	0.298	0.336	0.266	0.267
Propano	0.131	0.110	0.0889	0.0834	0.0665	0.127	0.0932	0.0797	0.0876
Isobutano	0.0614	0.0614	0.0400	0.0366	0.0262	0.0889	0.0386	0.0392	0.0407
Normal Butano	0.0437	0.0437	0.0287	0.0261	0.0176	0.0475	0.0271	0.0295	0.0293
Isopentano	0.0161	0.0161	0.0131	0.00114	0.00686	0.0366	0.0097	0.0098	0.0142
Normal Pentano	0.0173	0.0173	0.0096	0.00838	0.00497	0.0193	0.0064	0.00628	0.0107
Hexanos Plus	0.0086	0.0086	0.0012	0.00092	0.00052	0.00063	0.0003	0.000302	0.0018

VALORES NUMERICOS DE LOS COEFICIENTES DE LA ECUACION DEL
 CALCULO DE LA PRESION DE CONVERGENCIA

T A B L A No. IV

A1 = 1.7970640 10 ⁰	C1 = -5.2867215 10 ⁻⁵
A2 = 2.1987547 10 ⁻³	C2 = 1.2446502 10 ⁻⁷
A3 = 1.6185399 10 ⁻⁶	C3 = -5.3578971 10 ⁻¹¹
A4 = -1.188797 10 ⁻⁹	C4 = -2.7626487 10 ⁻¹⁴
B1 = 9.331717 10 ⁻³	E1 = 38.234458 10 ⁰
B2 = 3.9836405 10 ⁻⁶	E2 = -5.0398134 10 ⁻²
B3 = -5.5610874 10 ⁻⁸	E3 = -1.8534164 10 ⁻⁵
B4 = 4.5029573 10 ⁻¹¹	E4 = 3.2528255 10 ⁻⁸

TABLA No. V

COMPONENTES DE LA MEZCLA

CODIGO	FORMULA	COMPONENTE
1	C1	Metano
2	C2	Etano
3	C3	Propano
4	n-C4	n-Butano
5	i-C4	i-Butano
6	n-C5	n-Pentano
7	i-C5	i-Pentano
8	C6	n-Hexano
9	C7	Heptano
10	C8	Octano
11	N ₂	Nitrogeno
12	H ₂ S	Sulfuro de H.
13	CO ₂	Dioxido de C.



COMPONENTES CRITICAS DE LOS COMPONENTES

T A B L A No. VI

COMPONENTE	PRESSION	TEMPERATURA	FACTOR - COMPRES
	Pc. Lpca	Tc. °F	Zc
Metano	667.8	-116.63	0.290
Etano	707.8	90.09	0.285
Propano	616.3	206.01	0.277
n-Butano	550.7	305.65	0.274
i-Butano	529.1	274.98	0.283
n-Pentano	488.6	385.7	0.269
i-Pentano	490.4	369.10	0.272
N-Hexano	436.9	453.7	0.264
Heptano	396.8	512.8	0.259
Octano	360.6	564.22	0.256
Nitrógeno	493.0	-232.4	0.291
Sulfuro de H.	1306.0	212.7	0.267
Dioxido de C.	1071.0	87.9	0.274

T A B L A No. VII

CONSTANTES FISICAS DE LOS COMPONENTES

COMPONENTE	PESO MOLEC.	GRAV: ESPEC.	DENSIDAD STANDARD
	PM Lbs. Mol.	SG	DL. Lbs./Gal.
Metano	16.043	0.300	2.5
Etano	30.070	0.3564	2.971
Propano	44.097	0.5077	4.233
n-Butano	58.124	0.5844	4.872
i-Butano	58.124	0.5631	4.695
n-Pentano	72.151	0.6310	5.261
i-Pentano	72.151	0.6247	5.208
n-Hexano	86.178	0.6640	5.536
Heptano	100.205	0.6882	5.738
Octano	114.232	0.7068	5.893
Nitrogeno	28.013	0.808	6.74
Sulfuro de H.	34.076	0.790	6.59
Dióxido de C.	44.010	0.827	6.39

T A B L A No. VIII

RESULTADOS DE LA RECUPERACION DE LIQUIDOS PARA UNA
MEZCLA CON ALTO PORCENTAJE DE METANO

PRESTION	DOS ETAPAS	TRES ETAPAS	% INCREMENTO
Lpca.	Gal/Mol.	Gal/Mol.	Gal/Mol.
800	0.7854	0.9633 (65)	18.47
700	0.8219	0.9678 (60)	15.08
600	0.8531	0.9699 (60)	12.04
500	0.8785	0.9697 (50)	9.40
400	0.8967	0.9645 (45)	7.03
300	0.9038	0.9503 (40)	4.89
200	0.8871	0.9143 (35)	2.97



PRECION Lpca.	DOS ETAPAS Gal/Mol.	TRES ETAPAS Gal/Mol	% INCREMENTO Gal/Mol
800	6.6990	7.7132 (85)	13.15
700	6.8551	7.7341 (75)	11.37
600	7.0048	7.7546 (70)	9.67
500	7.1497	7.7748 (60)	8.04
400	7.2908	7.7933 (55)	6.45
300	7.4269	7.8051 (45)	4.85
200	7.5468	7.7954 (40)	3.19

COMPARACION DE LA RECUPERACION DEL LIQUIDO DE UNA MEZCLA
CON BAJO PORCENTAJE DE METANO

T A B L A N O . I X

BIBLIOGRAFIA

1. * CAMPBELL, John M. "Elements of field processing", The Oil and Gas-
Journal, Vol. 53, No. 45, Marzo 1955. Pag. 1-71.
2. N.G.P.A. "Field Handling of Natural gas". Tercera Edición. Petroleum
Extension Service, Cap. IV, Tulsa, 1972. Pag. 36-51.
3. PEREZ PALACIOS, R. "Ingeniería de Gas Natural: Propiedades y Com-
portamiento de Fases", Politécnica del Litoral. Parte II. 1979. Pag.
120-134.
4. WHINERY, K.F. y Campbell J.M. "A method for Determining Optimum-
Second Stage Pressure in Three Stage Separation". A.I.M.E. Vol.
213. 1958. Pag. 369 - 370.
5. VILLEGAS, Armando. "Aplicación de los Computadores Digitales al Di-
seño de Equipos de Producción de Petróleo", Trabajo Especial de
Grado, Universidad Central de Venezuela, Febrero 1976.
6. ELLIOT, D.G. y CHEN, J.J. "Thermophysical Properties: Their Effect
on Cryogenic Gas Processing", Davy Power Gas Inc. Houston-Te-
xas, 1979. Pag. 1-8.
7. WHITE, W.E. Wilson G. y Kobayashi R. "Natural Gas Processors Asso-
ciation", Process No. 49, 1970. Pag. 126.
8. YOUNGER A.H. "Natural Gas Processing Principles and Technology" -
University of Calgary. Part. I, Cap. IV, 1979. Pag. 1-20.

9. BENEDICT M., Webb G.B., Rubin L.C.: "An Empirical Equation for Thermodynamic Properties of Light Hydrocarbons and Their Mixtures", Journal Chemical Physics, Vol. 10, Dicembre 1942. - Pag. 747.
10. STARLING, K.E. "A New Approach for Determining Equation of State Parameters Using Phase Equilibrium Data", S.P.F. Jour - nal, Dicembre 1966. Pag. 363.
11. REDLICH, O. y Kwong, J.N.S. "The Thermodynamics of Solutions, and Equation of state", Chemical Rev. Vol. 44, 1949. pag. 223.
12. CHAO K.C. y Seader J.D. "A General Correlation of Vapour in Hydrocarbon Mixtures", A.I.C.H.E.J., Vol. 7, No. 4, 1961. Pag. 598.
13. PRAUSNITZ, J.M. y Chueh P.L. "Computer Calculations for High-Pressure Vapor-Liquid Equilibria". Prentice Hall, Inc, Englewood Cliffs, N.J., USA, 1968.
14. SOAVE, G. "Chemical Engineering Science", Vol. 27, 1972. Pag. - 1197.
15. GPSA. "Engineering Data Book", Ninth Edition, Seccion 18, Tulsa, Oklahoma, 1972. Pag. 18-1
16. CANFIELD, Frank B. "Estimate K-values With the Computer" Hydrocarbon Processing Vol. 50. No. 4, April 1971. Pag. 137.

17. HADDEN, S.T. "Convergence Pressure in Hydrocarbon Vapor Liquid - Equilibria", Chemical, Engineering Progress, Symposium, Series, Vol. 49, No. 7, 1952, pag. 97.
18. STANDING M.B. "Volumetric and Phase Behavior Oil Field Hydrocarbon Systems", Primera Edición, Mc Graw-Hill, New York, 1968.
19. RZASA M.G. y Otros. "Prediction of Critical Properties and Equilibrium Vaporization Constants for Complex Hydrocarbon Systems". Chem. Eng. Progr. Vol. 48, No. 2, 1952. Pag. 28.
20. ORGANICK E.I. and Hollingsworth B.J.: "Computing Convergence Pressure", Petroleum Refiner, Vol. 38, No. 5, Mayo 1959. Pag. 172.
21. ROWE A.M. "The Critical Composition Method a New Convergence Pressure Method", Trans-A.I.M.E. Vol. 240. Parte II. 1967. Pag. 54.
22. STARLING, K.E. "Fluid Thermodynamic Properties for Light Petroleum-Systems", Gulf Publishing Company. 1973. Pag. 225.
23. ARANZAZU, Emerio. "Capacidad de Separadores Verticales Manejando- Crudos Pesados", Lagoven S.A., Dpto. de Producción, Informe - Técnico, 1982. Pag. 2-10.
24. CRAFT, B.C., Holden W.R. and E.D. Graves, Jr: Well Design Drilling and Production Prentice Hall, Inc. Cap. 7, 1962. Pag. 463.
25. FULLER H.H. "Separator and Scrubber Design", Oil and Gas Facilities School, Exxon Company, Cap. V. 1980. Pag. 8-25.

26. SCHEIMAN A. D. "Size Vapor-Liquid Separators Quicker By Nomograph" *Hydrocarbon Processing and Petroleum Refiner*, Vol. 42, No. 10, - Oct. 1963. Pag. 165.
27. WARREN Petroleum Corporation: "Scrubbers", *Manufacturing Depart- ment Process and Design Data*, Sección XI. Enero 1971. Pag. 1-6.
28. ENGINEERING Standard: "Separators; Separator Sizing Form", *Techni- cal Report*, Cap. 9, Pag. 9-1 a 9-25.
29. IKOKU CHIU. "Natural Gas Engineering A Systems Approach, *Petroleum Engineering*. Department, University of Tulsa, Penn Well Books, Cap. 4. 1980. Pag. 124.
30. SALAS G. "Equipos de Producción de Petróleo" *Universidad de Zulia*, - Escuela de Petróleo. Apéndice IV, 1965.
31. HORNBECK R. W. "Numerical Methods". *Q.P.I. Series, Quantum Pu- blishers Inc.*, Cap. 5. New York 1975. Pag. 64.
32. NIETO José A. "Métodos Numéricos en Computadoras Digitales", *Edi- torial Limusa*. Cap. 7. México, 1980. Pag. 153.
33. VAN WYLEN G. and Sonntag R. "Fundamentos de Termodinámica", *Edi- torial Limusa*, Cap. 3. México, 1980. Pag. 72.
34. PERRY, J. H. "Manual del Ingeniero Químico", *Unión Tipográfica His- pano-Americana*. Tomo II, Sección 18, México 1978. Pag. 1925.

35. JOHNSON, D. W. and Colver C. P. "Mixture Properties by Computer", - Hydrocarbon Processing, Vol. 47, No. 12, Diciembre 1968. Pag. - 79.
36. STARLING K. E. "Thermo data Refiner for LPG", Hydrocarbon Proce- ssing, Vol. 50, No. 4, Abril 1971. Pag. 139.
37. NATURAL GASOLINE ASSOCIATION OF AMERICA. "Equilibrium Ratio Data for Computers", 421 Kennedy Building, Tulsa 3, Oklahoma.
38. KATZ, Donald L. "Handbook of Natural Gas Engineering", Mc-Graw- Hill, Book Company, Inc. 1959.
39. BADGER, W. L. y J. T. Bancheiro. "Introducción a la Ingeniería Quími- ca", Mc. Graw-Hill, Cap. 6. México 1980. Pag. 252.
40. H. VERNON, Smith. "Oil and Gas Separators", Petroleum Production- Handbook, Vol. 1, Cap. 11, Dallas 1962.
41. FRANCIS, Jr. A. W. and Morris R. L. "Gas Separators, Heaters, and- Cleaners", Gas Engineers Handbook, Section G, Cap. 4, New - York, 1965. Pag. 4-63.
42. REID, R. C. and Sherwood, T. K. "Propiedades Físicas de los Líquidos y Gases", Mc-Graw-Hill Book Co. Inc. Apéndice E. Pag. 688.
43. ZAMBRANO, Roberto A. "Estudio sobre la determinación de Constantes de Equilibrio mediante la Ecuación de Estado BWR Modificada", - Trabajo Especial de Grado, Universidad de Zulia, Febrero 1978.

44. CHU, T. Chen R. Chappellear P. and Kobayashi R. "Vapor-Liquid Equilibrium of Methane-Npentane System at Low temperatures and High Pressures", *Journal of Chemical Engineering*, Vol. 21. No. 1 1976.

45. BECKER, Ernest: "Gas Dynamics", Academic Press Inc. Cap. I. New York. 1968. Pag. 39.

46. UREN CH. Lester. "Ingenieria de Produccion de Petróleo", Editorial Continental, S.A. Cap. II, México 1975. Pag. 679.

* 47. CAMPBELL, John M. "Gas Conditioning and Processing", Gulf Publishing Co, Cap. IV. 1981.

48. TIRATSOO, E.N. "Natural Gas", Segunda Edición, Scientific Press Inc. Cap. VIII, England 1972. Pag. 133.

49. JOHNSON, D.W. and Colver, C.F. "Thermodynamic Properties for Hydrocarbon: Density", *Hydrocarbon Processing*. No. 47. 1968 Pag. 79.

50. RACHFORD, JR, H.H. and Rice. J.D. "Procedure for Use of Electronic Digital Computers in Calculating Flash Vaporization Hydrocarbon Equilibrium", *Transactions Aime*, Vol. 195. 1952. Pag. 327.

51. BUXTON, T.S. and Campbell J.M. "Compressibility Factors for Lean Natural Gas-Carbon Dioxide Mixtures at High Pressure", - Society of Petroleum Engineers Journal, Marzo 1967. Pag. 81.

52. BARNER; H.E. and Adler, S.B. "Low Temperature B.W.R. Applications", *Hydrocarbon Processing*, Vol. 47. No. 10. Octubre 1968. Pag. 150.
53. HARDING, R.W. "Natural Gas Distribution", *Mineral Industries Continuing Education* The Pennsylvania State University. Cap. II Pag. 26.
54. MADDOX, R.N. "Gas and Liquid Sweetening", *Segunda Edición. Campbell Petroleum Series*. Cap. II. Oklahoma 1977. Pag. 25.
55. WUITHIER, Pierre. "El Petróleo Refino y Tratamiento Químico", *Ediciones CEPSA, S.A. Tomo II, Cap. 9. Madrid 1972, Pag. 1371.*