

**TRABAJO ESPECIAL DE GRADO**

**IMPACTO DE LA CARACTERIZACIÓN DE LA FRACCIÓN  
C7+ SOBRE LAS PREDICCIONES DEL  
COMPORTAMIENTO DE FASE Y ESTIMACIONES DE  
PRODUCCIÓN**

Presentado ante la Ilustre  
Universidad Central de Venezuela  
Por el Ing. Urbina P. Rafael J.  
Para optar al Título de  
Especialista en Gerencia Integrada  
de Yacimientos de Hidrocarburos

Caracas, 2007

**TRABAJO ESPECIAL DE GRADO**

**IMPACTO DE LA CARACTERIZACIÓN DE LA FRACCIÓN  
C7+ SOBRE LAS PREDICCIONES DEL  
COMPORTAMIENTO DE FASE Y ESTIMACIONES DE  
PRODUCCIÓN**

**TUTOR INDUSTRIAL:** Msc. Gammiero Alexis

Presentado ante la Ilustre  
Universidad Central de Venezuela  
Por el Ing. Urbina P. Rafael J.  
Para optar al Título de  
Especialista en Gerencia Integrada  
de Yacimientos de Hidrocarburos

Caracas, 2007

© Rafael J. Urbina P., 2007

Hecho el Depósito de Ley.

Depósito Legal Ift 4872007658640



**UNIVERSIDAD CENTRAL DE VENEZUELA  
COMITÉ ACADÉMICO DEL POSTGRADO EN GEOLOGÍA,  
MINAS, GEOFÍSICA Y PETRÓLEO**

**VEREDICTO**

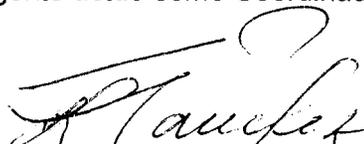
Quienes suscriben, Miembros del Jurado designado por el Consejo de la Facultad de Ingeniería y por el Consejo de Estudios de Postgrado de la Universidad Central de Venezuela, para examinar el Trabajo Especial de Grado, presentado por el **Ing. Rafael Urbina**, portador de la Cédula de Identidad N° 9.477.812, bajo el título: **“IMPACTO DE LA CARACTERIZACIÓN DE LA FRACCIÓN C7+ SOBRE LAS PREDICCIONES DEL COMPORTAMIENTO DE FASE Y ESTIMACIONES DE PRODUCCIÓN”**, a los fines de cumplir con el requisito legal para optar al Título de Especialista en Gerencia Integrada de Yacimientos de Hidrocarburos, dejan constancia de los siguiente:

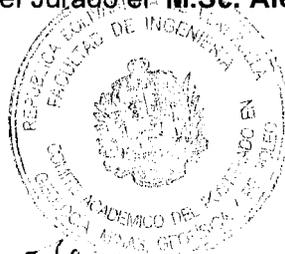
1.- Leído como fue dicho trabajo por cada uno de los Miembros del Jurado, éste fijó el día 30 de Noviembre del 2007, para que el autor lo defendiera en forma pública, lo que éste hizo en el Salón Zuloaga, mediante un resumen oral de su contenido, luego de lo cual respondió satisfactoriamente a las preguntas que le fueron formuladas por el Jurado; todo conforme a los dispuesto en los Artículos 44, 49, 50, 51 y 52 del Reglamento de Estudios de Postgrado.

2.- Finalizada la defensa pública del trabajo, el Jurado decidió aprobarlo por considerar, sin hacerse solidario de las ideas expuestas por el autor, que se ajusta a lo dispuesto y exigido en el Reglamento de Estudios de Postgrado.

Para este veredicto, el Jurado estimó conferirle al **Ing. Rafael Urbina** una **Mención Honorífica** por considerar que la obra examinada representa en su conjunto un aporte importante. Esta investigación aplicada presenta un enfoque novedoso sobre un área tradicionalmente explotada por nuestra principal industria nacional.

En fe de lo cual se levanta la presente Acta, a los treinta días del mes de Noviembre del 2007, dejándose también constancia de que, conforme a lo dispuesto en la normativa jurídica vigente actuó como Coordinador del Jurado el **M.Sc. Alexis Gammiero**.

  
**Espec. Fanny Sánchez**



  
**M.Sc. Alexis Gammiero**  
Coordinador

  
**M.Sc. Enrique Rondon**

## LISTA DE FIGURAS

Figura	Descripción	Pg.
Figura 1	Diagrama de fases generalizado para una mezcla de hidrocarburos	6
Figura 2	Diagrama de fases para un yacimiento de gas seco	8
Figura 3	Diagrama de fases para un yacimiento de gas húmedo	8
Figura 4	Diagrama de fases para un yacimiento de gas condensado	10
Figura 5	Diagrama de fases para un yacimiento de petróleo volátil	10
Figura 6	Diagrama de fases para un yacimiento de petróleo negro	11
Figura 7	Diferentes diagramas de fases realizados con fluidos que contienen los mismos componentes, pero en diferentes proporciones	12
Figura 8	Diagrama de flujo del programa DISTRIGAMA	26
Figura 9	Diagrama de flujo del programa CUADRATURA	32
Figura 10	Forma de distribución de peso molecular para valores de $\alpha = 0,5 ; 1,0$ y $1,5$	39
Figura 11	Comparación entre la distribución experimental y las distribuciones realizadas con los parámetros $\alpha$ y $\eta$ obtenidos para el Fluido 3	41
Figura 12	Comparación entre la distribución experimental y las distribuciones realizadas con los parámetros $\alpha$ y $\eta$ obtenidos para el Fluido 4 (Petróleo Negro)	42
Figura 13	Comparación entre la distribución experimental y las distribuciones realizadas con los parámetros $\alpha$ y $\eta$ obtenidos para el Fluido 6 (Gas Condensado)	42
Figura 14	Diagramas de fases en función de $\alpha$ para el Fluido 1 (Petróleo negro)	50

Figura 15	Diagramas de fases en función de $\alpha$ para el Fluido 2 (Petróleo negro)	50
Figura 16	Diagramas de fases en función de $\alpha$ para el Fluido 3 (Petróleo negro)	51
Figura 17	Diagramas de fases en función de $\alpha$ para el Fluido 4 (Petróleo negro)	51
Figura 18	Diagramas de fases en función de $\alpha$ para el Fluido 5 (Petróleo volátil)	52
Figura 19	Diagramas de fases en función de $\alpha$ para el Fluido 6 (Gas condensado)	52
Figura 20	Diagramas de fases en función de diversos valores de $\eta$ para el Fluido 1	55
Figura 21	Diagramas de fases en función de diversos valores de $\eta$ para el Fluido 2	55
Figura 22	Diagramas de fases en función de diversos valores de $\eta$ para el Fluido 3	56
Figura 23	Diagramas de fases en función de diversos valores de $\eta$ para el Fluido 4	56
Figura 24	Diagramas de fases en función de diversos valores de $\eta$ para el Fluido 5	57
Figura 25	Diagramas de fases en función de diversos valores de $\eta$ para el Fluido 6	57
Figura 26	Diagramas de fases en función del peso molecular del corte C7+ para el Fluido 1.(Petróleo negro)	61
Figura 27	Diagramas de fases en función del peso molecular del corte C7+ para el Fluido 2.(Petróleo negro)	61
Figura 28	Diagramas de fases en función del peso molecular del corte C7+ para el Fluido 3.(Petróleo negro)	62
Figura 29	Diagramas de fases en función del peso molecular del corte	62

	C7+ para el Fluido 4.(Petróleo negro)	
Figura 30	Diagramas de fases en función del peso molecular del corte C7+ para el Fluido 5.(Petróleo volátil)	63
Figura 31	Diagramas de fases en función del peso molecular del corte C7+ para el Fluido 6.(Gas condensado)	63
Figura 32	Diagramas de fases en función del número de pseudo componentes en que se dividió la fracción C7+ del Fluido 1	66
Figura 33	Diagramas de fases en función del número de pseudo componentes en que se dividió la fracción C7+ del Fluido 2	66
Figura 34	Diagramas de fases en función del número de pseudo componentes en que se dividió la fracción C7+ del Fluido 3	67
Figura 35	Diagramas de fases en función del número de pseudo componentes en que se dividió la fracción C7+ del Fluido 4	67
Figura 36	Diagramas de fases en función del número de pseudo componentes en que se dividió la fracción C7+ del Fluido 5	68
Figura 37	Diagramas de fases en función del número de pseudo componentes en que se dividió la fracción C7+ del Fluido 6	68
Figura 38	(a) Presión de fondo, (b) Tasa de producción de gas, (c) Tasa de producción de petróleo versus tiempo de producción en función del parámetro alfa para el Fluido 1	74
Figura 39	(a) Presión de fondo, (b) Tasa de producción de gas, (c) Tasa de producción de petróleo versus tiempo de producción en función del parámetro alfa para el Fluido 2	75
Figura 40	(a) Presión de fondo, (b) Tasa de producción de gas, (c) Tasa de producción de petróleo versus tiempo de producción en función del parámetro alfa para el Fluido 3	76
Figura 41	(a) Presión de fondo, (b) Tasa de producción de gas, (c) Tasa de producción de petróleo versus tiempo de producción en función del parámetro alfa para el Fluido 4	77
Figura 42	(a) Presión de fondo, (b) Tasa de producción de gas, (c)	78

	Tasa de producción de petróleo versus tiempo de producción en función del parámetro alfa para el Fluido 5	
Figura 43	(a) Presión de fondo, (b) Tasa de producción de gas, (c) Tasa de producción de petróleo versus tiempo de producción en función del parámetro alfa para el Fluido 6	79
Figura 44	(a) Presión de fondo, (b) Tasa de producción de gas, (c) Tasa de producción de petróleo versus tiempo de producción en función del Peso Molecular para el Fluido 1	82
Figura 45	(a) Presión de fondo, (b) Tasa de producción de gas, (c) Tasa de producción de petróleo versus tiempo de producción en función del Peso Molecular para el Fluido 2	83
Figura 46	(a) Presión de fondo, (b) Tasa de producción de gas, (c) Tasa de producción de petróleo versus tiempo de producción en función del Peso Molecular para el Fluido 3	84
Figura 47	(a) Presión de fondo, (b) Tasa de producción de gas, (c) Tasa de producción de petróleo versus tiempo de producción en función del Peso Molecular para el Fluido 4	85
Figura 48	(a) Presión de fondo, (b) Tasa de producción de gas, (c) Tasa de producción de petróleo versus tiempo de producción en función del Peso Molecular para el Fluido 5	86
Figura 49	(a) Presión de fondo, (b) Tasa de producción de gas, (c) Tasa de producción de petróleo versus tiempo de producción en función del Peso Molecular para el Fluido 6	87
Figura 1 A	Distribución de peso molecular de la fracción C7+ Fluido 1	95
Figura 2 A	Diagrama de fases del Fluido 1	95
Figura 3 A	Distribución de peso molecular de la fracción C7+ Fluido 2	97
Figura 4 A	Diagrama de fases del Fluido 2	97
Figura 5 A	Distribución de peso molecular de la fracción C7+ Fluido 3	99
Figura 6 A	Diagrama de fases del Fluido 3	99
Figura 7 A	Distribución de peso molecular de la fracción C7+ Fluido 4	101

Figura 8 A	Diagrama de fases del Fluido 4	101
Figura 9 A	Distribución de peso molecular de la fracción C7+ Fluido 5	103
Figura 10 A	Diagrama de fases del Fluido 5	103
Figura 11 A	Distribución de peso molecular de la fracción C7+ Fluido 6	105
Figura 12 A	Diagrama de fases del Fluido 6	105

## LISTA DE TABLAS

Tabla	Descripción	Pg.
Tabla 1	Composiciones típicas de los diferentes fluidos de yacimiento	12
Tabla 2	Tipos de fluidos de yacimiento seleccionados y número de fracciones superiores a C7 disponibles	22
Tabla 3	Permeabilidades relativas utilizadas en el modelo de simulación generado	36
Tabla 4	Distribución de peso molecular para diferentes valores del parámetro $\alpha$	38
Tabla 5	Valores de $\alpha$ y $\eta$ obtenidos con el programa AJUSTE y con el paquete WinProp	40
Tabla 6	Comparación de los valores de Temperatura Crítica ( $T_c$ ), Presión Crítica ( $P_c$ ) y Presión de Saturación ( $P_{sat}$ ) entre los fluidos estudiados y los fluidos generados a partir de los valores de $\alpha$ y $\eta$ obtenidos con el programa AJUSTE	44
Tabla 7	Comparación del ejemplo de separación de la fracción C7+ que aparece en la literatura, con el programa CUADRATURA y PVTi	45
Tabla 8	Separación de la fracción C7+ del Fluido 3 en diferente número de fracciones utilizando el método de cuadratura Gaussiana	46
Tabla 9	Separación de la fracción C7+ del Fluido 6 en diferente número de fracciones utilizando el método de cuadratura Gaussiana	46
Tabla 10	Valores de Temperatura Crítica ( $T_c$ ), Presión Crítica ( $P_c$ ) y Presión de Saturación ( $P_{sat}$ ) en función del parámetro $\alpha$	48
Tabla 11	Valores de Temperatura Crítica ( $T_c$ ), Presión Crítica ( $P_c$ )	53

	y Presión de Saturación ( $P_{sat}$ ) en función del parámetro $\eta$	
Tabla 12	Valores estimados de $T_c$ , $P_c$ y $P_{sat}$ para diferentes valores de peso molecular de la fracción $C7+$	58
Tabla 13	Porcentaje de variación de $T_c$ , $P_c$ y $P_{sat}$ para diferentes valores de peso molecular de la fracción $C7+$	59
Tabla 14	Valores de $T_c$ , $P_c$ y $P_{sat}$ para la división de la fracción $C7+$ en diferentes numero ( $N$ ) de pseudo componentes	65
Tabla 15	Relación Gas Petróleo (RGP) en el período de producción constante en función del parámetro $\alpha$ para los diferentes fluidos	72
Tabla 16	$B_o$ y $B_g$ en función del parámetro $\alpha$ para los diferentes fluidos	73
Tabla 17	Relación Gas Petróleo (RGP) en el período de producción constante en función del peso molecular de la fracción $C7+$ para los diferentes fluidos	80
Tabla 18	$B_o$ y $B_g$ en función del peso molecular de la fracción $C7+$ para los diferentes fluidos	81
Tabla A 1	Composición del fluido 1	94
Tabla A 2	Composición del fluido 2	96
Tabla A 3	Composición del fluido 3	98
Tabla A 4	Composición del fluido 4	100
Tabla A 5	Composición del fluido 5	102
Tabla A 6	Composición del fluido 6	104

**Urbina P., Rafael J.**

**IMPACTO DE LA CARACTERIZACIÓN DE LA FRACCIÓN C7+  
SOBRE LAS PREDICCIONES DEL COMPORTAMIENTO DE FASE Y  
ESTIMACIONES DE PRODUCCIÓN**

**Tutor Industrial: Msc. Alexis Gammiero**

**Tesis. Caracas, U.C.V. Facultad de Ingeniería. Escuela de Ingeniería de  
Petróleo. Año 2007, 112 p.**

**Palabras Claves:** Caracterización, Fracción Pesada, C7+, Método de Whitson

**Resumen.** En la industria petrolera el método más utilizado para la caracterización de la fracción C7+ es el Método de Whitson, que se basa en la función de probabilidad Gamma de tres parámetros para representar la distribución de peso molecular de la fracción C7+. Los parámetros de la función son:  $\alpha$ ,  $\eta$  y peso molecular de la fracción C7+. Los parámetros  $\alpha$  y  $\eta$  se relacionan con la forma de la distribución. Este trabajo se realiza con el propósito de evaluar el impacto de la caracterización de la fracción C7+ sobre el comportamiento de fase y estimaciones de producción. Se generan tres algoritmos que facilitan el proceso de caracterización, se determina el impacto de los parámetros  $\alpha$ ,  $\eta$  y peso molecular de la fracción C7+ sobre el comportamiento de fase y finalmente se evalúa el impacto de los parámetros críticos sobre las estimaciones de producción.

# CAPÍTULO I

---

## INTRODUCCIÓN

Desde los primeros pasos de la industria petrolera la información relativa al comportamiento de fases de los fluidos ha sido un elemento que ha venido adquiriendo cada vez más importancia. Con la introducción de los computadores electrónicos en los años 50 y la aplicación de modelos termodinámicos sofisticados, comienzan a desarrollarse numerosos estudios que hicieron posible a finales de los años 70, la introducción de la simulación composicional basada en ecuaciones de estado.

Para los componentes puros las propiedades comúnmente requeridas por las ecuaciones de estado son: presión crítica ( $P_c$ ), temperatura crítica ( $T_c$ ), volumen crítico ( $v_c$ ), factor de compresibilidad ( $Z_c$ ) y factor acéntrico ( $\omega$ ), estas propiedades son conocidas y disponibles en la bibliografía (Wauquier, 2004). En el caso de una mezcla de composición conocida estas propiedades pueden ser utilizadas junto con una regla de mezclado apropiada y se deben considerar elementos tales como los coeficientes de interacción binaria y los volúmenes de traslación (Edmister, 1988). El problema comienza cuando se trabaja con fluido de yacimiento el cual contiene una gran cantidad de especies de hidrocarburos las cuales son sumamente difíciles de cuantificar y caracterizar de una manera exacta. Aún con las técnicas analíticas más modernas esta sería una tarea muy difícil y de costos elevados. Debido a esta situación el análisis composicional de los fluidos de yacimiento se limita a un número reducido de componentes. Con técnicas cromatográficas se pueden identificar y cuantificar los componentes más livianos como:  $N_2$ ,  $CO_2$ ,  $H_2S$ ,  $C_1$ ,  $C_2$  y los componentes intermedios como:  $C_3$  hasta  $C_6$ . La fracción remanente del fluido, que contiene los heptanos ( $C_7$ ) y el resto de los hidrocarburos más pesados se reporta comúnmente con su peso molecular (MW) y gravedad específica (SG) medidos en el laboratorio. Esta fracción remanente es conocida como la fracción pesada ó fracción  $C_7+$ . En algunos casos la caracterización del fluido puede ser extendida hasta llegar a

una fracción C10+ ó C20+, sin embargo la forma común de realizar los análisis del fluido es hasta la fracción C7+. Debido a esta situación, la información relativa a la fracción pesada o fracción C7+ esta limitada al peso molecular ( $MW_{C7+}$ ) y la gravedad específica ( $SG_{C7+}$ ). Esta situación se trata de corregir dividiendo la fracción pesada en un considerable número de pseudo componentes, sin embargo esta división implica suponer una forma de distribución de peso molecular lo cual introduce incertidumbre en los cálculos que involucren comportamiento de fase.

La base más sólida para la caracterización de la fracción C7+ son los datos provenientes de la destilación TBP, True Boiling Point, (ASTM D 2892, 1984) en el cual la fracción C7+ se divide en un número de considerable de cortes y se mide el peso molecular y el porcentaje en peso de cada uno de estos cortes, por lo que se puede obtener un buen aproximado de la forma de distribución de peso molecular (Whitson y Brulé., 2000). Sin embargo en la mayoría de los casos cuando se realizan las pruebas PVT este ensayo no se incluye, por lo que se debe utilizar algún método de caracterización el cual implica suponer una forma de distribución de peso molecular.

Para la caracterización de la fracción pesada se han propuesto varios métodos, (Ahmed, 1986) sin embargo el más ampliamente utilizado en la industria es el propuesto por Whitson, Anderson y Soreide en 1988. Este método se fundamenta en la función de distribución de probabilidad Gamma para representar la forma de distribución de peso molecular de la fracción pesada. El método de Whitson también es conocido como función Gamma de tres parámetros, ya que la forma y los valores de la distribución dependen de tres parámetros, a saber:  $\alpha$  (alfa),  $\eta$  (eta) y el peso molecular de la fracción C7+ ( $MW_{C7+}$ ). Sin embargo al no disponer de la información proveniente de la destilación TBP se debe suponer una forma en la distribución de peso molecular de la fracción pesada, lo que introduce una fuente de incertidumbre en los cálculos, por esta razón el ingeniero de yacimientos debe manejar este modelo con cautela. Además debe conocer la funcionalidad existente entre estos parámetros y las propiedades estimadas mediante las ecuaciones de estado.

Con el propósito de mejorar el proceso de caracterización de la fracción C7+, en este trabajo se evalúa el impacto de los parámetros del método de Whitson sobre las predicciones del comportamiento de fase y estimaciones de producción.

El conocimiento de la relación existente entre los parámetros del método de Whitson y las propiedades relativas al comportamiento de fase permitirá al ingeniero de yacimientos mejorar el proceso de caracterización de la fracción C7+, al disponer de criterios que le ayuden a ejecutar este proceso de manera sistemática y eficiente. También podrá controlar estos parámetros de manera de tener una base más sólida en el proceso de ajuste o calibración de las ecuaciones de estado a las pruebas PVT tradicionales. Mediante el conocimiento de la relación existente entre estos parámetros y las estimaciones de producción podrá tener una idea cuantitativa de la influencia de los parámetros, y de esta manera conocer la incertidumbre asociada a la caracterización de la fracción C7+. Adicionalmente en este trabajo se generan tres algoritmos básicos que se necesitan para la caracterización de la fracción C7+. Estos algoritmos no presentan algunas limitaciones que tienen los algoritmos usados en los paquetes comerciales, por lo que podrán ser utilizados en la mejora del proceso de caracterización de la fracción C7+. Además estos algoritmos podrán ser utilizados para fines académicos y docentes.

## 1 Objetivos

### 1.1 Objetivo General

Determinar la influencia de los parámetros  $\alpha$ ,  $\eta$  y  $MW_{C7+}$  en el proceso de caracterización de la fracción C7+ sobre el comportamiento de fase, así como su impacto en las predicciones de producción.

### 1.2 Objetivos Específicos

- Generar un algoritmo para modelar la distribución de peso molecular de la fracción C7+ utilizando los parámetros de la función de distribución Gamma.
- Generar un algoritmo para ajustar los parámetros de la función Gamma a los datos provenientes de la destilación TBP.
- Generar un algoritmo para dividir la fracción C7+ en varios pseudo componentes utilizando la función Gamma.
- Determinar de manera cuantitativa el impacto de los parámetros de caracterización de la fracción C7+ sobre el comportamiento de fase.
- Determinar el impacto de los parámetros críticos de la caracterización de la fracción C7+ sobre el comportamiento de producción y la estimación de hidrocarburos en sitio para un yacimiento con un mecanismo de producción del tipo gas en solución.

## CAPÍTULO II

---

### MARCO TEÓRICO

#### 2.1 CARACTERIZACIÓN TERMODINÁMICA DE YACIMIENTOS DE HIDROCARBUROS

##### 2.1.1 Diagramas de Presión Temperatura para una Mezcla de Hidrocarburos

La mejor manera de entender el comportamiento de fases de una mezcla de hidrocarburos es el conocer el diagrama de fases y luego relacionarlos con las condiciones de presión y temperatura dentro de las cuales va a estar sometido el fluido durante su proceso de producción. La figura 1 muestra el diagrama de fases generalizado para una mezcla de hidrocarburos. En este puede observarse la envolvente de fases que resulta de unir la línea que representa los puntos de burbujeo, (curva AC), con la línea que representa los puntos de rocío, (curva CB). El punto C de convergencia de estas dos líneas es el punto crítico, en el cual las propiedades intensivas son iguales para el gas y el líquido. En la línea de puntos de burbujeo la mezcla se encuentra en fase líquida en equilibrio con una cantidad infinitesimal de gas, y en la línea de los puntos de rocío la mezcla se encuentra en fase gaseosa en equilibrio con una cantidad infinitesimal de líquido.

La envolvente de fases divide al diagrama en dos regiones: una región monofásica, fuera de la envolvente y una región bifásica dentro de la envolvente. Dentro de la envolvente se pueden observar unas líneas que representan puntos de iguales proporciones volumétricas de líquido dentro de la mezcla líquido-gas, estas se denominan líneas de isocalidad. Adicionalmente en la línea limítrofe de la envolvente se pueden observar dos puntos extremos T y P. La temperatura en el punto T se denomina cricondentérmica y se refiere a la máxima temperatura a la cual pueden coexistir vapor y líquido en equilibrio. La presión correspondiente al punto P se le denomina cricondembarica y es la máxima presión a la cual puede existir vapor y líquido en equilibrio.

En principio, cada mezcla de hidrocarburos tiene un diagrama de fases característico el cual permanece constante cuando no hay cambios en la composición de la mezcla.

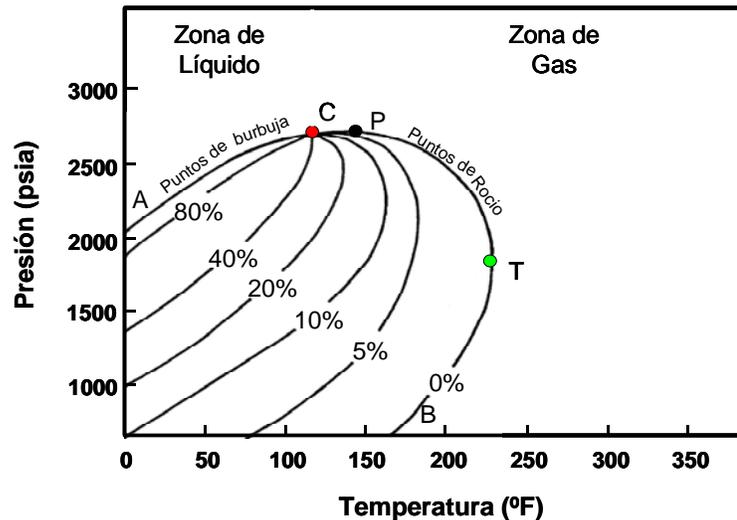


Figura 1. Diagrama de fases generalizado para una mezcla de hidrocarburos

### 2.1.2 Clasificación de los Yacimientos según el Hidrocarburo que Contienen

Es importante mencionar que el término fluido será utilizado en este trabajo para hacer referencia a una mezcla de hidrocarburos, por lo que se puede decir que existen cinco tipos de fluidos de yacimiento, los cuales son:

- Gas seco
- Gas húmedo
- Gas condensado
- Petróleo volátil
- Petróleo negro

Desde un punto de vista operacional esta clasificación ha sido adoptada tomando en cuenta que cada uno de los cinco tipos de fluidos de yacimiento requiere diferentes estrategias de explotación. (McCain, 1989)

Desde un punto de vista relativo a los diagramas de fase esta clasificación toma en cuenta:

- a) La ubicación de la temperatura del yacimiento respecto a la temperatura crítica y la temperatura cricondentérmica.
- b) La ubicación de las condiciones de presión y temperatura del separador a condiciones de superficie con respecto a la envolvente de fases.

#### 2.1.2.1 Yacimientos de Gas Seco

Los yacimientos de gas seco están compuestos principalmente por metano. Tal como se observa en diagrama de fases de la figura 2, la temperatura de este yacimiento ( $T_y$ ) es relativamente mayor que la cricondentérmica, y a lo largo de todo el proceso de producción hasta llegar al separador no se alcanza a entrar a la región de dos fases del diagrama y por consiguiente la mezcla siempre permanece en fase gas.

#### 2.1.2.2 Yacimientos de Gas Húmedo

La figura 3 muestra el diagrama de fases de un gas húmedo y puede observarse como el fluido permanece en fase gas en el yacimiento y una reducción sustancial isotérmica de la presión no origina la entrada a la zona de dos fases. Sin embargo, bajo las condiciones del separador de superficie la mezcla entra en la zona de dos fases, generando un líquido de apariencia incolora y con gravedad similar a la de los condensados la cual se mantiene constante a lo largo de la vida del yacimiento.

#### 2.1.2.3 Yacimientos de Gas Condensado

El comportamiento de producción de una mezcla de hidrocarburos en un yacimiento de gas condensado es diferente al del crudo convencional, ya que cuando en un yacimiento de gas condensado se produce una reducción isotérmica de la presión y se cruza la curva de rocío se entra en la región de dos fases ocurriendo la llamada condensación retrograda de las fracciones pesadas e intermedias de la mezcla.

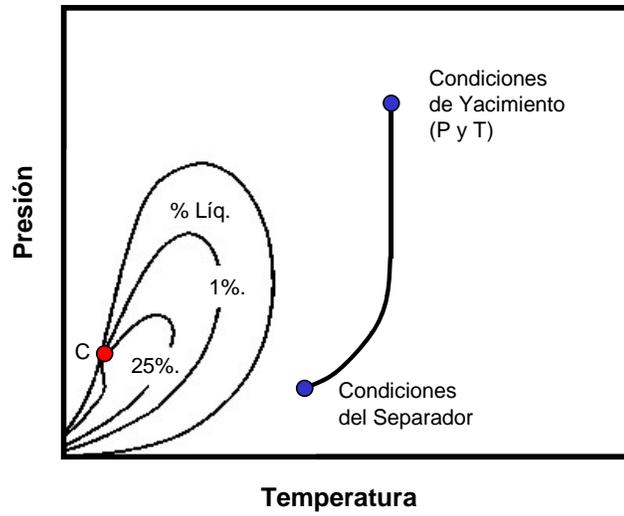


Figura 2. Diagrama de fases para un yacimiento de gas seco

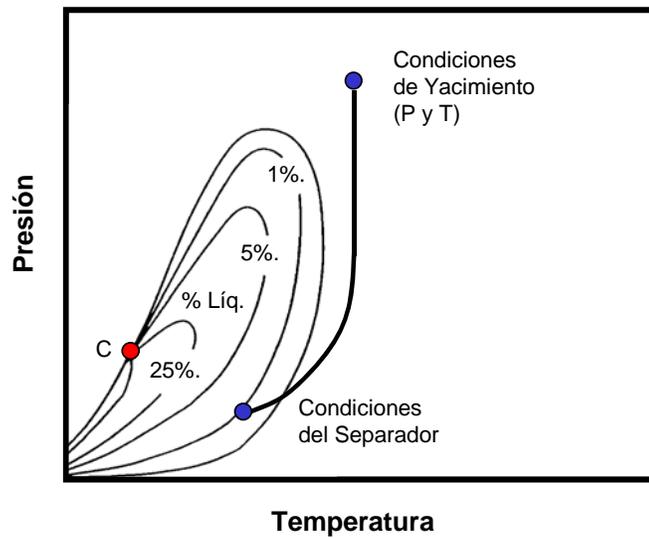


Figura 3. Diagrama de fases para un yacimiento de gas húmedo

En la figura 4 se muestra el diagrama de fases característico para un gas condensado. En el caso mostrado el fluido del yacimiento inicialmente se encuentra en fase gas (punto 1), si desciende isotérmicamente la presión del yacimiento hasta alcanzar el punto 2 entonces el gas estará saturado con una fracción diferencial de líquido la cual es llamada presión de rocío retrograda. Recibe esta denominación ya que a medida que la presión va descendiendo se condensa líquido proveniente del gas. Al realizar este proceso en laboratorio se observa que con la disminución isotérmica de la presión a composición constante, el líquido comienza a revaporizarse hasta llegar al punto 3 donde se alcanza la presión de rocío normal. Este fenómeno no ocurre en el yacimiento, ya que solo se alcanza la presión de rocío normal a procesos por debajo de la presión atmosférica.

Algunos autores expresan que el término "gas condensado" o "condensado" al referirse a este tipo de fluido de yacimiento tiende a confundir al lector, argumentando que inicialmente el fluido se encuentra en fase gas en el yacimiento y muestra un comportamiento retrogrado, por lo que el termino correcto es "gas retrogrado". Sin embargo en la bibliografía se ha generalizado el termino "gas condensado" (Mc. Cain, 1989).

#### 2.1.2.4 Yacimientos de Petróleo Volátil

Estos fluidos son conocidos como petróleo liviano, fluidos cercanos al punto crítico, o cuasi críticos. En la figura 5 se muestra el diagrama de fases para un petróleo volátil. En este tipo de fluidos la temperatura crítica es más baja que en el caso del petróleo negro, y por consiguiente más cercana a la temperatura del yacimiento, por lo que las condiciones de operación de este estos fluidos se encuentran muy cercanos al punto crítico. Debido a esto, el equilibrio de fases es estos yacimientos es muy sensible a los cambios de presión y temperatura, produciendo un alto encogimiento del fluido cuando la presión cae ligeramente por debajo de la presión de burbuja.

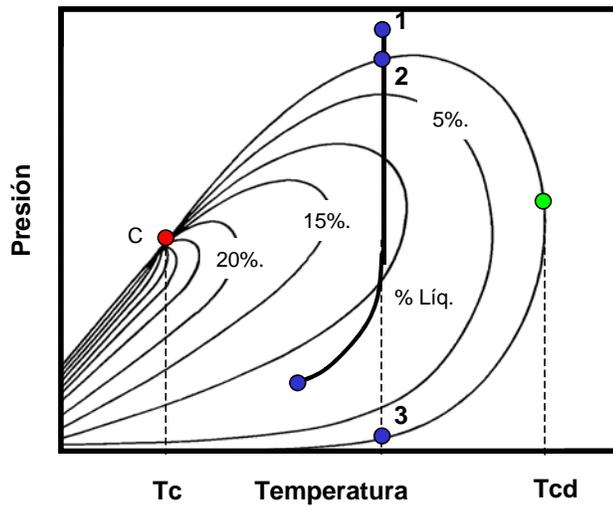


Figura 4. Diagrama de fases para un yacimiento de gas condensado

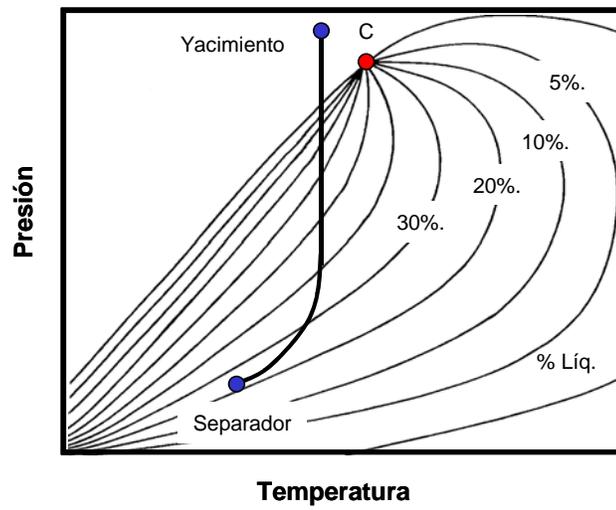
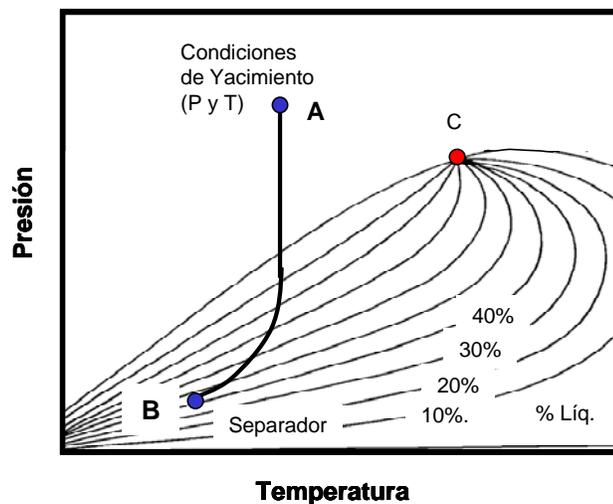


Figura 5. Diagrama de fases para un yacimiento de petróleo volátil

### 2.1.2.5 Yacimientos de Petróleo Negro

Están constituidos por una amplia variedad de especies moleculares. El contenido de la fracción C7+ generalmente se encuentra por encima del 40% y el contenido de metano es muy bajo. El nombre petróleo negro tiende a confundir, ya que en algunos casos su color no es negro.

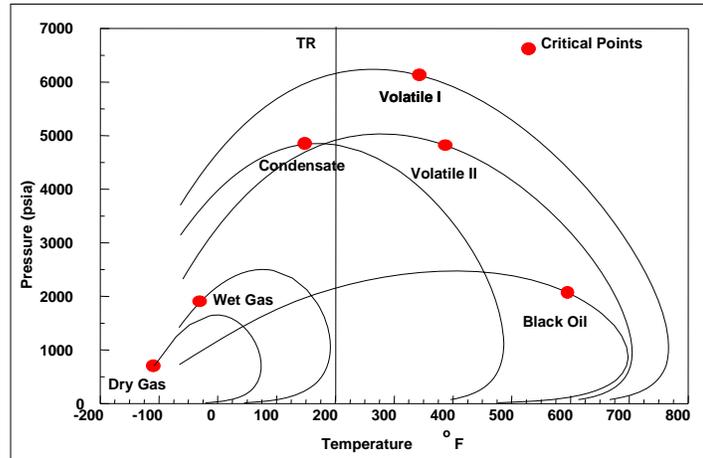
El diagrama de fases para un petróleo negro se muestra en la figura 6 y puede observarse como la temperatura del yacimiento se encuentra a la izquierda del punto crítico a una distancia considerable del mismo. La línea AB representa el cambio de condiciones de presión y temperatura que sufre el fluido en el proceso de producción, desde una disminución de presión isotérmica en el yacimiento hasta una reducción de presión y temperatura durante el proceso de producción hasta llegar al separador. La línea divisoria entre el petróleo volátil y el petróleo negro es arbitraria.



**Figura 6. Diagrama de fases para un yacimiento de petróleo negro**

Es bien conocido que el tipo de fluido es determinado por su composición. En la figura 7 se muestran diferentes diagramas de fase realizados con fluidos que

contienen los mismos componentes hidrocarburos, pero en diferentes proporciones (Barrufet, 1998). En la tabla 1 se muestran composiciones típicas.



**Figura 7. Diferentes diagramas de fases realizados con fluidos que contienen los mismos componentes, pero en diferentes proporciones (Barrufet, 1998)**

**Tabla 1. Composiciones típicas de los diferentes fluidos de yacimiento (Barrufet, 1998)**

Componente	Pet. Negro	Pet. Volátil	G. Condensado	Gas Seco	Gas Húmedo
C <sub>1</sub>	48,8	64,4	87,1	95,85	86,7
C <sub>2</sub>	2,75	7,52	4,39	2,67	7,8
C <sub>3</sub>	1,93	4,74	2,29	0,34	2,9
C <sub>4</sub>	1,60	4,12	1,74	0,52	1,7
C <sub>5</sub>	1,15	3,97	0,83	0,08	0,9
C <sub>6</sub>	1,59	3,38	0,60	0,12	
C <sub>7+</sub>	42,15	11,91	3,80	0,42	
MW <sub>C7+</sub>	225	181	112	157	
RGP	625	2000	18.200	105.000	
°API tanque	34,3	50,1	60,8	54,7	

## 2.2 CARACTERIZACIÓN DE LA FRACCIÓN PESADA (C7+)

Tal como se mencionó en la sección anterior el análisis composicional de los fluidos de yacimiento se limita a un número reducido de componentes, los cuales se pueden identificar y cuantificar con técnicas analíticas. Estas técnicas se fundamentan en el análisis cromatográfico y permiten identificar y cuantificar los componentes más livianos como: N<sub>2</sub>, CO<sub>2</sub>, H<sub>2</sub>S, C<sub>1</sub> y C<sub>2</sub> y los componentes intermedios, C<sub>3</sub> hasta C<sub>6</sub>. Para la fracción remanente del fluido, que contiene los heptanos (C<sub>7</sub>) y el resto de los hidrocarburos más pesados generalmente se reporta su peso molecular (MW) y gravedad específica (SG) medidos en el laboratorio. Esta fracción remanente es conocida como la fracción pesada ó C7+. En algunos casos la discretización de las fracciones iniciales del fluido puede ser extendida hasta C10+ ó C20+. Sin embargo la forma común de realizar los análisis del fluido es hasta la fracción C7+. Debido a esta situación el ingeniero de yacimientos debe resolver este problema asignando las propiedades de los hidrocarburos pesados mediante procedimientos experimentales o matemáticos con la información disponible.

Algunos estudios realizados (McCain, 1994; Barrufet, 1998; Shariati et al. 2001) han demostrado la importancia de la caracterización de la fracción pesada ó C7+ en los cálculos del comportamiento de fase, particularmente la sensibilidad del petróleo volátil y los condensados.

En términos generales el proceso de caracterización de la fracción C7+ implica los siguientes pasos:

- a) Se determina o supone una distribución de peso molecular de la fracción C7+. En el caso de disponer de datos provenientes de la destilación TBP se determina, de lo contrario se supone.
- b) Se divide la fracción pesada en un determinado número de fracciones para las cuales se definen: peso molecular, gravedad específica y temperatura de ebullición.
- c) Para cada una de las fracciones se estiman las propiedades requeridas por la ecuación de estado a utilizar.

### **2.2.1 Destilación TBP (ASTM D 2892, 1984)**

La destilación TBP permite dar una imagen casi exacta de la composición del crudo por la medida de la temperatura de ebullición de los constituyentes (Wauquier, 2004). En el método se emplea una columna de fraccionamiento con una eficiencia de 14 a 18 platos teóricos. Esta columna funciona con una relación de reflujo de 5:1. En la práctica la destilación comienza a presión atmosférica y luego al alcanzar alta temperatura, para evitar el craqueo térmico de las moléculas, se trabaja a presiones por debajo de la atmosférica. Luego los datos de temperaturas de ebullición sub atmosféricas son llevados a su equivalente atmosférico mediante correlaciones. Siguiendo el procedimiento descrito en la norma el crudo se separa en una cantidad de cortes que puede llegar hasta cincuenta, lo que permite considerarlos como pseudo componentes, o como hidrocarburos puros ficticios cuyo punto de ebullición es igual a la media aritmética de las temperaturas inicial y final de ebullición de cada corte. Una vez separados los cortes se miden las propiedades deseadas de acuerdo al estudio requerido, tales como peso molecular, porcentaje másico, gravedad específica y algunas otras requeridas para análisis especiales como presión de vapor, porcentaje de azufre y contenido de asfaltenos. Una de las ventajas del uso de la destilación TBP es que al obtener el peso molecular para cada corte se pueden tener la composición del fluido en base másica o molar. En lo que se relaciona a la caracterización de la fracción C7+ con los valores de porcentaje másico y peso molecular se puede obtener la distribución de peso molecular. En el mejor de los casos el peso molecular de los cortes se mide mediante métodos crioscópicos los cuales tienen un error que esta entre el 2 y el 5 %.

En la práctica se recomienda disponer de al menos un análisis completo TBP para los siguientes casos (Whitson, 1983):

- Yacimientos de gas condensado y petróleo liviano
- Yacimientos de petróleo que puedan ser candidatos a procesos de inyección de gas

Sin embargo en la mayoría de las ocasiones no se dispone del análisis TBP, y en algunos casos en que se dispone de este análisis el número de cortes es muy limitado, y no se puede establecer una correlación entre la composición y el peso molecular de la fracción pesada.

Para la fracción C7+ existen varios métodos que han sido propuestos (Tarek, 1988), sin embargo en la industria petrolera los métodos más utilizados son: el método propuesto por Whitson et al. en 1988, seguido por el método propuesto por Pedersen en 1989 (Zuo y Zhang, 2000). Este último presenta algunas limitaciones prácticas que han restringido su uso.

### 2.2.2 Método de Whitson (Whitson et al., 1988)

Este método se fundamenta en el uso de la función densidad de probabilidad Gamma de tres parámetros, para representar la relación entre la fracción molar ( $Z_i$ ) y el peso molecular ( $MW_i$ ), de la fracción C7+. Este modelo probabilístico como una función del peso molecular se representa por la siguiente ecuación:

$$P(MW) = \frac{(MW - \eta)^{\alpha - 1} \exp\left(\frac{-(MW - \eta)}{\beta}\right)}{\beta^{\alpha} \Gamma(\alpha)} \quad (1)$$

Siendo:

$$\beta = \frac{MW_{CN+} - \eta}{\alpha} \quad (2)$$

Donde:

P(MW): Función densidad de probabilidad

MW: Peso molecular como variable independiente

- $\eta$ : Mínimo peso molecular con una probabilidad de ocurrencia diferente de cero. Representa el peso molecular más bajo de la fracción C7+
- $\alpha$ : Representa una medida de la forma de la distribución
- $MW_{CN+}$ : Peso molecular de la fracción pesada
- $\Gamma$ : Función Gamma evaluada en  $\alpha$

Con este modelo la distribución acumulada desde  $\eta$  hasta un peso molecular  $MW_{bi}$  viene dada por la integral de  $P(MW)$ :

$$P(MW_{bi}) = \int_{\eta}^{MW_{bi}} P(MW) dMW = e^{-y} \sum_{j=0}^{\infty} \frac{y^{\alpha+1}}{\Gamma(\alpha + j + 1)} \quad (3)$$

Donde:

$$y = (MW_{bi} - \eta) / \beta \quad (4)$$

La fracción molar del corte limitado por los puntos  $MW_{bi}$  y  $MW_{bi-1}$  viene dada por:

$$Z_i = P(MW_{bi}) - P(MW_{bi-1}) \quad (5)$$

El peso molecular se expresa como:

$$MW_i = \eta + \frac{\alpha\beta}{Z_i} [P^*(MW_{bi}) - P^*(MW_{bi-1})] \quad (6)$$

Donde:

$$P^*(MW_{bi}) \text{ se evalúa en } \Gamma(\alpha + 1)$$

Una de las principales ventajas de este modelo es la versatilidad que tiene respecto a la forma de la distribución, ya que se puede adaptar a diferentes formas de distribución típicas de los fluidos de yacimiento. El parámetro  $\alpha$  se relaciona con la forma de la distribución, y se encuentra en la mayoría de las veces dentro del rango de 0,5 hasta 2 para los fluidos de yacimiento (Whitson y Brulé, 2000), siendo el valor de  $\alpha = 1$  correspondiente a la forma exponencial. Por debajo de 1 la forma es exponencial aguda, mientras que por encima de 1 la forma pasa a ser la forma típica de la distribución Gamma. El parámetro  $\eta$  puede ser físicamente interpretado como el mínimo peso molecular encontrado en la distribución.

En la literatura es bien conocido que la distribución de peso molecular de petróleos volátiles y condensados es de naturaleza exponencial (Zurita y McCain Jr., 2002), por lo que si no se dispone de información para estimar el parámetro  $\alpha$  el valor supuesto debe ser 1. En el caso del parámetro  $\eta$  el valor recomendado es 90, en el caso de que la fracción pesada sea C7+, es decir, que comience desde la fracción C7.

En un estudio Bherens y Sandler en el año 1986, propusieron el uso del método de integración por cuadratura Gaussiana para realizar la separación en fracciones a partir de un modelo de distribución continuo. Considerando que este método es bastante preciso, en este trabajo los autores muestran como la evaluación numérica de la integral de la función de distribución de peso molecular puede ser estimada como una sumatoria, donde cada uno de los elementos de esta sumatoria puede ser asociado a una fracción o seudo componente. Este método fue utilizado por Whitson et al. en 1988, quien adicionó el principio de la cuadratura Gaussiana a la función Gamma de tres parámetros para establecer el método que se conoce actualmente como el método de Whitson. En el Anexo B se encuentra una descripción del método de integración por cuadratura Gaussiana y su aplicación para discretizar la función Gamma de tres parámetros.

### 2.2.2.1 Proceso de Caracterización de la Fracción C7+ según el Método de Whitson

Con este método se puede discretizar en un determinado número de pseudo componentes la distribución continua de la fracción C7+.

En la mayoría de los casos la información disponible es la siguiente:

- Fracción molar de la fracción pesada ( $z_{C7+}$ )
- Peso Molecular de la fracción pesada ( $M_{C7+}$ )
- Gravedad Específica de la fracción pesada ( $\gamma_{C7+}$ )

Con estos valores procedentes del fluido, se puede aplicar el método de Whitson de la siguiente manera (Whitson y Brulé, 2000):

1. Se fija un número de fracciones (N) a dividir la fracción C7+ y se obtienen los valores  $X_i$  y  $W_i$  (nodos y pesos) correspondientes al método de integración por cuadratura Gaussiana. Los valores de N = 2, hasta N = 5 se encuentran en la tabla B.1 del Anexo B.

2. Se especifican los valores para  $\eta$  y  $\alpha$ . Si no se obtienen valores experimentales los valores recomendados son  $\eta=90$  y  $\alpha=1$ . Nótese como el valor de  $\alpha=1$  corresponde a una distribución de forma exponencial.

3. Se especifica el peso molecular más pesado, que corresponde a la última fracción. El valor recomendado es  $M_N=2.5M_{C7+}$ . Se calcula el término  $\beta^*=(M_N-\eta)/X_N$

4. Se calcula el parámetro interno  $\delta$  mediante la siguiente ecuación:

$$\delta = \exp\left(\frac{\alpha\beta^*}{M_{C7+} - \eta} - 1\right) \quad (7)$$

5. Se calcula la fracción molar  $z_i$  y el peso molecular  $M_i$  para cada fracción.

$$z_i = z_{C7+} [W_i f(X_i)] \quad (8)$$

$$M_i = \eta + \beta^* X_i \quad (9)$$

$$f(X) = \frac{(X^{\alpha-1}) (1 + \ln \delta)^\alpha}{\Gamma(\alpha) \delta^X} \quad (10)$$

6. Se calcula el peso molecular de la fracción pesada C7+ a partir de los valores obtenidos para cada fracción resultante con la siguiente ecuación:

$$M_{C7+\text{Calculado}} = \sum_{i=1}^N z_i M_i \quad (11)$$

Se compara el valor obtenido ( $M_{C7+\text{calculado}}$ ) con el obtenido experimentalmente ( $M_{C7+}$ ). Si el valor calculado es ligeramente menor que el valor experimental, se reduce el valor de  $\delta$  y se repiten los pasos 5 y 6 hasta que la diferencia entre estos dos valores sea despreciable. De esta manera se obtienen un número N de fracciones y sus pesos moleculares correspondientes.

Para caracterizar varias muestras simultáneamente se debe seguir este procedimiento para cada una de ellas, manteniendo los valores de  $M_N$  (peso molecular de la última fracción), y los parámetros  $\eta$  y  $\beta$  iguales para cada una. Este tratamiento da como resultado las fracciones con las mismas características (pesos moleculares) para cada muestra con diferente fracción molar.

#### En el caso de disponer de datos TBP

En el caso de disponer de datos provenientes de una destilación TBP se puede realizar una estimación de los parámetros  $\alpha$  y  $\eta$ . Estos parámetros pueden ser estimados minimizando el error entre las fracciones medidas provenientes de la destilación TBP y las fracciones calculadas por el modelo de distribución Gamma (Teórico):

$$E(\alpha, \eta) = \sum_{i=1}^M (z_i^{TBP} - z_i^{MODELO}) \quad (12)$$

Donde:

$Z_i^{TBP}$ : Fracción molar del corte “i” proveniente de la destilación TBP

$Z_i^{MODELO}$ : Fracción molar del corte “i” calculada a partir del modelo de distribución Gamma

$M$ : Número de cortes de procedentes de la destilación TBP

$E(\alpha,\eta)$ : Función error de los parámetros

Una vez realizada la estimación de estos parámetros se pueden utilizar para un grupo de muestras pertenecientes a un mismo yacimiento. Esto bajo la suposición que la función de distribución de peso molecular es semejante para una misma familia de muestras.

Algo que se debe tener en cuenta, es que se debe disponer de por lo menos 10 cortes de destilación para realizar una buena estimación (Whitson et al., 1988), y en algunos casos en número de cortes de las pruebas de destilación TBP disponibles es inferior a este. Esta es una tarea compleja desde un punto de vista matemático, ya que el ajuste de ambos parámetros se debe realizar de forma simultánea.

### 2.2.3 Método de Pedersen

Este modelo supone la forma exponencial para describir la relación entre los pesos moleculares y la fracción molar de la fracción pesada (Pedersen et al., 1989). Este modelo se representa mediante la siguiente ecuación:

$$\ln z_i = A + BM_i \quad (13)$$

Donde  $z_i$  y  $M_i$  corresponden a la fracción molar y el peso molecular de las fracciones en las cuales se divide la fracción pesada. Los coeficientes A y B son determinados a partir del peso molecular y la fracción molar de la fracción pesada. El peso molecular para un corte con un determinado número de carbono  $N_i$  (Single Carbon Number) puede ser calculada por:

$$M_i = 14N_i - 4 \quad (14)$$

Este método tiene la limitación práctica de que no puede ser utilizado en sistemas que tienen varias muestras, ya que cada muestra tiene sus propios coeficientes A y B, lo que constituye una limitación en el caso de trabajar simultáneamente con varias muestras de un mismo yacimiento. Esta limitación ha restringido el uso de este método en los simuladores comerciales y su utilización se ha reducido prácticamente para estudios experimentales. Este método se utiliza con la ecuación de estado de Soave-Redlich-Kwong (Whitson et al., 1999).

## CAPÍTULO III

---

### METODOLOGÍA

#### 3.1 SELECCIÓN DE LOS FLUIDOS

Los fluidos de trabajo fueron seleccionados de una base de datos publicada por Jaubert et al. en 2002, en el cual se reportan los datos relativos a una serie de fluidos con el propósito de proveer datos experimentales de referencia para ser utilizados en el desarrollo y análisis de procedimientos de caracterización de fluidos, además de la evaluación de paquetes termodinámicos dedicados a la predicción del comportamiento de fase.

El criterio de selección se fundamentó en la disposición de la composición detallada hasta C20 a partir de la destilación TBP. En la tabla 2 se muestra el tipo de fluido, así como el número de fracciones superiores a la fracción C7. En el Anexo A se muestran la composición detallada, o análisis extendido experimental, así como el diagrama de fases para cada uno de ellos.

**Tabla 2. Tipos de fluidos de yacimiento seleccionados y número de fracciones superior a C7 disponibles**

<b>Fluido</b>	<b>Tipo de Fluido</b>	<b>Número de fracciones por encima de C7</b>
Fluido 1	Petróleo negro	13
Fluido 2	Petróleo negro	13
Fluido 3	Petróleo negro	14
Fluido 4	Petróleo negro	28
Fluido 5	Petróleo volátil	19
Fluido 6	Gas condensado	13

## 3.2 IMPACTO DE LOS PARÁMETROS DE LA CARACTERIZACIÓN DE LA FRACCIÓN C7+ SOBRE EL COMPORTAMIENTO DE FASE

Para cada uno de los fluidos se realizó un análisis de sensibilidad de los parámetros  $\alpha$ ,  $\eta$  y peso molecular de la fracción pesada ( $MW_{C7+}$ ), sobre las predicciones de la presión de saturación ( $P_{sat}$ ), presión crítica ( $P_c$ ) y temperatura crítica ( $T_c$ ). Además se generó el diagrama de fases. Para ello se utilizó el paquete comercial PVTi. Se empleó la ecuación de estado de Peng Robinson de 3 parámetros, y para la asignación de las propiedades críticas de las fracciones pesadas se utilizaron las correlaciones de Kesler y Lee publicadas en 1976.

Para realizar el análisis de sensibilidad se cambió la composición extendida superior a la fracción C7+ de cada uno de los fluidos en función de los parámetros de control. La composición extendida utilizada en cada uno de los casos fue generada a partir de tres programas cuyos algoritmos se muestran a continuación.

### 3.2.1 Generación de Algoritmos

El propósito específico de cada uno de estos algoritmos se muestra a continuación:

- Algoritmo 1: Generación de la función de distribución de peso molecular de la fracción pesada basado en el modelo de distribución Gamma. Permite generar los pesos moleculares versus la fracción molar, para un número dado de sub fracciones en que se quiera caracterizar la fracción C7+. A partir de este algoritmo se generó el programa *DISTRIGAMA*
- Algoritmo 2: Estimación de los parámetros  $\alpha$  y  $\eta$ , mediante el ajuste de estos a la caracterización extendida experimental obtenida mediante la destilación TBP. Se generó el programa *AJUSTE*
- Algoritmo 3: División de la fracción pesada utilizando el método de la función Gamma con cuadratura Gaussiana. Se generó el programa *CUADRATURA*

A continuación se muestra detalladamente cada uno de estos algoritmos, así como la información de entrada y la información generada

### 3.2.1.1 Algoritmo 1. Generación de la Distribución de Peso Molecular Basado en el Modelo de Distribución Gamma

El propósito de este algoritmo es generar de forma discreta la distribución de peso molecular de la fracción C7+. Esto se logra mediante la asignación de los pesos moleculares en función de la fracción molar para cada uno de los cortes o fracciones en que se quiera caracterizar la fracción C7+. Este algoritmo se fundamenta en el modelo de distribución Gamma. Los parámetros de entrada de este algoritmo son:  $\alpha$ ,  $\eta$ ,  $MW_{C7+}$ , fracción pesada en base al fluido global ( $Z_{C7+}$ ) y número (N) de cortes a caracterizar la fracción pesada.

En este modelo, la distribución continua se aplica a las fracciones de petróleo dividiendo el área bajo la curva en secciones, donde el área de cada sección representa un rectángulo cuya altura viene dada por el valor de la fracción molar normalizada ( $Z_i$ ) y la base por la longitud entre los pesos moleculares superior e inferior del intervalo ( $MW_{bi-1} - MW_{bi}$ ).

La ejecución de este algoritmo implica los siguientes pasos:

1. Se calcula el valor de la fracción  $Z_i$  para un corte individual  $i$ , según la siguiente ecuación:

$$Z_i = Z_{C7+} [P_O(MW_{bi}) - P_O(MW_{bi-1})] \quad (15)$$

2. Se determina el peso molecular promedio para el corte  $i$  según:

$$MW_i = \eta + \alpha\beta \frac{P_1(MW_{bi}) - P_1(MW_{bi-1})}{P_O(MW_{bi}) - P_O(MW_{bi-1})} \quad (16)$$

Donde:

$$P_0 = RS \quad y \quad P_1 = R \left( S - \frac{1}{\alpha} \right) \quad (17) \text{ y } (18)$$

$$R = e^{-y} y^\alpha \Gamma(\alpha) \quad (19)$$

$$S = \sum_{j=0}^{\infty} y^j \left[ \prod_{k=0}^j (\alpha + k) \right]^{-1} \quad (20)$$

$$y = \frac{MW_b - \eta}{\beta} \quad (21)$$

$$\beta = \frac{MW_{CN+} - \eta}{\alpha} \quad (22)$$

Donde:

P0, P1, y, S, y R se utilizan para presentar las ecuaciones de manera simplificada y MW<sub>b</sub> a cada valor límite.

La sumatoria de la ecuación 20 se realiza hasta que el último se hace menor que 1\* 10<sup>-8</sup>.

Este procedimiento se repite N veces, siendo este un número relativamente grande. Empezando el proceso con el peso molecular inferior del primer corte al cual se le asigna el valor de η. El incremento entre los límites del peso molecular inferior a superior de cada corte se asignó en 14 gr/mol (equivalente a 1 átomo de Carbono + 2 átomos de Hidrógeno) de manera que cada corte represente una fracción con un número definido de átomos de carbono saturados con hidrógeno. El último corte se calcula asignando como límite superior un peso molecular de 10.000 (Whitson y Brulé, 2000). En la figura 8 se muestra un diagrama de flujo simplificado del procedimiento. Whitson y Brule recomiendan extender la función hasta un valor de N = 39, por lo que se alcanzan pesos moleculares del orden de 600 para las fracciones más pesadas.

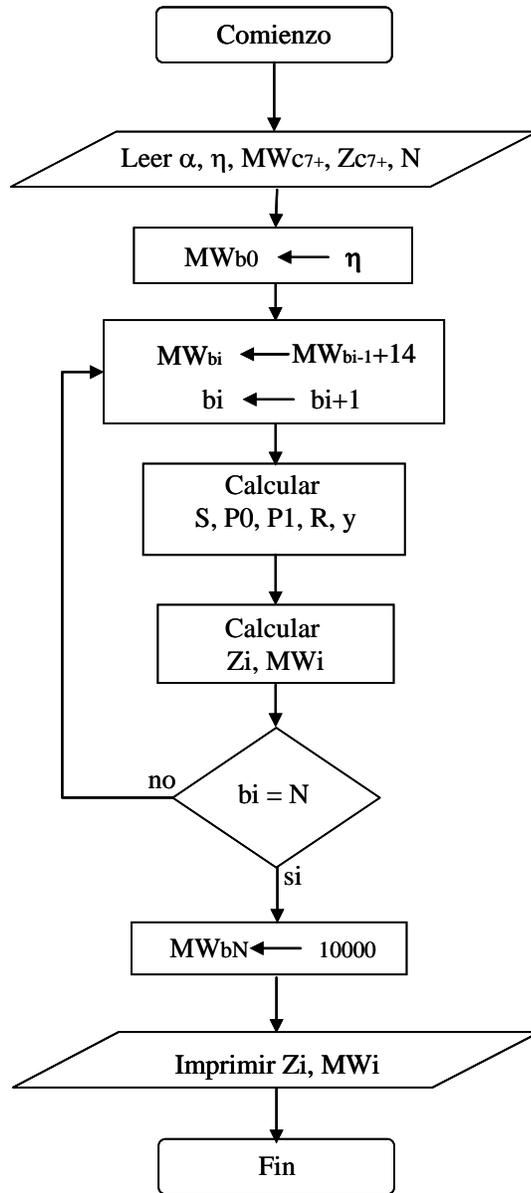


Figura 8. Diagrama de flujo del programa DISTRIGAMA

### 3.2.1.2 Algoritmo 2. Estimación de los Parámetros $\alpha$ y $\eta$ utilizando los Datos de la Destilación TBP

El Propósito de este algoritmo es la estimación de los parámetros  $\alpha$  y  $\eta$  a partir de la información proveniente de la destilación TBP. La información requerida es el análisis extendido del fluido ( $Z_i$  versus  $MW_i$ ), la información que se genera son los valores de  $\alpha$  y  $\eta$ .

La estimación de estos parámetros se logra mediante el ajuste del modelo de distribución Gamma a la distribución de peso molecular experimental obtenida a partir de la destilación TBP. Se requiere al menos 10 cortes de manera de poder alcanzar un ajuste razonable (Whitson et al., 1990). El mejor ajuste se logra obteniendo la pareja de valores de  $\alpha$  y  $\eta$  en el cual la sumatoria del cuadrado del error entre los valores experimental y calculado del peso molecular de cada una de las fracciones alcanza el valor mínimo. Debido a la naturaleza de la función de distribución Gamma la forma de acercamiento al mejor ajuste se realizó corriendo todos los valores posibles del parámetro  $\alpha$  y determinando el mínimo error. (Programa *AJUSTE*)

Este proceso implica los siguientes pasos:

1. Se asume el parámetro  $\alpha$ . El parámetro  $\eta$  se define en función de  $\alpha$  con la siguiente ecuación propuesta por Whitson et al. en 1990:

$$\eta = 110.0 \left( 1 - \frac{1}{1 + \frac{4.043}{\alpha^{0.723}}} \right) \quad (23)$$

El parámetro  $\beta$  se calcula tomando el peso molecular experimental según:

$$\beta = (M_{C7+} - \eta) / \alpha \quad (24)$$

2. Para la primera fracción o corte el límite inferior de peso molecular toma el valor de  $\eta$ . Se asume un límite superior de 0,1.
3. Para la fracción (i) se calcula el peso molecular promedio  $MW_{(i)}$  y  $Z_{(i)}$  utilizando las ecuaciones del modelo:

$$P(MW) = \frac{(MW - \eta)^{\alpha-1} \exp[-(MW - \eta) / \beta]}{\beta^\alpha \Gamma(\alpha)} \quad (1)$$

$$MW_{(i)} = \eta + \alpha\beta \frac{P_1(MW_i) - P_1(MW_{i-1})}{P_0(MW_i) - P_0(MW_{i-1})} \quad (16)$$

$$Z_{(i)} = P_0(MW_i) - P_0(MW_{i-1}) \quad (15)$$

Donde  $P_0$  y  $P_1$  se calculan según las ecuaciones 17 y 18.

4. Se compara la fracción molar calculada  $Z_{(i)}$  con la fracción experimental. Si la fracción molar calculada  $Z_{(i)}$  no es igual a la fracción molar experimental con una tolerancia del  $10^{-5}$  se ajusta el peso molecular límite superior con un incremento de 0,00001 y se retorna al paso 3.
5. Se repite el procedimiento de los pasos 3 y 4 para todas las fracciones excepto la última ya que esta corresponde a la fracción remanente con las especies superiores. Se calcula la sumatoria de los cuadrados del error según la siguiente ecuación:

$$Error(\alpha, \eta) = \sum_{i=1}^{N-1} \left( \frac{(MW_i)_{CAL} - (MW_i)_{EXP}}{(MW_i)_{EXP}} \right)^2 \quad (25)$$

Donde:

$(MW_i)_{CAL}$ : pesos moleculares calculados por el modelo

$(MW_i)_{EXP}$ : pesos moleculares experimentales

6. Se repite el procedimiento desde el paso 1, hasta determinar el valor mínimo de la función *Error*, variando el parámetro  $\alpha$  de forma ascendente desde 0,5 con incrementos de 0,005 hasta llegar al valor 3,5.
7. Se calcula el peso molecular promedio. Posteriormente se compara con el peso molecular experimental de la fracción C7+.

$$PM_{\text{promedio}} = \alpha\beta + \eta \quad (26)$$

### 3.2.1.3 Algoritmo 3. División de la Fracción Pesada Utilizando el Método de Cuadratura Gaussiana

Fundamentado en el método propuesto por Whitson et al. en 1988 en el cual se aplica el principio de la cuadratura Gaussiana a la función Gamma, se realizó este algoritmo que permite separar la fracción pesada en un número ( $N_F$ ) que va de 2 a 5 fracciones y asignar el peso molecular a cada una de ellas. Los parámetros requeridos son:  $\alpha$ ,  $\eta$ ,  $MW_{C7+}$ ,  $Z_{C7+}$ ,  $N_F$  y  $MW_{NF}$ , siendo este último el peso molecular de la fracción resultante más pesada. En el caso de no disponer de el análisis TBP para estimar los parámetros  $\alpha$  y  $\eta$ , Whitson y Brulé en el 2000 recomendaron utilizar los valores de  $\alpha = 1$  y  $\eta = 90$ . Adicionalmente recomiendan  $MW_{NF} = 2 * MW_{C7+}$ .

En términos generales este método sigue los siguientes pasos:

1. Se asigna el número  $N_F$  de fracciones a dividir la fracción pesada.
2. Se obtienen los valores de los pesos ( $X_i$ ) y los nodos ( $W_i$ ) del método de integración por cuadratura Gaussiana para  $N_F$ . Estos valores se encuentran en la tabla B.1. Igualmente el desarrollo y la integración del método de cuadratura Gaussiana a la función Gamma se encuentran en el Anexo B.
3. Se especifican los valores de  $\alpha$ ,  $\eta$  y peso molecular de la fracción  $N_F$  ( $MW_{NF}$ ).
4. Se calculan los parámetros internos  $\beta$  y  $\delta$  por las siguientes ecuaciones:

$$\beta = (M_N - \eta) / X_N \quad (27)$$

$$\delta = \exp\left(\frac{\alpha\beta}{M_{C7+} - \eta} - 1\right) \quad (28)$$

5. Se calcula el valor de % molar ( $Z_i$ ) y peso molecular ( $MW_i$ ) para cada fracción según las siguientes ecuaciones:

$$Z_i = Z_{C7+} \left[ W_i \left( \frac{(X)^{\alpha-1} (1 + \ln \delta)^\alpha}{\Gamma(X) \delta^X} \right) \right] \quad (29)$$

$$MW_i = \eta + \beta X_i \quad (30)$$

6. Se calcula el peso molecular de la fracción pesada C7+ a partir de los valores obtenidos para cada fracción resultante con la siguiente ecuación:

$$M_{C7+Calculado} = \sum_{i=1}^N Z_i MW_i \quad (31)$$

Se compara el valor calculado ( $MW_{C7+calculado}$ ) con  $MW_{C7+}$ . Si la diferencia o tolerancia ( $MW_{C7+calculado} - MW_{C7+}$ ) es mayor a 0,025 se modifica el valor de  $\delta$ , sumando o restando el valor de 0,00002 según esta diferencia sea positiva ó negativa (Whitson y Brulé, 2000), y se repiten los pasos 5 y 6 hasta que la diferencia entre estos dos valores este dentro de la tolerancia.

En la figura 9 se muestra el diagrama de flujo simplificado del proceso. (Programa *CUADRATURA*).

### 3.2.2 Impacto del Parámetro $\alpha$ sobre el Comportamiento de Fase

El análisis de sensibilidad del comportamiento de fase respecto al parámetro  $\alpha$  se realizó manteniendo los demás parámetros ajustados a los valores experimentales. La variación de  $\alpha$  se realizó en el rango de 0,5 hasta 2, tomando en cuenta que este es el rango de ocurrencia en la mayoría de los fluidos (Whitson et al., 1990). El procedimiento seguido para cada uno de los fluidos fue el siguiente:

- En primer lugar se determinaron los valores de los parámetros  $\alpha$  y  $\eta$  utilizando el programa *AJUSTE*.
- Se calculó el valor de la fracción molar respecto al fluido de la fracción C7+ ( $Z_{C7+}$ ). Esto se realizó mediante la sumatoria las fracciones superiores a la fracción C6. Se calculó el  $MW_{C7+}$  a partir del análisis extendido, mediante la sumatoria normalizada de  $MW_i$  por  $Z_i$ .

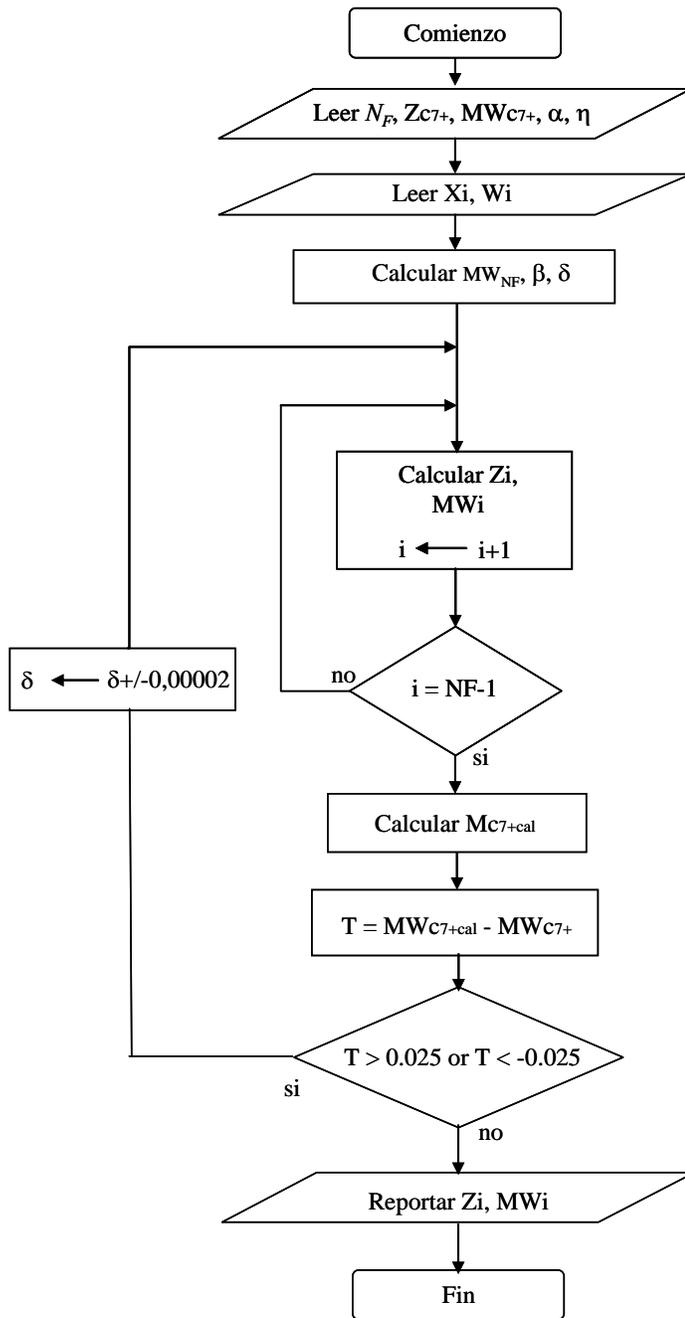


Figura 9. Diagrama de flujo del programa *CUADRATURA*

- Con el programa *DISTRIGAMA* se generó la composición extendida para los diferentes valores del parámetro  $\alpha$  (0,5; 1; 1,5 y 2,0). El parámetro  $\eta$  utilizado fue el obtenido anteriormente por el Programa *AJUSTE*. El número de fracciones a caracterizar (N) se mantuvo igual al número de fracciones de la muestra original.
- La composición extendida generada en el paso anterior se combinó con las fracciones más livianas a la fracción C7+ de los fluidos. De esta manera se pudo construir la composición extendida total para cada uno de los casos. Cada uno de estos “fluidos sintéticos”, además del fluido experimental fue ingresado en el paquete comercial PVTi donde se determinaron los parámetros de control, a saber: presión de saturación (Psat), presión crítica (Pc), temperatura crítica (Tc) y diagrama de fases.

### 3.2.3 Impacto del Parámetro $\eta$ sobre el Comportamiento de Fase

El análisis de sensibilidad de  $\eta$  sobre el comportamiento de fase se realizó de manera similar que el análisis de sensibilidad de  $\alpha$ . Los valores de  $\eta$  fueron considerados entre los valores extremos reportados, 85 y 100 (Whitson et al., 1990). El procedimiento seguido para cada uno de los fluidos fue el siguiente:

- Con el programa *DISTRIGAMA* se generó la distribución de peso molecular para los diferentes valores del parámetro  $\eta$  (85; 90; 95 y 100). El parámetro  $\alpha$  y el valor de valor de  $Z_{C7+}$ ,  $MW_{C7+}$  y N fueron los utilizados en el caso anterior.
- La caracterización extendida del corte C7+ realizada en el paso anterior se combinó con las fracciones menores a la fracción C7+. De esta manera se pudo construir la composición extendida del fluido para cada uno de los casos. Cada uno de estos “fluidos sintéticos”, además del fluido experimental fue ingresado en el paquete comercial PVTi donde se determinaron los parámetros de control mencionados anteriormente.

### 3.2.4 Impacto del Peso Molecular sobre el Comportamiento de Fase

Para determinar la influencia del peso molecular sobre las predicciones del comportamiento de fase, se procedió de manera idéntica que en los casos anteriores. En este caso, se varió el  $MW_{C7+}$  de cada uno de los fluidos en un rango de +/- 40 % del valor estimado a partir de la caracterización extendida experimental. Es importante mencionar que en estudios anteriores para determinar el impacto del peso molecular sobre el comportamiento de fase se ha perturbado el peso molecular en valores de hasta el 50% (Barrufet, 1998). Los demás parámetros permanecieron constantes y ajustados al valor experimental de cada fluido. Para la caracterización extendida de la fracción C7+ se utilizó el programa DISTRIGAMA.

### 3.2.5 Influencia de la División de la Fracción C7+ sobre el Comportamiento de Fase

El procedimiento de cálculo seguido para cada uno de los fluidos fue el siguiente:

- Se agruparon las fracciones superiores a la fracción C6 en un solo pseudo componente. Con esto se generó la fracción C7+. Se utilizó para ello una regla de mezclado lineal.
- La fracción C7+ generada se dividió en  $N_F=2, 3, 4$  y  $5$  fracciones utilizando para ello el método de caracterización por cuadratura Gaussiana mediante el Programa *CUADRATURA*. Los valores de los parámetros  $\alpha$  y  $\eta$  permanecieron constantes y ajustados a los valores experimentales obtenidos con el programa *AJUSTE*.
- Las fracciones obtenidas en el paso anterior se combinaron con las fracciones más livianas a la fracción C7+. De esta manera se pudo construir la composición del fluido para cada uno de los casos. Cada uno de estos “fluidos sintéticos”, además del fluido experimental y el fluido generado con  $N_F=1$ , fue ingresado en el paquete comercial PVTi donde se determinaron los parámetros de control, a saber: presión de saturación ( $P_{sat}$ ), presión crítica ( $P_c$ ), temperatura crítica ( $T_c$ ) y diagrama de fases.

### **3.3 EVALUACIÓN DEL IMPACTO DE LOS PARÁMETROS CRÍTICOS DE LA CARACTERIZACIÓN SOBRE EL COMPORTAMIENTO DE PRODUCCIÓN**

Se realizó un análisis de sensibilidad de los parámetros críticos sobre el comportamiento de producción y las reservas. La determinación de los parámetros críticos se realizó tomando en cuenta el impacto de estos sobre el comportamiento de fase. Se realizó un modelo numérico composicional de yacimiento, el cual se corrió utilizando los diferentes fluidos sintéticos generados en la sección anterior.

Se utilizó el paquete comercial GEM de Computer Modelling Group Ltd versión 2002. El modelo consiste en un pozo productor situado en el medio de un yacimiento cerrado de geometría cilíndrica el cual fue discretizado con un mallado radial con las siguientes medidas:

a) I: Celdas 7. (9,1 / 10,8 / 23,4 / 50,5 / 109,2 / 235,9 / 509,7 pies)

b) K: Celdas 8. (Constante 16,4 pies)

Las características, así como la configuración del modelo son las siguientes:

- Porosidad: 0,2
- Permeabilidad: I,J 300 md, K 150 md
- Presión Inicial del Yacimiento: 8000 lpc
- Temperatura del Yacimiento: correspondiente a cada muestra de fluido estudiado
- Profundidad del Yacimiento: 10000 pies
- Condición de operación: tasa constante de producción de petróleo: 754,8 STB/día. (Limite de operación primario)
- Presión de fondo mínima de operación: 101 psia
- Tiempo de producción: 5 años
- Modelo de fluidos: Ecuación de Estado de Peng-Robinson
- Correlación de viscosidad: Pedersen
- Propiedades críticas de los componentes pesados: Kesler-Lee
- Condición inicial: subsaturado
- No se consideró la presencia de un contacto agua petróleo
- Saturación de agua 0,2

En este modelo los datos de permeabilidades relativas se muestran en la tabla 3.

**Tabla 3. Permeabilidades relativas utilizadas en el modelo de simulación**

$S_g$	$k_{rg}$	$k_{rog}$	$S_w$	$k_{rw}$	$k_{row}$
0	0	1	0,2	0	1
0,0500	0	0,8800	0,2899	0,0022	0,6769
0,0889	0,0010	0,7023	0,3778	0,0180	0,4153
0,1778	0,0100	0,4705	0,4667	0,0607	0,2178
0,2667	0,0300	0,2963	0,5556	0,1438	0,0835
0,3556	0,0500	0,1715	0,6444	0,2809	0,0123
0,4444	0,1000	0,0878	0,7000	0,4089	0
0,5333	0,2000	0,0370	0,7333	0,4855	0
0,6222	0,3500	0,0110	0,8222	0,7709	0
0,6500	0,3900	0	0,9111	1	0
0,7111	0,5600	0	1	1	0
0,800	1	0			

## CAPÍTULO IV

---

### RESULTADOS Y ANÁLISIS

#### 4.1 EVALUACIÓN DE LOS ALGORITMOS Y PROGRAMAS

Una vez establecidos los algoritmos y generados los programas se realizaron diferentes corridas de prueba con el propósito de descartar posibles errores de lógica, inconsistencias numéricas y probar la robustez de los métodos numéricos empleados. En los casos en que fue posible estas corridas se compararon con corridas realizadas con los paquetes disponibles (PVTi Versión 2002A y WinProp Versión 2002), de manera de validar los resultados.

##### 4.1.1 Algoritmo 1. Generación de la función de distribución de peso molecular basado en el modelo de distribución Gamma

En la tabla 4 se muestra la función de distribución de peso molecular generada por el programa *DISTRIGAMA* para tres diferentes valores de  $\alpha$  ( $\alpha = 0,5; 1$  y  $1,5$ ). Los valores de:  $\eta$ ,  $MW_{C7+}$ ,  $Z_{C7+}$  y  $N$  se mantuvieron constantes. Puede observarse como en los tres casos la sumatoria de las fracciones molares es igual a la fracción molar total del corte  $C7+$ , de la misma manera, los pesos moleculares de la fracción  $C7+$  calculados a partir de la sumatoria del producto del peso molecular por la fracción molar de cada uno de los cortes corresponden al valor ingresado al programa. Se puede notar también como para un corte  $i$  el valor del peso molecular correspondiente es diferente en cada uno de los casos, esto se debe a que cada caso representa una forma de distribución diferente. Es importante mencionar que en el caso de no disponer del valor de la fracción molar del corte  $C7+$  se puede introducir el valor de 1, en este caso la sumatoria de las fracciones será igual a la unidad.

**Tabla 4. Distribución de peso molecular para diferentes valores del parámetro  $\alpha$  (Utilizando el programa *DISTRIGAMA*)**

Entradas $\eta = 90$ ; $MW_{C7+} = 190$ ; $Z_{C7+} = 0,06$ ; $N=15$						
		$\alpha = 0,5$	$\alpha = 1$	$\alpha = 1,5$		
Salidas						
N°	Fracción. Molar	Peso Molecular	Fracción. Molar	Peso Molecular	Fracción. Molar	Peso Molecular
1	0,017503	94,58	0,007839	96,837	0,003835	98,197
2	0,006695	110,518	0,006814	110,837	0,005772	111,152
3	0,004786	124,683	0,005924	124,837	0,006073	124,990
4	0,003761	138,751	0,005150	138,837	0,005836	138,922
5	0,003089	152,788	0,004477	152,837	0,005369	152,885
6	0,002603	166,812	0,003892	166,837	0,004814	166,861
7	0,002232	180,828	0,003384	180,837	0,004243	180,845
8	0,001937	194,840	0,002942	194,837	0,003695	194,833
9	0,001696	208,850	0,002558	208,837	0,003189	208,824
10	0,001496	222,857	0,002223	222,837	0,002734	222,817
11	0,001326	236,863	0,001933	236,837	0,002330	236,811
12	0,001182	250,868	0,001680	250,837	0,001976	250,806
13	0,001057	264,872	0,001461	264,837	0,001670	264,802
14	0,000948	278,875	0,001270	278,837	0,001407	278,798
15	0,009691	449,568	0,008452	386,000	0,007056	360,476
$\Sigma$	0,060002	190,001	0,060001	190,002	0,060001	190,000

En la figura 10 se muestran estos resultados de manera gráfica a escala lineal. Puede verificarse el impacto del parámetro  $\alpha$  en la forma de la distribución, siendo para el valor de  $\alpha= 1$  de forma exponencial, mientras que para  $\alpha= 1,5$  la forma es típica de la distribución Gamma y para el valor de  $\alpha= 0,5$  la forma es más pronunciada que la exponencial. Estos resultados concuerdan totalmente con las formas esperadas y los fundamentos teóricos del modelo de distribución.

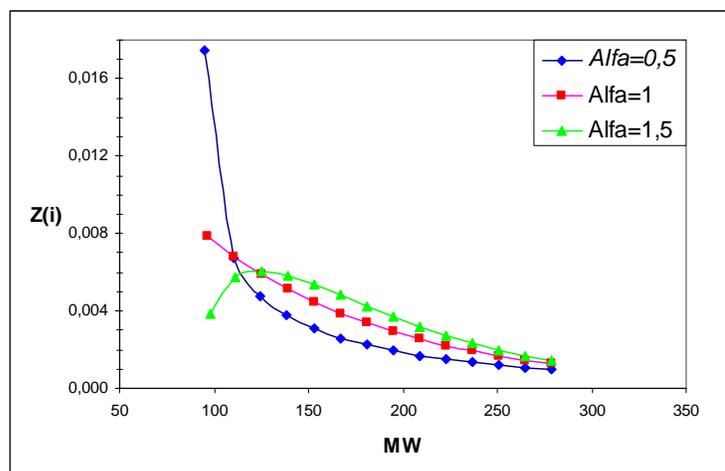


Figura 10. Forma de distribución de peso molecular para valores de  $\alpha = 0,5$  ;  $1,0$  y  $1,5$

#### 4.1.2 Algoritmo 2. Estimación de los parámetros $\alpha$ y $\eta$ utilizando los datos de la destilación TBP

La prueba y verificación de este algoritmo se realizó ajustando los parámetros  $\alpha$  y  $\eta$  a la distribución de peso molecular experimental de cada uno de los fluidos, para ello se utilizó el Programa *AJUSTE*. Además cada conjunto de valores de  $\alpha$  y  $\eta$  fueron comparados con los valores reportados al realizar la misma operación utilizando la opción para el ajuste contenida en WinProp versión 2002. Esta comparación no fue del todo valida, ya que en el ajuste realizado por WinProp el parámetro  $\eta$  permanece constante en el valor de 90, lo cual restringe el ajuste. En el caso de PVTi la versión 2002A no dispone de esta opción, este aspecto constituye una ventaja del programa realizado sobre estos paquetes comerciales.

En la tabla 5 se muestran los parámetros  $\alpha$  y  $\eta$  para los fluidos utilizados y el número de fracciones en que esta dividido el corte C7+. Puede observarse como los

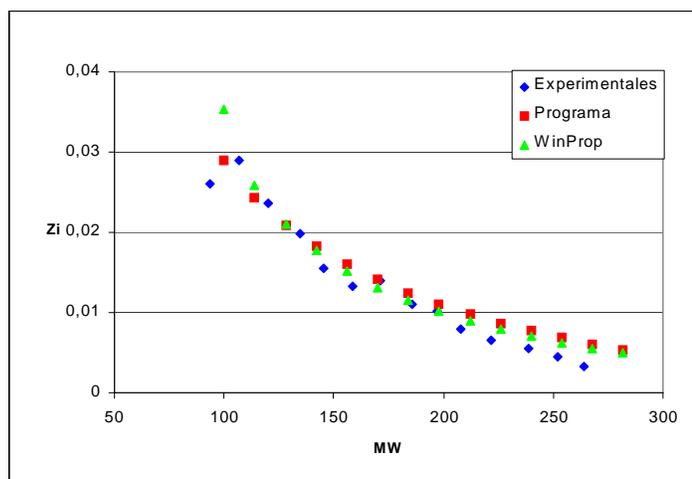
valores reportados por el programa *AJUSTE* y WinProp son similares, pero no llegan a ser iguales, esto se debe a la restricción que implica el mantener el parámetro  $\eta$  en 90. En este punto es importante recordar que en la práctica  $\eta = 90$  es el valor recomendado en caso de no disponer del valor obtenido a partir de datos experimentales (Whitson y Brulé, 2000). La razón por la cual es usado este valor se debe al significado físico que tiene el parámetro  $\eta$ , ya que este corresponde a la mínimo peso molecular de la fracción C7+, y 90 se puede considerar como el límite entre los hexanos (C6) y los heptanos (C7) en una destilación diferencial.

**Tabla 5. Valores de  $\alpha$  y  $\eta$  obtenidos con el programa *AJUSTE* y con el paquete WinProp**

Fluido	Programa		WinProp		% Dif. $\alpha$	N Frac.
	$\alpha$	$\eta$	$\alpha$	$\eta$		
1	0,87	89,91	0.84	90	3,4	14
2	0,83	87,48	0.79	90	4,8	14
3	0,90	84,5	0,76	90	15,5	15
4	1,32	93,43	1,86	90	40,9	29
5	0,92	92,00	0,90	90	2,1	20
6	0,99	89,19	0,99	90	0	14

Es importante mencionar que en esta sección no se pretende realizar un estudio del parámetro  $\alpha$ , ni del error obtenido al ajustarse a la distribución experimental, simplemente se quiere hacer ver como el programa realizado funciona de manera efectiva en diferentes tipos de fluidos para estimar los parámetros  $\alpha$  y  $\eta$ .

En la figura 11 se observa la distribución de peso molecular experimental y las realizadas por medio del ajuste para el Fluido 3 (petróleo negro). Para realizar este gráfico los valores de los parámetros  $\alpha$  y  $\eta$  obtenidos con el programa *AJUSTE* y con WinProp, fueron alimentados al programa *DISTRIGAMA* de manera de obtener la curva de distribución para cada uno. En esta figura puede verse como la función de distribución que utiliza los parámetros generados por el programa se ajusta satisfactoriamente a la curva experimental. Se observa que al inicio la desviación es mayor en el punto correspondiente al ajuste realizado por WinProp.

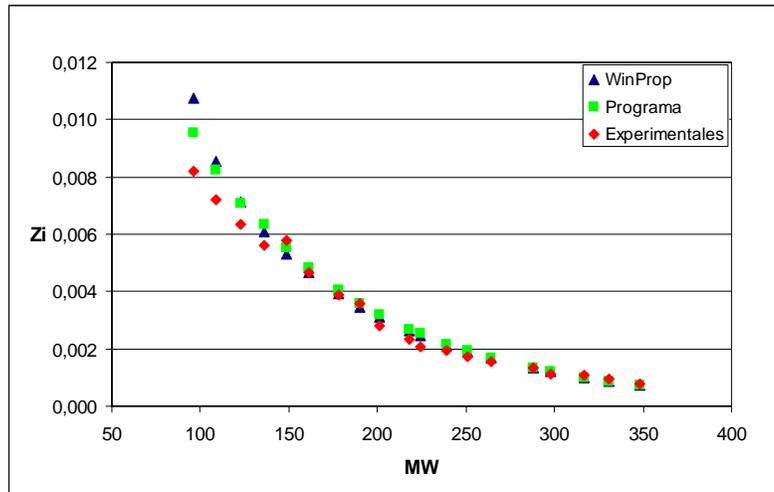


**Figura 11. Comparación entre la distribución experimental y las distribuciones realizadas con los parámetros  $\alpha$  y  $\eta$  obtenidos para el Fluido 3 (Petróleo Negro).  $Z_i$  representa la fracción molar de cada corte.**

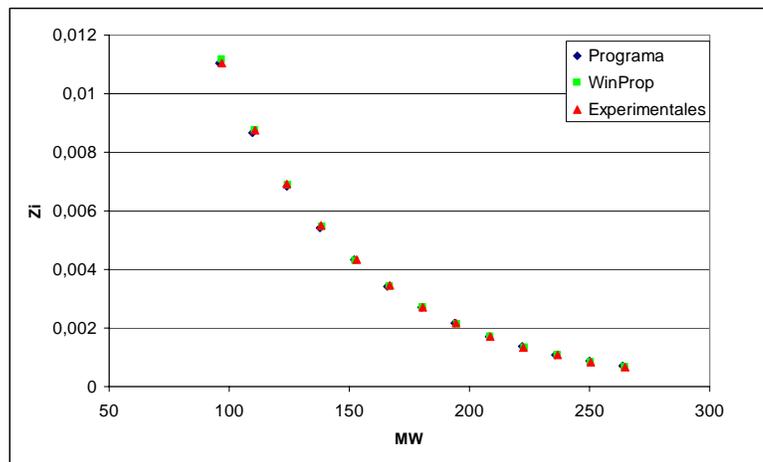
En el fluido representado en la figura 12, el cual constituye un petróleo volátil (Fluido 5) puede verse como la función de distribución logra ajustarse de manera exitosa. Al inicio de la distribución la mayor desviación respecto a los puntos experimentales la presentan los datos correspondientes a WinProp.

En la figura 13 correspondiente al Fluido 6 (gas condensado) se muestra como la distribución de peso molecular sigue una tendencia uniforme de forma exponencial, y puede verse como el modelo de distribución se ajusta manera exacta a los datos experimentales, observándose la mayor desviación al inicio de la distribución.

Estos mismos gráficos se realizaron para el resto de los fluidos estudiados, ajustándose las curvas obtenidas de manera exacta a la curva experimental. Las figuras 11, 12 y 13 muestran como el programa realizado (Programa *AJUSTE*) logra un efectivo ajuste del modelo para diferentes tipos de fluidos, utilizando por lo menos 10 puntos experimentales. Es importante mencionar que el objetivo de esta sección es mostrar la prueba y funcionamiento de los algoritmos y no la comparación entre los fluidos, por ello sólo se muestra los gráficos necesarios para tal fin.



**Figura 12. Comparación entre la distribución experimental y las distribuciones realizadas con los parámetros  $\alpha$  y  $\eta$  obtenidos para el Fluido 5 (Petróleo Volátil).  $Z_i$  representa la fracción molar de cada corte.**



**Figura 13. Comparación entre la distribución experimental y las distribuciones realizadas con los parámetros  $\alpha$  y  $\eta$  obtenidos para el Fluido 6 (Gas Condensado)**

En las figura 11 y 12 se puede observar como en los puntos de más bajo peso molecular la mayor desviación a la curva experimental se presentó en el ajuste realizado por WinProp, esto se debe a la restricción impuesta al modelo al considerar el parámetro  $\eta$  como un valor constante ( $\eta = 90$ ). Se debe tener presente que este parámetro también tiene un impacto sobre la forma de la distribución.

En conclusión, se puede decir que el Programa AJUSTE funciona de manera satisfactoria, ya que logra un efectivo ajuste de los parámetros  $\alpha$  y  $\eta$  a partir de los datos de la destilación TBP. Además este programa puede lograr un mejor ajuste que el realizado por WinProp, ya que tiene mayor libertad al poder ajustar ambos parámetros.

De manera de evaluar el error cometido en el ajuste de los parámetros  $\alpha$  y  $\eta$  se compararon las predicciones del comportamiento de fase realizadas en base a la distribución experimental a partir de la destilación TBP, con las predicciones generadas en base al “fluido sintético” realizado con el Programa *DISTRIGAMA*. Los parámetros  $MW_{C7+}$ ,  $N$  y  $Z_{C7+}$  se mantuvieron iguales a los del fluido original y los valores de  $\alpha$  y  $\eta$  fueron obtenidos a partir del ajuste de los parámetros, utilizando el Programa *AJUSTE*. En la tabla 6 pueden verse los valores estimados de presión crítica ( $P_c$ ), temperatura crítica ( $T_c$ ) y presión de saturación ( $P_{sat}$ ). En cada uno de los casos, puede observarse como no se aprecia ninguna generalidad entre los tres, estando la diferencia entre los valores por debajo del 3,4 %. Esta diferencia puede ser producto del Programa *DISTRIGAMA*, ya que se debe recordar que este fija el peso molecular de la última fracción en 10000. También se debe considerar que las correlaciones empleadas para la estimación de la propiedades críticas (Kesler y Lee) constituye una fuente de error adicional.

**Tabla 6. Comparación de los valores de Temperatura Crítica (Tc), Presión Crítica (Pc) y Presión de Saturación (Psat) entre los fluidos estudiados y los fluidos generados a partir de los valores de  $\alpha$  y  $\eta$  obtenidos con el programa AJUSTE**

Fluido	Tc (°F)		Pc (psia)		Psat (psia)	
	Análisis extendido	Sintético	Análisis extendido	Sintético	Análisis extendido	Sintético
1	1034,6	1038,2	1187,8	1190,9	1087,78	1090,83
2	675,0	676,6	3386,2	3381,8	3771,13	3767,50
3	1018,1	996,4	1847,2	1844,1	2714,96	2785,59
4	772,6	784,3	1934,8	1999,3	3004,02	2915,26
5	258,0	262,8	4383,4	4356,2	4044,23	3988,54
6	97,8	100,1	3940,8	3806,8	4276,29	4280,35
Fluido	% Diferencia Tc		% Diferencia Pc		% Diferencia Psat	
1	-0,34		-0,26		-0,28	
2	-0,25		0,13		0,10	
3	2,13		0,16		-2,60	
4	-1,51		-3,34		2,95	
5	-1,86		0,62		1,38	
6	-2,37		3,40		-0,09	

#### 4.1.3 Algoritmo 3. División de la fracción pesada utilizando el método de cuadratura Gaussiana

En la tabla 7 se muestran los resultados de un ejemplo reportado en la literatura (Whitson y Brulé, 2000) al realizar la separación del corte C7+ de un gas condensado en 5 fracciones utilizando el método de caracterización por cuadratura Gaussiana. Estos resultados son comparados con los valores reportados por el programa realizado (Programa CUADRATURA) y los obtenidos utilizando la opción *Modified (Quadrature) Whitson Splitting* existente en PVTi versión 2002A. En el caso del WinProp versión 2002, la opción de caracterización contiene este mismo método, el cual se define como *Distribución Gamma*, sin embargo esta opción

permite separar en solo tres fracciones en el caso de utilizar el método por cuadratura Gaussiana.

En este ejemplo los parámetros introducidos al programa son los siguientes:

- Fracción molar,  $Z_{C7+} = 0.0685$
- Peso molecular de la fracción pesada  $MW_{C7+} = 143$
- $\alpha = 1$
- $\eta = 90$
- $MW_N = 500$
- $N = 5$

En la tabla 7 puede observarse como los valores de salida son prácticamente idénticos en los tres casos, lo que indica que el algoritmo funciona satisfactoriamente. Es importante mencionar que este algoritmo fue probado con todos los fluidos dando resultados idénticos al PVTi.

**Tabla 7. Comparación del ejemplo de separación de la fracción C7+ que aparece en la literatura, con el programa CUADRATURA y PVTi**

	Programa <i>Cuadratura</i>		Ejemplo Literatura		PVTi	
	$Z_i$	$MW_i$	$Z_i$	$MW_i$	$Z_i$	$MW_i$
$Z_1$	0.0242	98.5485	0.0242	98.55	0.0241	98.5485
$Z_2$	0.0289	135.8432	0.0289	135.84	0.0291	135.8432
$Z_3$	0.0129	206.6488	0.0128	206.65	0.0129	206.6488
$Z_4$	0.0024	319.8258	0.0023	319.83	0.0023	319.8258
$Z_5$	0.0001	500.0000	0.0001	500.00	0.0001	500.0000

Los resultados de la separación del corte C7+ del Fluido 3 en diferentes números de fracciones se muestran en la tabla 8, puede verse como para los casos de 3, 4 y 5 cortes el valor de la fracción molar no se comporta de forma decreciente a medida que aumenta el peso molecular de la fracción, considerando que el parámetro  $\alpha$  se mantiene igual a 1 en todos los casos, (lo que implica que la función de

distribución es de forma exponencial). Este mismo comportamiento se observa en el caso del Fluido 6 (tabla 9) y del resto de los fluidos estudiados.

**Tabla 8. Separación de la fracción C7+ del Fluido 3 en diferente numero de fracciones utilizando el método de cuadratura Gaussiana**

	N=5		N=4		N=3		N=2	
	Z <sub>i</sub>	MW <sub>i</sub>	Z <sub>i</sub>	MW <sub>i</sub>	Z <sub>i</sub>	MW <sub>i</sub>	Z <sub>i</sub>	MW <sub>i</sub>
1	0,0327	99,67	0,0539	105,93	0,1009	120,67	0,2156	169,61
2	0,0659	141,88	0,0967	176,21	0,1329	259,25	0,0837	554,00
3	0,0792	222,01	0,0924	314,05	0,0655	554,00		
4	0,0714	350,10	0,0562	554,00				
5	0,0501	554,00						
Parámetros constantes								
α = 1		η = 90		MW <sub>C7+</sub> = 277.		Z <sub>C7+</sub> = 0.2993		MW <sub>N</sub> = 554

**Tabla 9. Separación de la fracción C7+ del Fluido 6 en diferente numero de fracciones utilizando el método de cuadratura Gaussiana**

	N=5		N=4		N=3		N=2	
	Z <sub>i</sub>	MW <sub>i</sub>	Z <sub>i</sub>	MW <sub>i</sub>	Z <sub>i</sub>	MW <sub>i</sub>	Z <sub>i</sub>	MW <sub>i</sub>
1	0,0090	94,38	0,0143	97,21	0,0252	103,88	0,0460	126,03
2	0,0160	113,48	0,0211	129,02	0,0230	166,60	0,0073	300,00
3	0,0152	149,75	0,0136	191,40	0,0052	300,00		
4	0,0094	207,72	0,0042	300,00				
5	0,0036	300,00						
Parámetros constantes								
α = 1		η = 90		MW <sub>C7+</sub> = 150		Z <sub>C7+</sub> = 0.0533		MW <sub>N</sub> = 300

## 4.2 INFLUENCIA DE LOS DIFERENTES PARAMETROS SOBRE LAS PREDICCIONES DEL COMPORTAMIENTO DE FASE

### 4.2.1 Impacto del parámetro $\alpha$ sobre el comportamiento de fase

En la tabla 10 se muestran los valores de temperatura crítica ( $T_c$ ), presión crítica ( $P_c$ ) y presión de saturación ( $P_{sat}$ ) modificando el parámetro  $\alpha$  como variable de control, también se reporta el porcentaje de variación máximo entre los valores extremos. El porcentaje de variación máximo se realizó con la intención de cuantificar la sensibilidad de estas variables ( $T_c$ ,  $P_c$ , y  $P_{sat}$ ) respecto a los parámetros  $\alpha$  y  $\eta$ , y se definió como la máxima variación posible producto del efecto del parámetro de estudio. Como ejemplo el caso del porcentaje de variación para la  $T_c$  se calcula mediante la siguiente ecuación:

$$\% \text{ Variación Max} = \frac{T_c(\alpha \text{ mínimo}) - T_c(\alpha \text{ máximo})}{T_c(\alpha \text{ mínimo})} \times 100$$

Donde:

- $T_c(\alpha \text{ mínimo})$ : Representa la propiedad de estudio, (en este caso  $T_c$ ), generada con el valor mínimo del parámetro de estudio (en este caso  $\alpha$  mínimo)
- $T_c(\alpha \text{ máximo})$ : Representa la propiedad de estudio, (en este caso  $T_c$ ), generada con el valor máximo del parámetro de estudio (en este caso  $\alpha$  máximo)

De la tabla 10 se observa para los fluidos del tipo petróleo negro (Fluidos 1, 2, 3 y 4) y el petróleo volátil (Fluido 5) el aumento de la presión de saturación a medida que el valor de  $\alpha$  se hace más grande. En el caso del gas condensado, la presión de saturación disminuye con el aumento del valor de  $\alpha$ . Considerando la relación de este parámetro con la forma de distribución, esto es equivalente a decir que la presión de saturación aumenta cuando la forma de la distribución pasa de forma exponencial a la forma típica Gamma, para los Fluidos 1, 2, 3, 4 y 5, mientras que para el gas condensado esta presión disminuye. Con respecto a las propiedades críticas puede

verse como la presión crítica disminuye a medida de aumenta el valor de  $\alpha$  para todos los fluidos. Este comportamiento se debe a que al aumentar el parámetro  $\alpha$  una parte del área bajo la curva de distribución se va desplazando hacia la zona de mayor peso molecular debido al cambio en la forma de la distribución, lo que provoca un efecto equivalente a aumentar la proporción global de hidrocarburos más pesados.

**Tabla 10. Valores de Temperatura Crítica (Tc), Presión Crítica (Pc) y Presión de Saturación (Psat) en función del parámetro  $\alpha$**

$\alpha$	Fluido 1 (Petróleo Negro)			Fluido 2 (Petróleo Negro)		
	Tc (°F)	Pc (psia)	Psat (psia)	Tc (°F)	Pc (psia)	Psat (psia)
0,5	1053,7	1194,1	1087,8	709,2	3538,9	3625,9
1	973,7	1127,2	1199,9	664,0	3323,8	3800,0
1,5	941,8	1077,8	1242,5	648,5	3194,6	3857,0
2	925,0	1047,9	1267,2	640,2	3112,8	3878,9
% Variación máx.	12,2	12,2	16,5	10,8	12,0	7,0
$\alpha$	Fluido 3 (Petróleo Negro)			Fluido 4 (Petróleo Negro)		
	Tc (°F)	Pc (psia)	Psat (psia)	Tc (°F)	Pc (psia)	Psat (psia)
0,5	1069,9	1839,3	2513,2	868,3	2137,9	2451,1
1	980,9	1834,2	2826,3	784,8	2000,2	2917,7
1,5	946,9	1801,9	2949,6	778,4	1976,3	2952,0
2	909,7	1767,6	3008,8	765,4	1917,4	3015,9
% Variación máx.	15,0	3,7	19,7	11,8	10,3	23,0
$\alpha$	Fluido 5 (Petróleo Volátil)			Fluido 6 (Gas condensado)		
	Tc (°F)	Pc (psia)	Psat (psia)	Tc (°F)	Pc (psia)	Psat (psia)
0,5	283,6	4393,5	3854,4	93,9	3860,3	4548,4
1	261,9	4367,8	4012,2	97,9	3795,6	4276,3
1,5	256,5	4312,4	4023,6	105,4	3794,9	4144,5
2	255,1	4268,5	4043,5	110,0	3782,9	4061,1
% Variación máx.	11,2	2,8	4,9	17,1	2,0	10,7

En el caso de la temperatura crítica se puede notar que con el aumento del parámetro  $\alpha$  esta disminuye en el caso de los fluidos del tipo petróleo negro y volátil, mientras que para el gas condensado esta aumenta. Respecto a los porcentajes de variación se puede observar como estos muestran valores considerables en la mayoría de los casos

La dirección en la variación de las propiedades descritas anteriormente se puede entender mejor al revisar los diagramas de fase. En las figuras 14 a 19 se muestran los diagramas de fases para cada uno de los fluidos en función de  $\alpha$ , el diagrama de color negro es el generado utilizando la caracterización experimental, y la línea negra corresponde a la temperatura del yacimiento. En el caso del petróleo volátil, figura 18, y el gas condensado en la figura 19, puede verse como la variación del punto crítico no es de la magnitud suficiente como para cambiar la predicción del tipo de fluido, es decir, provocar un cambio de petróleo volátil a gas condensado, ó gas condensado a petróleo volátil. Puede observarse como la variación en las predicciones del punto crítico son menores en el caso del gas condensado y el petróleo volátil, mientras que en los fluidos del tipo petróleo negro esta variación es mayor, sin embargo la distancia relativa del punto crítico con la línea que representa la temperatura del yacimiento es lo suficientemente grande como para que no se altere la naturaleza del fluido. Un aspecto que resulta interesante, y se nota en todos los casos es como a medida que el valor del parámetro  $\alpha$  disminuye el punto cricondentérmico se alcanza a temperaturas más elevadas. En el caso del punto cricondembarico no se observo ningún patrón general.

Tomando en cuenta lo visto anteriormente, se puede decir que la mayor parte de los porcentajes de variación de  $T_c$ ,  $P_c$  y  $P_{sat}$  están por encima y cercanos al 10 %, por lo que se puede considerar que el parámetro  $\alpha$  tiene impacto sobre el comportamiento de fases. Se debe tener presente que los valores de  $T_c$ ,  $P_c$  son utilizados en las ecuaciones de estado.

Una forma de aprovechar en la práctica los resultados obtenidos en este punto es la siguiente: supongamos que se tiene un set de datos sin ajustar a las pruebas PVT, y las estimaciones de la  $P_{sat}$  a partir de este set de datos están por encima del valor experimental reportado en el PVT. Entonces, se puede modificar el parámetro  $\alpha$  de manera de ajustar este valor. Recordando los resultados de la tabla 10, si el fluido es un petróleo negro o un condensado se puede disminuir el valor del parámetro  $\alpha$ .

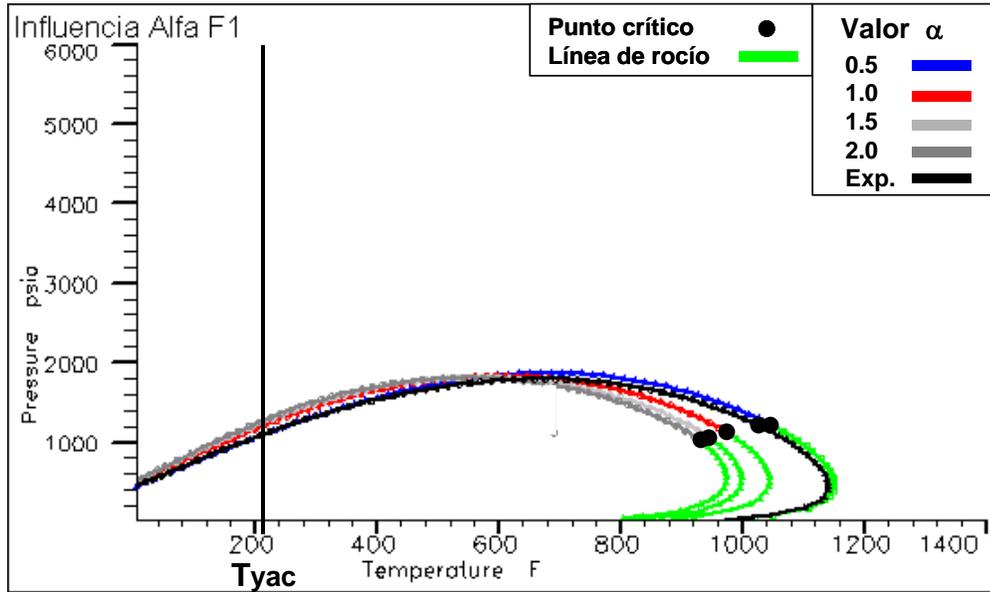


Figura 14. Diagramas\* de fases en función de  $\alpha$  para el Fluido 1 (Petróleo negro)

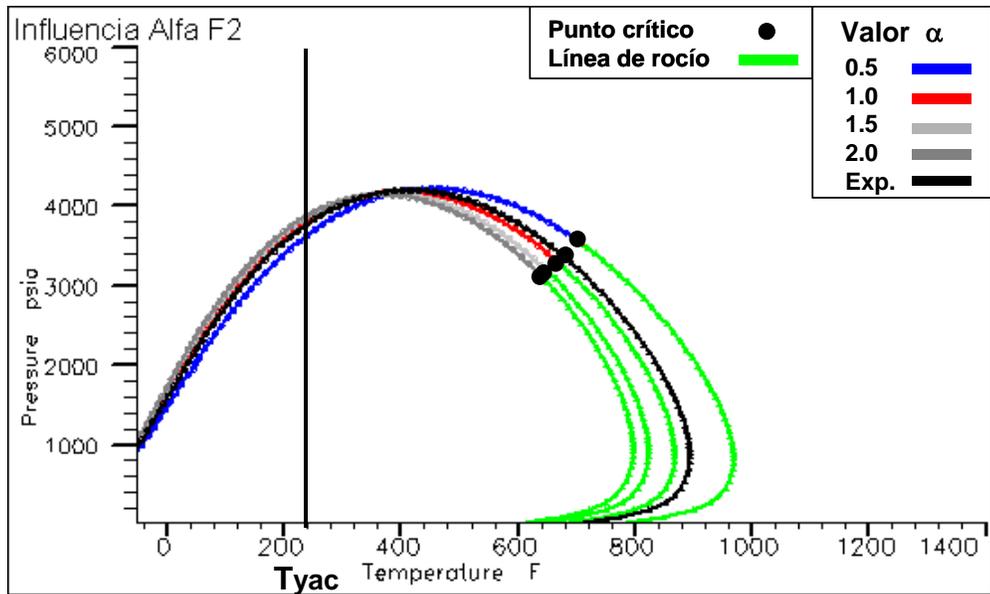


Figura 15. Diagramas\* de fases en función de  $\alpha$  para el Fluido 2 (Petróleo negro)

\* El diagrama de color negro fue realizado utilizando la caracterización experimental del fluido

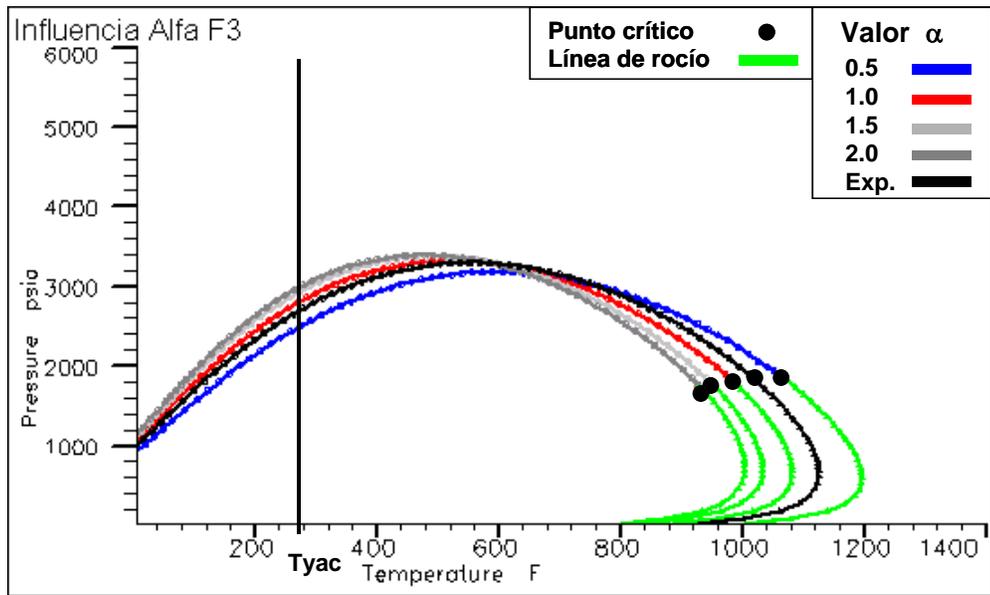


Figura 16. Diagramas\* de fases en función de  $\alpha$  para el Fluido 3 (Petróleo negro)

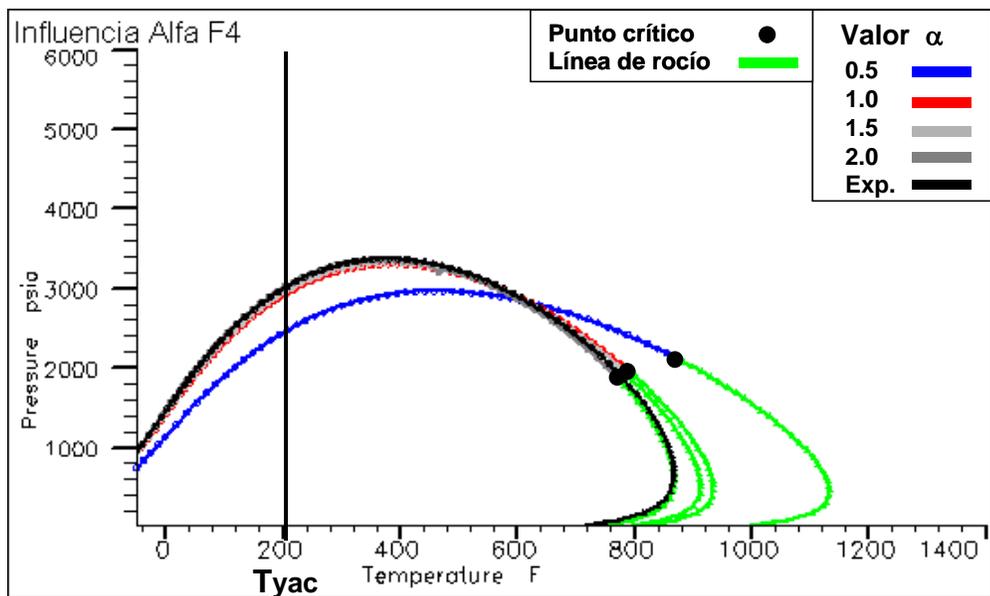


Figura 17. Diagramas\* de fases en función de  $\alpha$  para el Fluido 4 (Petróleo negro)

\* El diagrama de color negro fue realizado utilizando la caracterización experimental del fluido

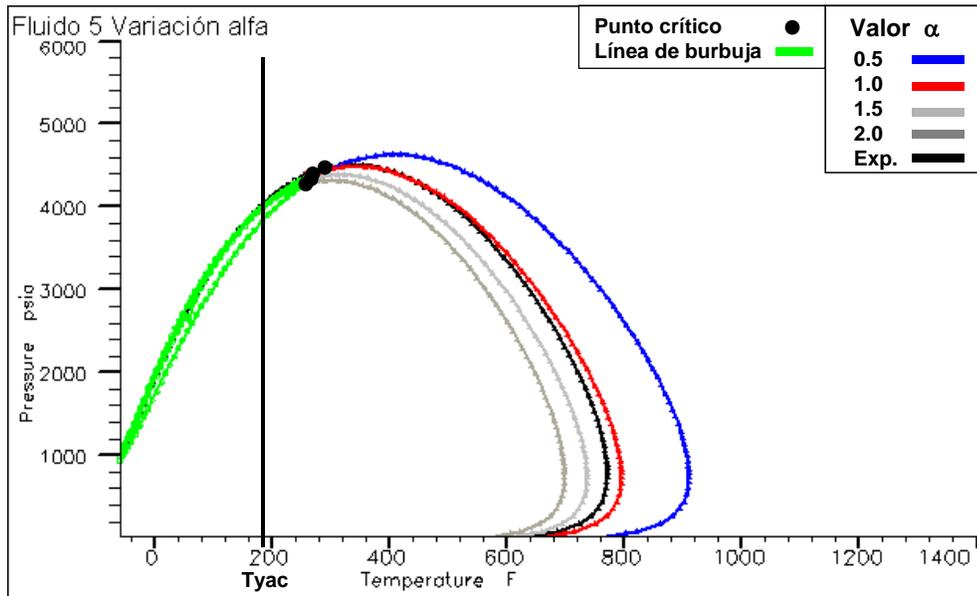


Figura 18. Diagramas\* de fases en función de  $\alpha$  para el Fluido 5 (Petróleo volátil)

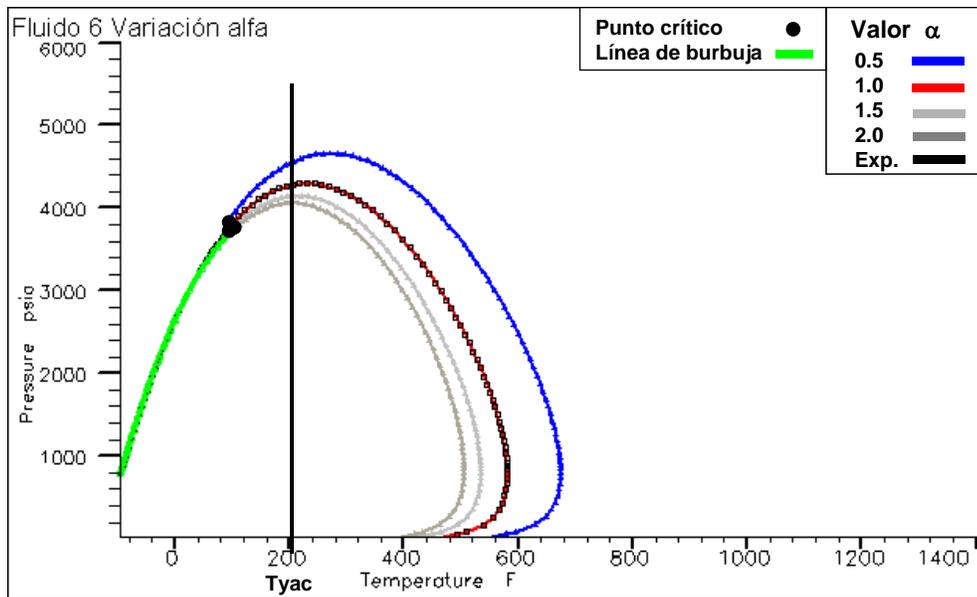


Figura 19. Diagramas\* de fases en función de  $\alpha$  para el Fluido 6 (Gas condensado)

\* El diagrama de color negro fue realizado utilizando la caracterización experimental del fluido

#### 4.2.2 Impacto del parámetro $\eta$ sobre el comportamiento de fase

En la tabla 11 se muestran los valores de temperatura crítica ( $T_c$ ), presión crítica ( $P_c$ ), presión de saturación ( $P_{sat}$ ) y el porcentaje de variación máximo de estas variables en función del parámetro  $\eta$ . De forma general puede verse como los porcentajes de variación en la temperatura crítica se encuentran por debajo del 3,5 %. Se puede notar como a medida que el valor del parámetro  $\eta$  aumenta, la  $T_c$  para los fluidos del tipo petróleo negro disminuye, mientras que en el caso del petróleo volátil y el condensado la  $T_c$  aumenta. Puede verse como en el caso de la  $P_c$  esta disminuye a medida que aumenta el parámetro  $\eta$  en todos los fluidos, excepto para el gas condensado, en la cual esta aumenta. En el caso de la  $P_{sat}$  para el Fluido 1 se observa una disminución de la  $P_{sat}$  a medida que aumenta el valor del parámetro  $\eta$ , mientras que para los demás fluidos del tipo petróleo negro esta aumenta. En el caso del petróleo volátil y el gas condensado la  $P_{sat}$  disminuye a medida que el parámetro  $\eta$  se hace mayor.

**Tabla 11. Valores de Temperatura Crítica ( $T_c$ ), Presión Crítica ( $P_c$ ) y Presión de Saturación ( $P_{sat}$ ) en función del parámetro  $\eta$**

$\eta$	Fluido 1 (Petróleo Negro)			Fluido 2 (Petróleo Negro)		
	$T_c$ (°F)	$P_c$ (psia)	$P_{sat}$ (psia)	$T_c$ (°F)	$P_c$ (psia)	$P_{sat}$ (psia)
85	989,5	1224,9	1179,6	664,4	3599,3	4124,3
90	986,9	1220,0	1174,8	658,4	3555,9	4138,5
95	981,5	1216,0	1187,0	652,8	3518,2	4152,0
100	973,3	1207,1	1169,2	645,8	3451,0	4172,0
% Variación máx.	1,3	1,1	1,7	2,8	4,1	1,2
$\eta$	Fluido 3 (Petróleo Negro)			Fluido 4 (Petróleo Negro)		
	$T_c$ (°F)	$P_c$ (psia)	$P_{sat}$ (psia)	$T_c$ (°F)	$P_c$ (psia)	$P_{sat}$ (psia)
85	989,7	1822,7	2510,3	790,5	2160,6	3532,2
90	981,9	1827,3	2563,8	785,2	2130,6	3550,2
95	973,0	1827,2	2563,8	780,2	2100,1	3567,6
100	965,0	1827,2	2590,8	775,3	2069,3	3584,3
% Variación máx.	2,5	0,3	3,2	1,9	4,2	1,5

**Tabla 11. Valores de Temperatura Crítica (Tc), Presión Crítica (Pc) y Presión de Saturación (Psat) en función del parámetro  $\eta$  (Continuación)**

$\eta$	Fluido 5 (Petróleo Volátil)			Fluido 6 (Gas condensado)		
	Tc (°F)	Pc (psia)	Psat (psia)	Tc (°F)	Pc (psia)	Psat (psia)
85	177,4	4859,3	4913,7	-88,8	3786,2	4786,2
90	179,3	4841,5	4883,3	-48,5	3233,1	4684,6
95	181,3	4822,9	4848,9	-13,1	3310,2	4587,7
100	183,0	4798,1	4812,1	9,4	3560,6	4496,7
% Variación máx.	3,2	1,3	2,1	1,1	6,4	6,0

Considerando que el valor de los porcentajes de variación es bastante bajo para todos los casos, se puede afirmar que el parámetro  $\eta$  no tiene un impacto significativo sobre las propiedades estudiadas. Esta afirmación se puede sustentar al observar los diagramas de fase en función del parámetro  $\eta$  para los diferentes fluidos. En las figuras 20 a 25 puede verse como el impacto del parámetro  $\eta$  en el comportamiento de fase es bajo, especialmente en los fluidos del tipo petróleo negro (figuras 20 a 23), mientras que en el petróleo volátil (figura 24) y el gas condensado (figura 25) esta variación es mayor, sin embargo no es lo suficiente como para alterar la predicción respecto al tipo de fluido. En el gas condensado puede observarse como el diagrama de fases no se desarrolla a temperaturas bajas, eso se debe a que en esos valores de temperatura el programa no alcanza convergencia en la realización de los cálculos para el diagrama de fases.

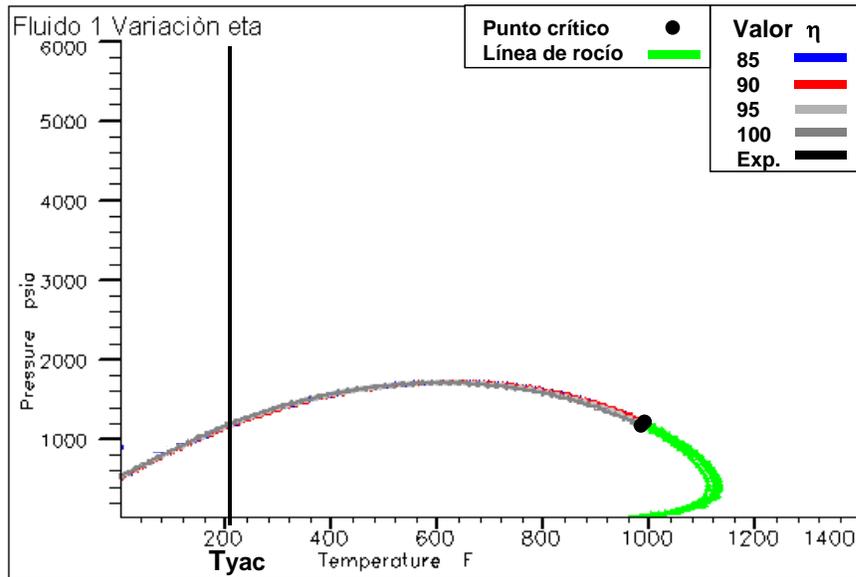


Figura 20. Diagramas\* de fases en función de diversos valores de  $\eta$  para el Fluido 1 (Petróleo negro)

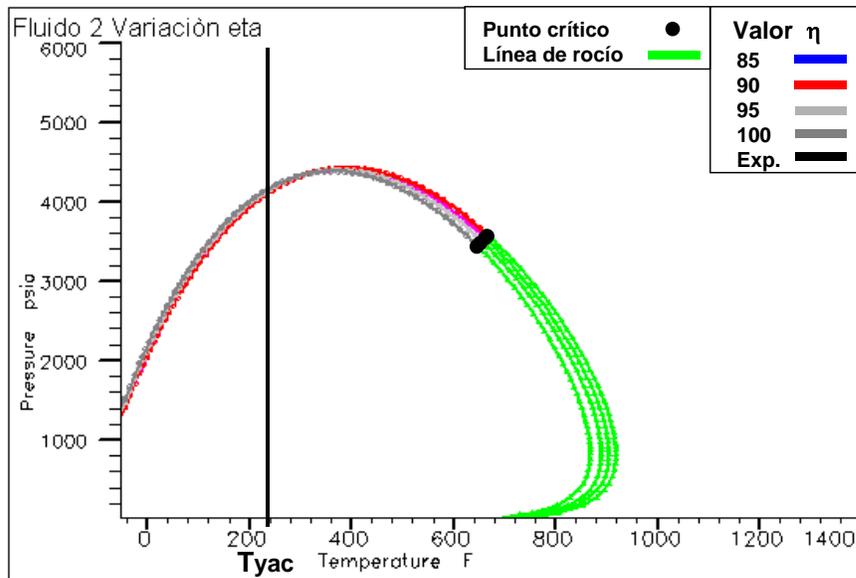


Figura 21. Diagramas\* de fases en función de diversos valores de  $\eta$  para el Fluido 2 (Petróleo negro)

\* El diagrama de color negro fue realizado utilizando la caracterización experimental del fluido

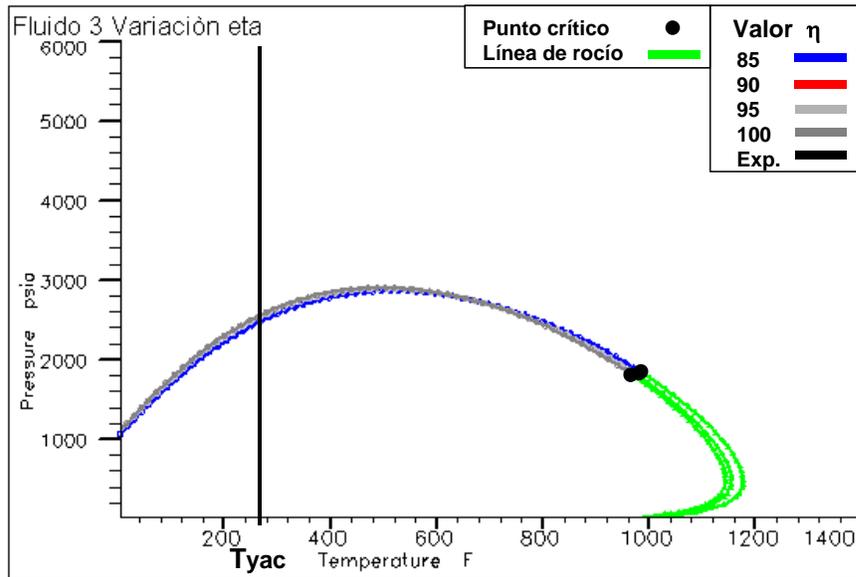


Figura 22. Diagramas\* de fases en función de diversos valores de  $\eta$  para el Fluido 3 (Petróleo negro)

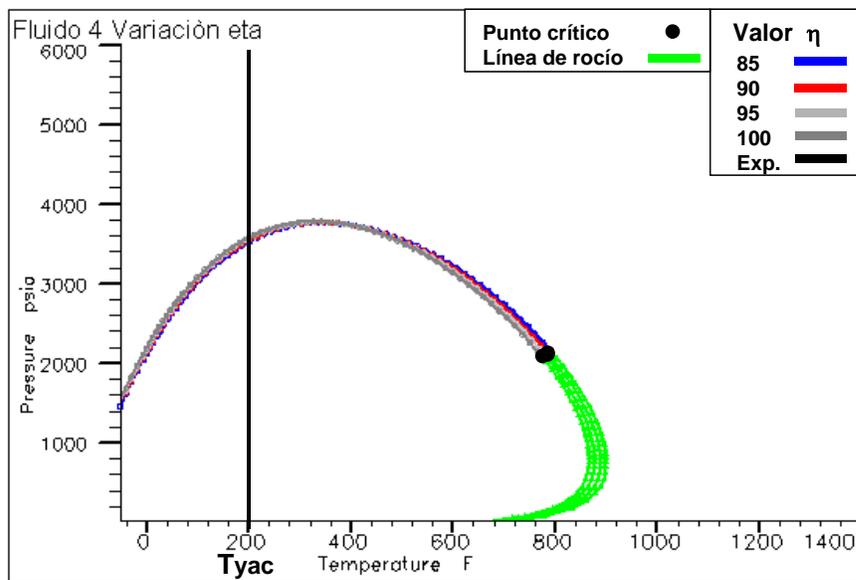


Figura 23. Diagramas\* de fases en función de diversos valores de  $\eta$  para el Fluido 4 (Petróleo negro)

\* El diagrama de color negro fue realizado utilizando la caracterización experimental del fluido

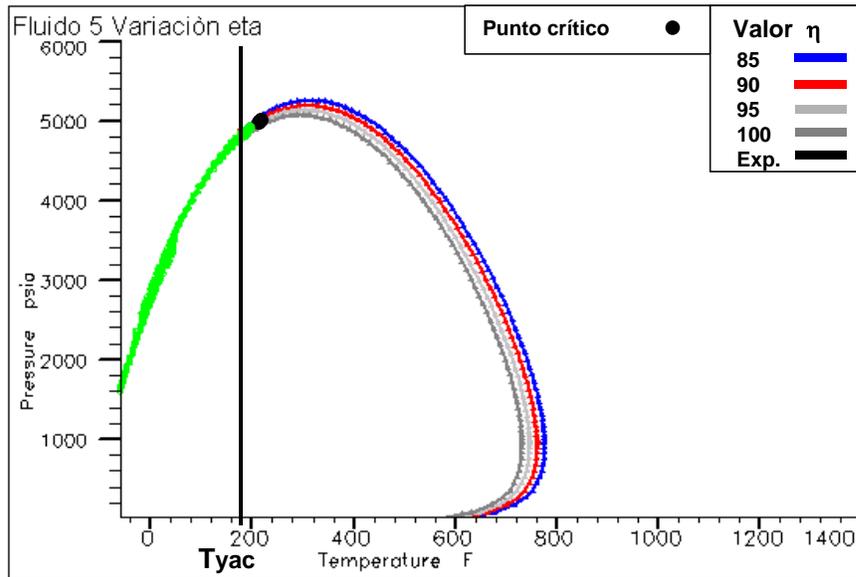


Figura 24. Diagramas\* de fases en función de diversos valores de  $\eta$  para el Fluido 5 (Petróleo volátil)

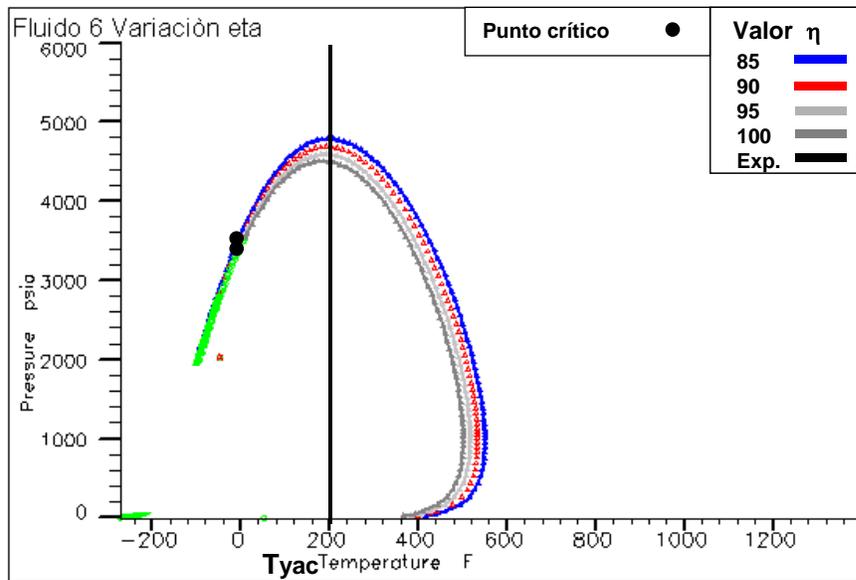


Figura 25. Diagramas\* de fases en función de diversos valores de  $\eta$  para el Fluido 6 (Gas condensado)

\* El diagrama de color negro fue realizado utilizando la caracterización experimental del fluido

### 4.2.3 Impacto del Peso Molecular sobre el comportamiento de fase

Este ejercicio se realizó perturbando hasta +/- el 40 % del peso molecular de la fracción C7+, teniendo como base el peso molecular estimado a partir de la caracterización experimental. En la tabla 12 se muestran las predicciones en las propiedades en función del peso molecular de la fracción C7+. Los valores en negrita corresponden a las propiedades calculadas a partir del análisis extendido experimental.

**Tabla 12. Valores estimados de Tc, Pc y Psat para diferentes valores de peso molecular de la fracción C7+**

Fluido 1 (Petróleo Negro)					Fluido 2 (Petróleo Negro)				
MW <sub>C7+</sub>	%Var MW	Tc (°F)	Pc (psia)	Psat (psia)	MW <sub>C7+</sub>	%Var MW	Tc (°F)	Pc (psia)	Psat (psia)
153	-40	655	1402	1288	120	-40	364	2849	3066
204	-20	839	1340	1224	160	-20	517	3430	3627
<b>254,4*</b>	0	<b>1034</b>	<b>1333</b>	<b>1177</b>	<b>200,5*</b>	0	<b>671</b>	<b>3553</b>	<b>3705</b>
305	20	1103	931	1101	241	20	819	3067	3723
350	40	1189	780	1043	281	40	939	2662	3577
Fluido 3 (Petróleo Negro)					Fluido 4 (Petróleo Negro)				
MW <sub>C7+</sub>	%Var MW	Tc (°F)	Pc (psia)	Psat (psia)	MW <sub>C7+</sub>	%Var MW	Tc (°F)	Pc (psia)	Psat (psia)
166	-40	625	2522	2913	120	-40	482	2014	2741
222	-20	831	2279	2930	159	-20	636	2138	2972
<b>277,1*</b>	0	<b>1017</b>	<b>1847</b>	<b>2714</b>	<b>198,7*</b>	0	<b>772</b>	<b>1935</b>	<b>3004</b>
333	20	1124	1467	2582	238	20	911	1768	2728
388	40	1226	1158	2376	278	40	1026	1512	2502
Fluido 5 (Petróleo Volátil)					Fluido 6 (Gas Condensado)				
MW <sub>C7+</sub>	%Var MW	Tc (°F)	Pc (psia)	Psat (psia)	MW <sub>C7+</sub>	%Var MW	Tc (°F)	Pc (psia)	Psat (psia)
110	-40	151	2497	2489		-40	No hubo convergencia		
150	-20	173	3391	3446	119	-20	88	3095	3267
<b>189,1*</b>	0	<b>257</b>	<b>4383</b>	<b>4044</b>	<b>149,0*</b>	0	<b>97</b>	<b>3795</b>	<b>4276</b>
230	20	357	4862	4078	180	20	146	4661	4958
265	40	546	5080	4030	209	40	214	5412	5352

\* Estimado a partir de los datos experimentales

De forma general en la tabla 12 puede verse como para todos los fluidos la  $T_c$  aumenta a medida que aumenta el peso molecular de la fracción  $C7+$ . En el caso de la  $P_c$  puede observarse como esta no presenta ninguna generalidad, ya que al aumentar el peso molecular para los Fluidos 1 y 3 esta variable disminuye, mientras que para los Fluidos 2 y 4 el comportamiento es parabólico. En el caso del petróleo volátil (Fluido 5) y el gas condensado (Fluido 6) las propiedades críticas muestran un aumento a medida que el peso molecular es mayor. En la tabla 13 se muestra el porcentaje de variación de estas propiedades teniendo como referencia las propiedades calculadas con el peso molecular estimado a partir del análisis extendido, se puede apreciar como estos porcentajes de variación son más altos en el caso del petróleo volátil y el gas condensado.

Es importante tener prudencia al comparar estos resultados con los obtenidos por la variación de los parámetros  $\alpha$  y  $\eta$ , ya que la variación de estos últimos se realizó entre sus valores extremos, mientras que la variación del peso molecular de la fracción  $C7+$  se realizó por medio de una modificación del valor base. Debido a esto no solamente se puede determinar la relación causa efecto, además este análisis proporciona una idea precisa de las consecuencias de una determinación errónea del peso molecular de la fracción  $C7+$ .

**Tabla 13. Porcentaje de variación de  $T_c$ ,  $P_c$  y  $P_{sat}$  para diferentes valores de peso molecular de la fracción  $C7+$**

Fluido 1 (Petróleo Negro)					Fluido 2 (Petróleo Negro)				
$MW_{C7+}$	%Variación				$MW_{C7+}$	%Variación			
	MW	$T_c$	$P_c$	$P_{sat}$		MW	$T_c$	$P_c$	$P_{sat}$
153	-40	-37	5	9	120	-40	-46	-20	-17
204	-20	-19	1	4	160	-20	-23	-3	-2
<b>254,4*</b>	0	0	0	0	<b>200,5*</b>	0	0	0	0
305	20	7	-30	-6	241	20	22	-14	0
350	40	15	-41	-11	281	40	40	-25	-3

\* Calculado a partir de los datos experimentales

**Tabla 13. Porcentaje de variación de Tc, Pc y Psat para diferentes valores de peso molecular de la fracción C7+ (Continuación)**

Fluido 3 (Petróleo Negro)					Fluido 4 (Petróleo Negro)				
MW <sub>C7+</sub>	%Variación				MW <sub>C7+</sub>	%Variación			
	MW	Tc	Pc	Psat		MW	Tc	Pc	Psat
166	-40	-39	37	7	120	-40	-38	4	-9
222	-20	-18	23	8	159	-20	-18	10	-1
<b>277,1*</b>	0	0	0	0	<b>198,7*</b>	0	0	0	0
333	20	11	-21	-5	238	20	18	-9	-9
388	40	21	-37	-12	278	40	33	-22	-17
Fluido 5 (Petróleo Volátil)					Fluido 6 (Gas Condensado)				
MW <sub>C7+</sub>	%Variación				MW <sub>C7+</sub>	%Variación			
	MW	Tc	Pc	Psat		MW	Tc	Pc	Psat
110	-40	-41	-43	-38	No hubo convergencia				
150	-20	-33	-23	-15	119	-20	-9	-18	-24
<b>189,1*</b>	0	0	0	0	<b>149*</b>	0	0	0	0
230	20	39	11	1	180	20	51	23	16
265	40	112	16	0	209	40	121	43	25

\* Calculado a partir de los datos experimentales

Las variaciones y la dirección de los cambios de las propiedades críticas y del punto crítico se pueden entender mejor observando las figuras 26 a 31 donde se muestra la variación de los diagramas de fases en función del peso molecular del corte C7+ para cada uno de los fluidos. Nótese como en el caso del petróleo volátil y el gas condensado mostrados en las figuras 30 y 31 respectivamente, la perturbación en el peso molecular puede producir un cambio en la predicción del tipo de fluido. En la figura 30 puede verse, la predicción de un fluido del tipo petróleo volátil puede ser cambiada a un fluido del tipo gas condensado al reducir el peso molecular por el orden del 20 % de su peso experimental real. De igual manera se tiene el caso del gas condensado representado en la figura 31 en el que un aumento del peso molecular del orden del 40 % puede resultar en el cambio en la predicción de un gas condensado a un petróleo volátil.

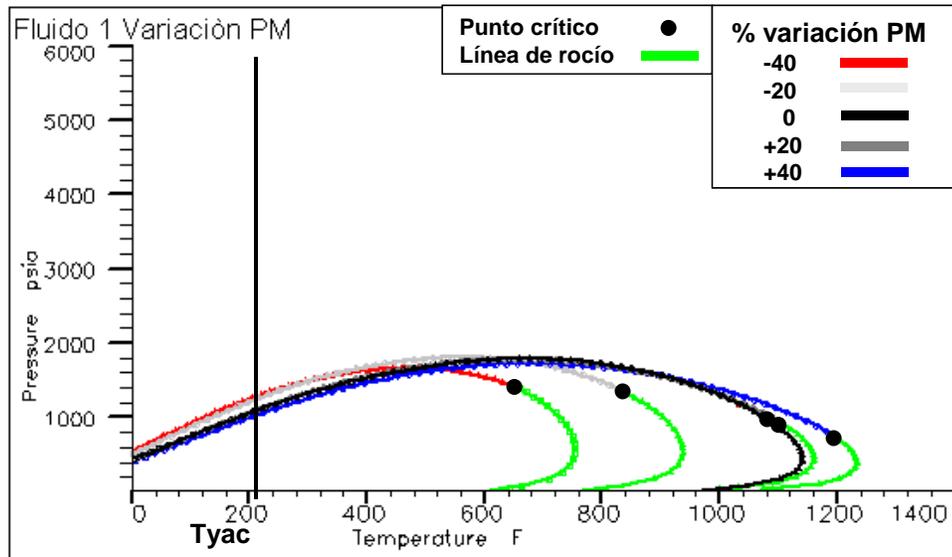


Figura 26. Diagramas de fases en función del peso molecular del corte C7+ para el Fluido 1. (Petróleo negro)

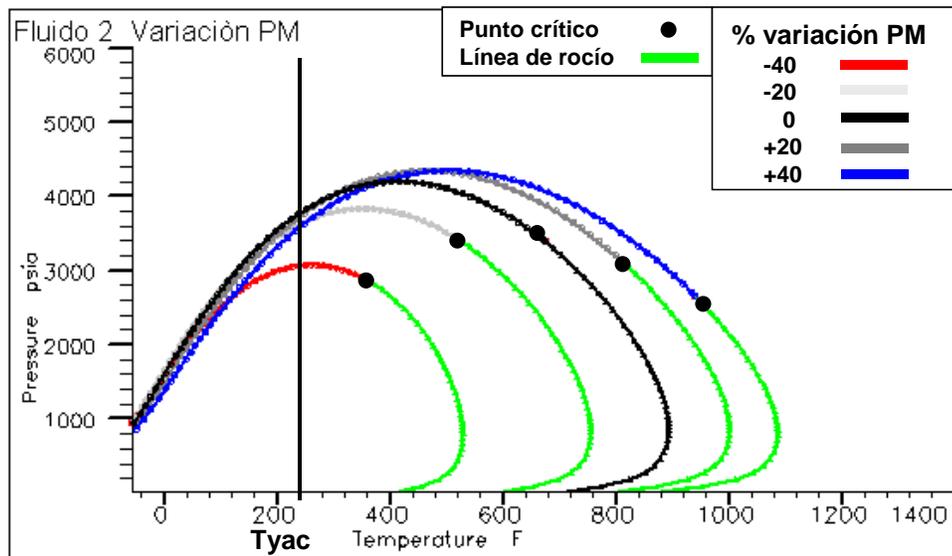


Figura 27. Diagramas de fases en función del peso molecular del corte C7+ para el Fluido 2. (Petróleo negro)

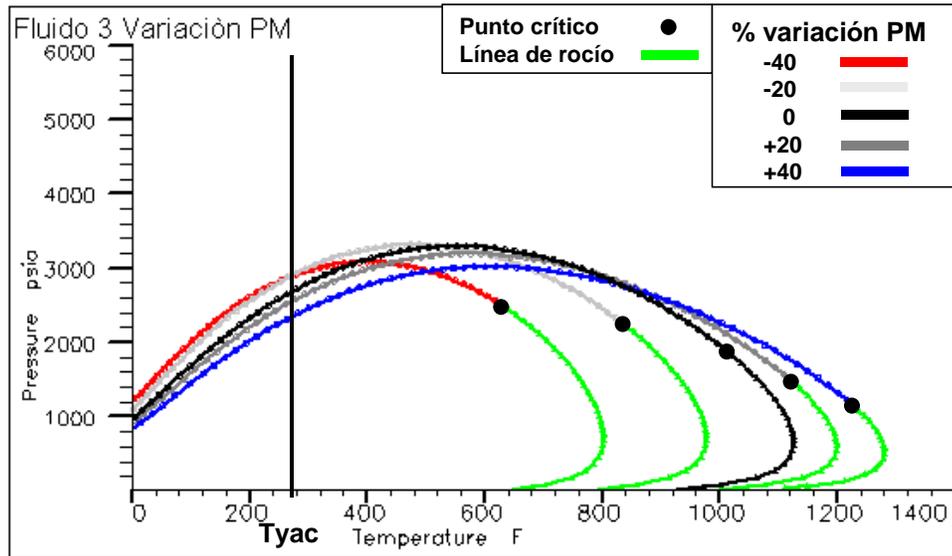


Figura 28. Diagramas de fases en función del peso molecular del corte C7+ para el Fluido 3. (Petróleo negro)

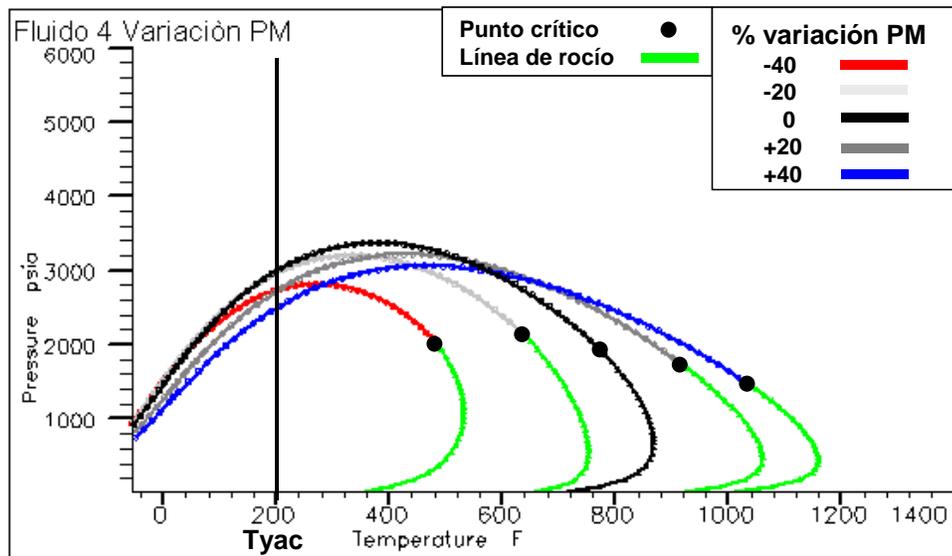


Figura 29. Diagramas de fases en función del peso molecular del corte C7+ para el Fluido 4. (Petróleo negro)

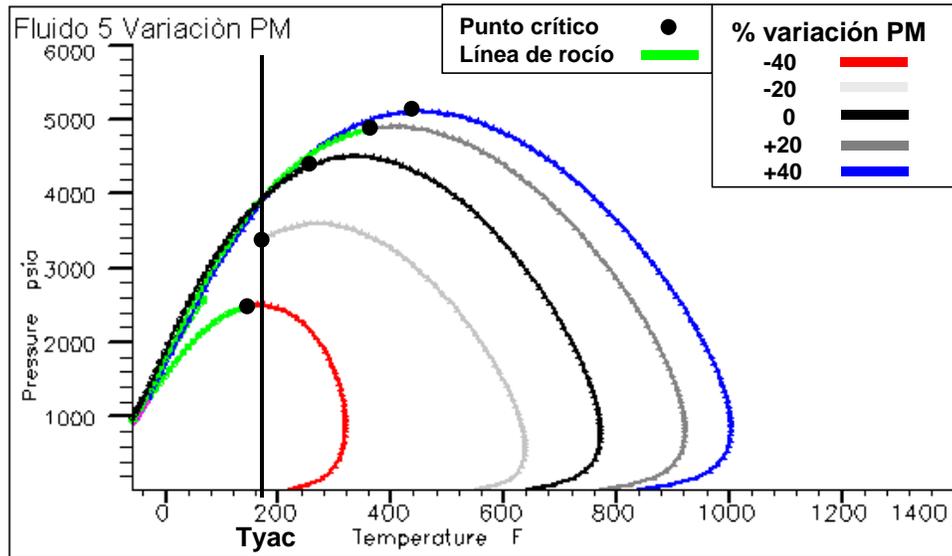


Figura 30. Diagramas de fases en funci3n del peso molecular del corte C7+ para el Fluido 5. (Petr3leo vol3til)

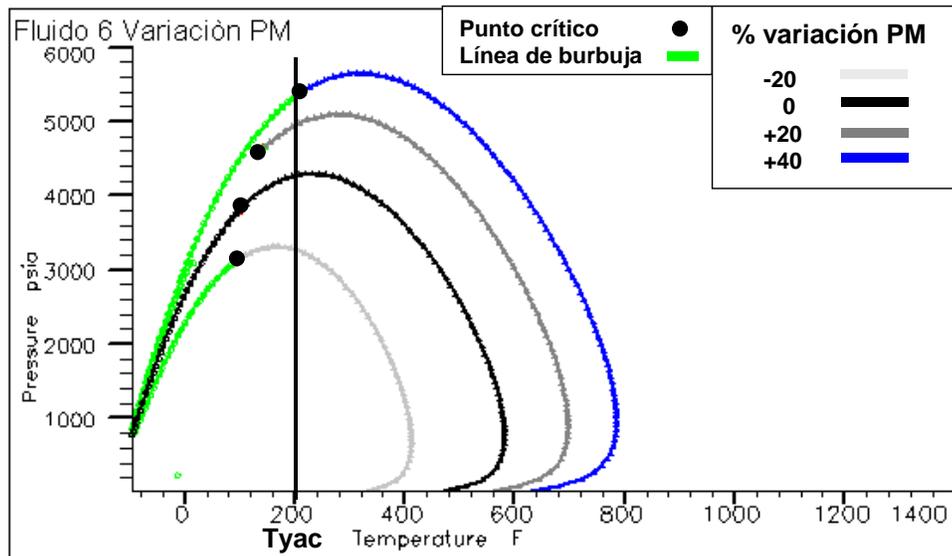


Figura 31. Diagramas de fases en funci3n del peso molecular del corte C7+ para el Fluido 6. (Gas condensado)

Respecto a los propiedades de los fluidos, en las figuras anteriores se puede ver de forma general como al incrementarse el peso molecular de la fracción C7+ se incrementa la presión crítica ( $P_c$ ), y un aumento del punto cricondentérmico, lo que origina un aumento horizontal del tamaño de la envolvente de fases. En el caso del cricondembarico se observa un aumento para el petróleo volátil y el gas condensado, mientras que para los fluidos del tipo petróleo negro no se observa un cambio apreciable.

Tomando en consideración las tablas 12 y 13, además de las figuras mostradas anteriormente, se puede afirmar que el peso molecular ejerce un impacto significativo sobre el comportamiento de fase de los fluidos estudiados. El impacto sobre el comportamiento de fase del petróleo volátil y los condensados puede ser de tal magnitud que una determinación errónea del peso molecular de la fracción C7+ puede tener como consecuencia una predicción equivocada del tipo de fluido. Considerando que el error en las mediciones experimentales del peso molecular se encuentra alrededor de  $\pm 5\%$ , en el caso de los fluidos cercanos al punto crítico se debe tener cautela al asignar y manipular los pesos moleculares en la caracterización de los fluidos.

#### **4.2.4 Impacto de la división de la fracción C7+ sobre el comportamiento de fase**

En la tabla 14 se muestran los valores de temperatura crítica ( $T_c$ ), presión crítica ( $P_c$ ) y presión de saturación ( $P_{sat}$ ) para la división de la fracción C7+ en: N= 2, 3, 4 y 5 fracciones. Esta operación en los paquetes comerciales es conocida como SPLIT. En la tabla 14 de manera general puede verse una marcada diferencia de las propiedades estimadas en el caso de N= 1.

En el caso de las estimaciones para valores de N desde 2 hasta 5, se observa como para la  $T_c$  la diferencia es baja, excepto para el caso del gas condensado, el cual, considerando los valores de  $T_c$ , posiblemente haya tenido problemas de convergencia en las estimaciones. Para los fluidos del tipo petróleo negro se observa como a medida que aumenta N el valor de  $P_c$  disminuye, mientras que para el petróleo volátil y el gas condensado este valor aumenta. En el caso de la presión de

saturación se puede ver como esta aumenta con el incremento de N para el petróleo negro, mientras que para el condensado esta disminuye. Se debe tener presente que en todos los casos existe una incertidumbre proveniente de las correlaciones utilizadas para estimar las propiedades críticas, así como el error asociado a la fórmula de integración utilizada en el método de Whitson.

**Tabla 14. Valores de Tc, Pc y Psat para la división de la fracción C7+ en diferentes numero (N) de pseudo componentes**

		Fluido 1. (Petróleo Negro)			Fluido 2. (Petróleo Negro)		
<b>N</b>	<b>Tc (°F)</b>	<b>Pc (psia)</b>	<b>Psat (psia)</b>	<b>Tc (°F)</b>	<b>Pc (psia)</b>	<b>Psat (psia)</b>	
1	836	836	1262	599	2603	3713	
2	883	1172	1299	612	3344	4114	
3	878	1120	1318	616	3240	4165	
4	876	1102	1327	616	3208	4176	
5	875	1094	1330	616	3190	4182	
		Fluido 3. (Petróleo Negro)			Fluido 4. (Petróleo Negro)		
<b>N</b>	<b>Tc (°F)</b>	<b>Pc (psia)</b>	<b>Psat (psia)</b>	<b>Tc (°F)</b>	<b>Pc (psia)</b>	<b>Psat (psia)</b>	
1	819	1398	2823	721	1644	3163	
2	867	1853	2842	749	2188	3529	
3	863	1778	2923	748	2108	3581	
4	862	1756	2941	747	2081	3593	
5	861	1743	2950	747	2067	3600	
		Fluido 5. (Petróleo Volátil)			Fluido 6. (Gas Condensado)		
<b>N</b>	<b>Tc (°F)</b>	<b>Pc (psia)</b>	<b>Psat (psia)</b>	<b>Tc (°F)</b>	<b>Pc (psia)</b>	<b>Psat (psia)</b>	
1	263	4004	3873	132	3685	3742	
2	152	4424	4610	102	3717	4525	
3	173	4512	4576	108	3754	4476	
4	177	4520	4561	-27	2930	4452	
5	180	4527	4555	-14	3114	4439	

La magnitud del impacto de la separación de la fracción C7+ se aprecia en las figuras 32 a 37, donde se muestran los diagramas de fase en función del número de fracciones (N) en que fue dividido el corte C7+. En estas figuras se anexo el diagrama de fases con la caracterización extendida del fluido, antes de realizar el agrupamiento, de manera de apreciar la variación introducida en el agrupamiento inicial.

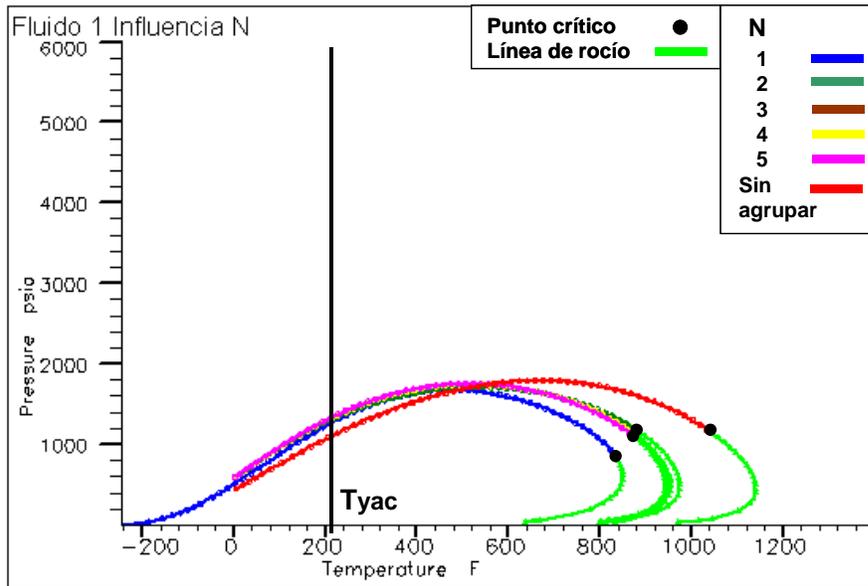


Figura 32. Diagramas de fases en función del número de seudo componentes en que se dividió la fracción C7+ del Fluido 1 (Petróleo negro)

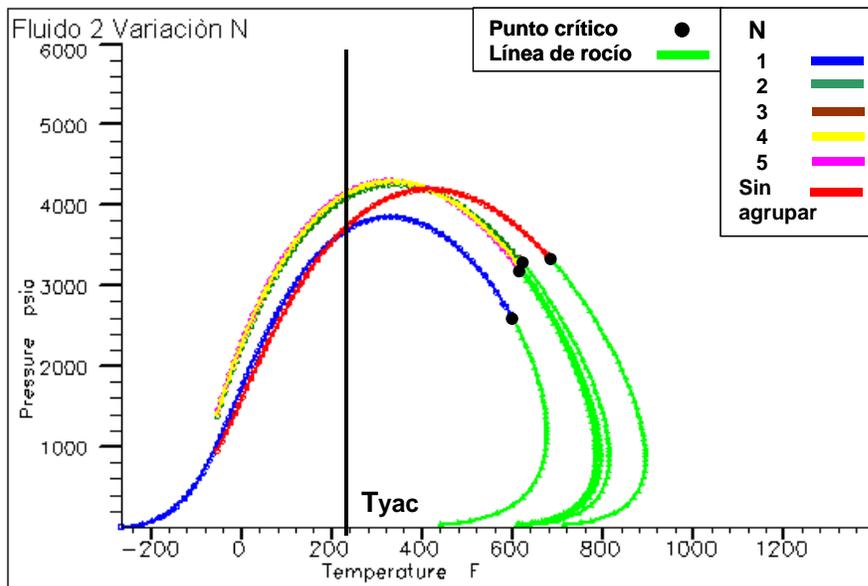


Figura 33. Diagramas de fases en función del número de seudo componentes en que se dividió la fracción C7+ del Fluido 2 (Petróleo negro)

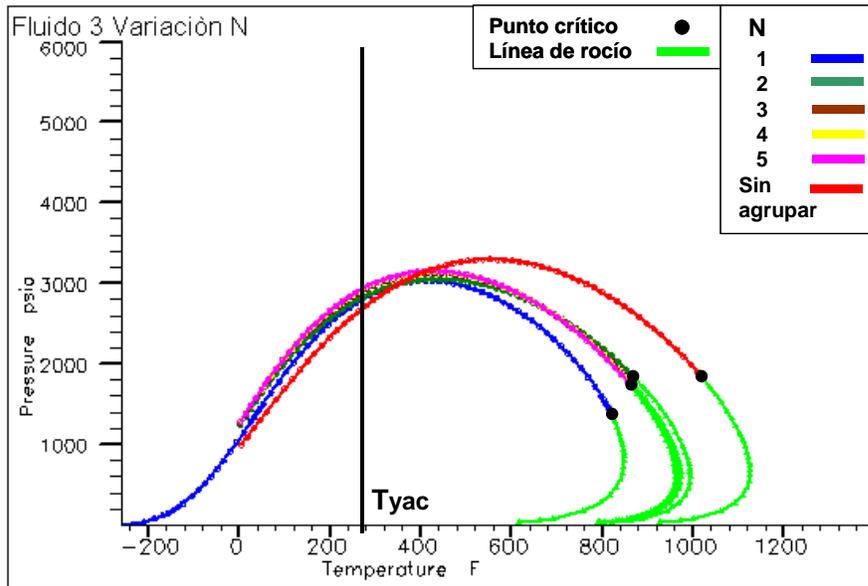


Figura 34. Diagramas de fases en función del número de seudo componentes en que se dividió la fracción C7+ del Fluido 3 (Petróleo negro)

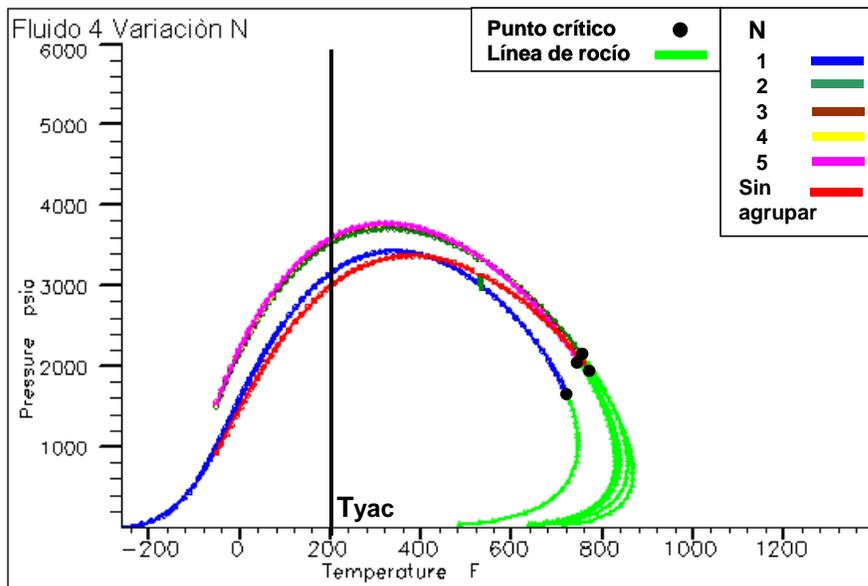


Figura 35. Diagramas de fases en función del número de seudo componentes en que se dividió la fracción C7+ del Fluido 4 (Petróleo negro)

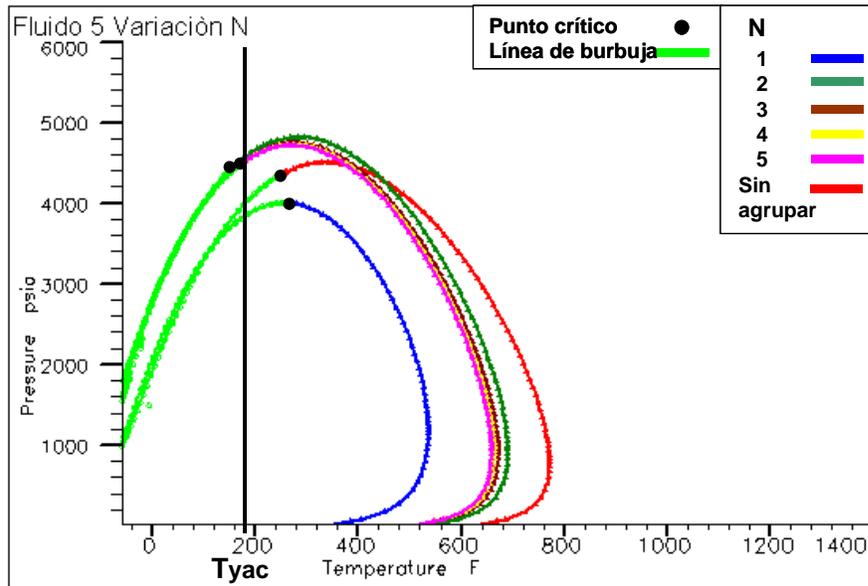


Figura 36. Diagramas de fases en función del número de seudo componentes en que se dividió la fracción C7+ del Fluido 5 (Petróleo volátil)

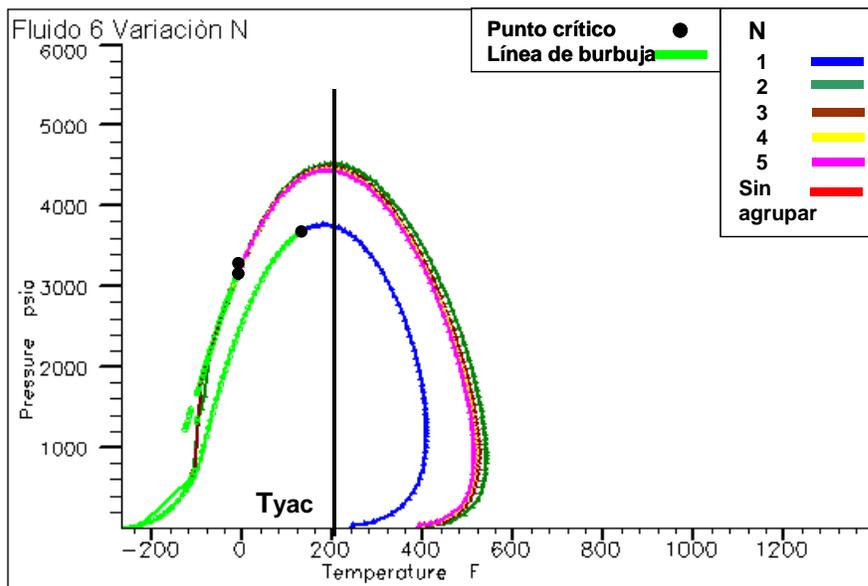


Figura 37. Diagramas de fases en función del número de seudo componentes en que se dividió la fracción C7+ del Fluido 6 (Gas condensado)

De manera general en las figuras 32 a 37 puede observarse como existe un cambio bien marcado entre los diagramas de fases generados para el caso de  $N=1$  y los casos de  $N= 3, 4$  y  $5$ , esto sugiere que a medida que aumento el número de fracciones las predicciones van a tener menor variación, tal como se vio anteriormente al revisar la tabla 14.

En estas figuras puede notarse la diferencia existente entre los diagramas de fase realizados antes y después del agrupamiento, representados por las líneas roja y azul respectivamente, esta diferencia proporciona una idea cualitativa del grado de incertidumbre aportado por la regla de mezclado utilizada en el momento del agrupamiento. Se debe considerar que también la incertidumbre asociada a las correlaciones para la estimación de las propiedades críticas. Otro aspecto que se puede observar es como esta diferencia es mayor en la zona de las líneas de rocío y en los alrededores del punto crítico. Obsérvese como en el caso de los fluidos del tipo petróleo negro (figuras 32 a 35) las predicciones en la presión de saturación a la temperatura del yacimiento no presentan una desviación considerable. En el caso del petróleo volátil, en la figura 36 puede verse como al realizar la división de la fracción  $C7+$  la predicción respecto a la naturaleza del fluido cambia. Esto muestra la cautela que se debe tener al manipular los datos en los casos en que los fluidos están cercanos al punto crítico. Aunque la división de la fracción  $C7+$  se realiza con el objetivo de tener mayor libertad para ajustarse a los valores experimentales, lo anteriormente visto da una idea de la sensibilidad del comportamiento de fase a la división de la fracción  $C7+$  y por consiguiente a su manipulación.

### **4.3 EVALUACIÓN DEL IMPACTO DE LOS PARÁMETROS CRÍTICOS DE LA CARACTERIZACIÓN C7+ SOBRE EL COMPORTAMIENTO DE PRODUCCIÓN**

En la sección anterior se vio como los parámetros que tienen mayor impacto en la predicción del comportamiento de fase son el parámetro  $\alpha$  y el peso molecular de la fracción C7+. Para la evaluación del impacto que tienen estos parámetros sobre el comportamiento de producción se realizó un análisis de sensibilidad utilizando el modelo numérico cuya descripción se muestra en el Capítulo III.

#### **4.3.1 Impacto del parámetro $\alpha$ sobre las predicciones del comportamiento de producción**

Se realizó un análisis de sensibilidad del parámetro  $\alpha$  sobre el comportamiento de la producción para cada uno de los fluidos. El modelo de yacimiento se configuro a una tasa máxima de producción de 754,8 STB de crudo por día. En todos los casos el fluido de yacimiento se encontró inicialmente subsaturado y no se consideró la presencia de acuíferos. En las figuras 38 a 43 se muestra el comportamiento de producción del yacimiento para cada uno de los fluidos estudiados. Para el Fluido 1, en la figura 38(a) se muestra el comportamiento de la presión de fondo en función del tiempo de producción estudiado. Puede observarse como el comportamiento de la curva corresponde al de un yacimiento con un mecanismo de producción de gas en solución, en el cual a presión mayor que la presión de saturación del fluido la declinación es mayor, mientras que por debajo de la presión de saturación la declinación se comporta de manera aproximadamente constante (Bradley, 1992). En la figura 38(b) se muestra el comportamiento de la tasa de producción de gas a condiciones estándar, puede verse como esta permanece constante mientras que la presión en el yacimiento no ha alcanzado la presión de saturación, mientras que por debajo de la presión de saturación se observa una caída como consecuencia del gas que queda atrapado en el yacimiento. Luego de esta caída se puede ver como la tendencia es aumentar la cantidad de gas producido, debido a

que este ha alcanzado la saturación crítica de gas ( $S_{gc}$ ). Este comportamiento se muestra también en los demás fluidos del tipo petróleo negro, figuras 38(a) a 41(a). En relación al impacto del parámetro  $\alpha$ , de manera gráfica en cada uno de estos fluidos se observa como existe una variación en la predicción del tiempo en que se alcanza la presión de saturación (cambio de la pendiente de la curva de declinación), esta variación se encuentra en un intervalo de tiempo de aproximadamente tres meses. Algo que resulta interesante es que en estos cuatro fluidos (petróleo negro) la presión de saturación se alcanza entre el mes 1 y el mes 7 del año 2006. Sin embargo no se observa una correlación definida entre el valor del parámetro  $\alpha$  y la fecha en que se alcanza la presión de saturación. En la tabla 15 se muestra la Relación Gas Petróleo (RGP) en función del parámetro  $\alpha$  para cada uno de los fluidos en el período de producción constante, puede verse como en los fluidos del tipo petróleo negro (Fluidos 1 al 4) la RGP desciende en el caso de los valores de  $\alpha$  de 1 y 1,5 mientras que en los valores extremos 0,5 y 2 los valores son en general más altos. Este comportamiento se refleja en los gráficos 38(c) a 41(c) donde se muestra la tasa de gas producida.

En el caso del petróleo volátil (Fluido 5), en la figura 42(b) se muestra el comportamiento de la tasa de gas producido a condiciones estándar, puede verse que una vez que se alcanza la presión de saturación del yacimiento esta disminuye ligeramente, luego esta aumenta después que se ha alcanzado la saturación crítica de gas ( $S_{gc}$ ). Finalmente esta disminuye junto con la producción de petróleo, tal como se puede ver en la figura 42(c) donde se muestra la disminución de la producción de petróleo luego del período de producción constante. Con respecto al tiempo en que el yacimiento alcanza la presión de saturación en la figura 42(b) no se observa una variación apreciable para los diferentes valores de  $\alpha$ . A partir de la tabla 15 se puede ver como a medida que el parámetro  $\alpha$  aumenta la RGP disminuye, este comportamiento es lógico ya que a medida que  $\alpha$  se hace mayor, especialmente por encima de valores de 1 la forma de distribución hace que aumente la proporción de especies de pesos moleculares elevados.

Para el Fluido 6, del tipo gas condensado en la figuras 43(a), 43(b) y 43(c) se muestra la producción bajo el mismo esquema de explotación. En la figura 43(b) puede verse como a presiones por debajo de la presión de saturación la tasa de gas aumenta. Esto se debe a que a medida que la presión del yacimiento disminuye, en el diagrama de fases el punto que representa las condiciones del yacimiento se desplaza hacia la región donde el % en volumen de líquido tiene valores cada vez más bajos. Finalmente la tasa de gas disminuye junto con la disminución del líquido condensado producido, tal como se muestra en la figura 43(c), donde se aprecia como el agotamiento del yacimiento es rápido en comparación con el de petróleo volátil. De la tabla 15 se observa como a medida que el parámetro  $\alpha$  aumenta la RGP disminuye.

De forma global se puede decir que el parámetro  $\alpha$  influye en las predicciones de producción del modelo de yacimiento estudiado, al impactar la RGP estimada, este impacto es mayor en el petróleo volátil y el gas condensado.

Finalmente es importante mencionar que en todos los fluidos la tasa de producción de agua se mantuvo en el rango de 0,01 y 0,1 STB por día, se debe recordar que el modelo se configuró sin la presencia de acuíferos.

**Tabla 15. Relación Gas Petróleo (RGP) en el período de producción constante en función del parámetro  $\alpha$  para los diferentes fluidos**

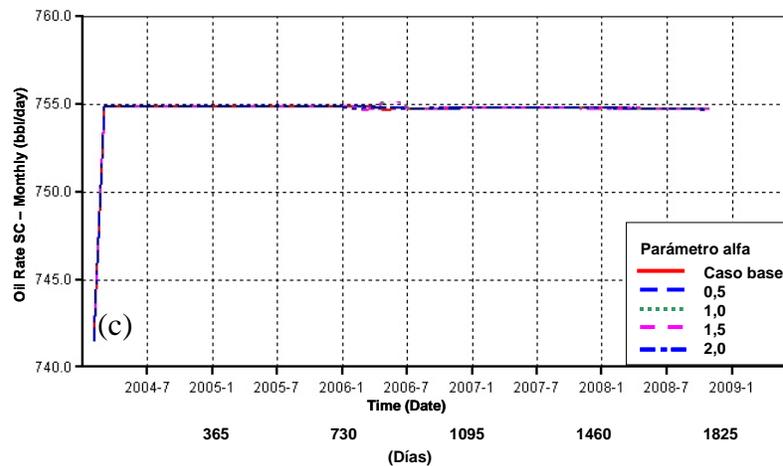
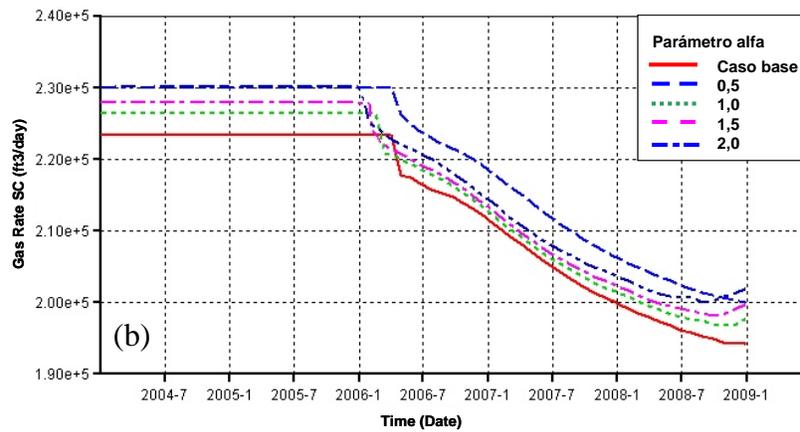
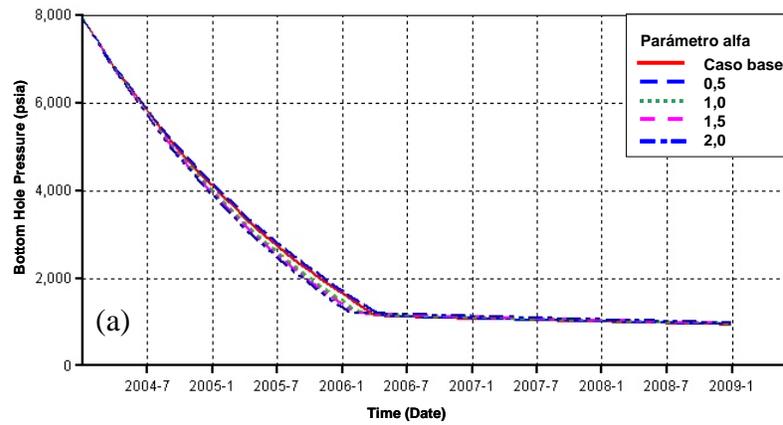
	RGP [SCF/STB]					
$\alpha$	Fluido 1	Fluido 2	Fluido 3	Fluido 4	Fluido 5	Fluido 6
0,5	304	1565	645	710	6397	11536
1	300	1556	645	679	6199	10800
1,5	302	1554	410	680	6135	10574
2	304	1562	654	712	6116	No Convergencia
C. Base	295	1516	634	695	6194	10947

#### 4.3.1.1 Impacto del parámetro $\alpha$ sobre la estimación del POES y el GOES

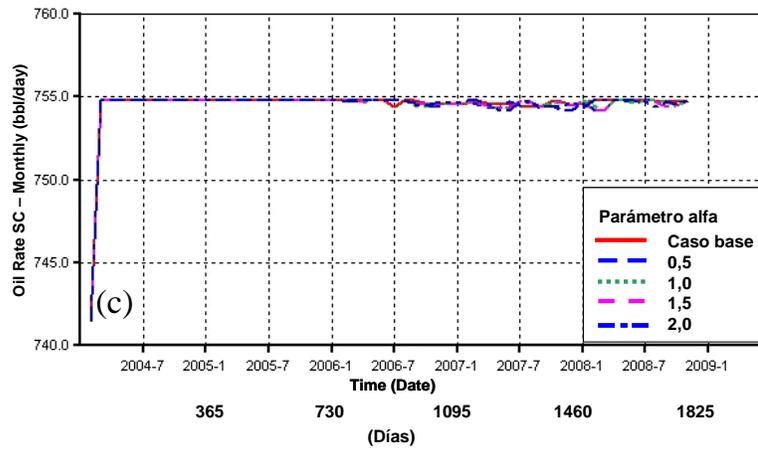
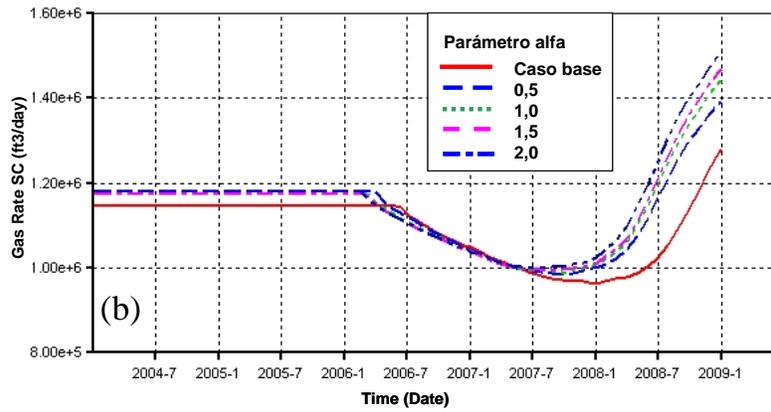
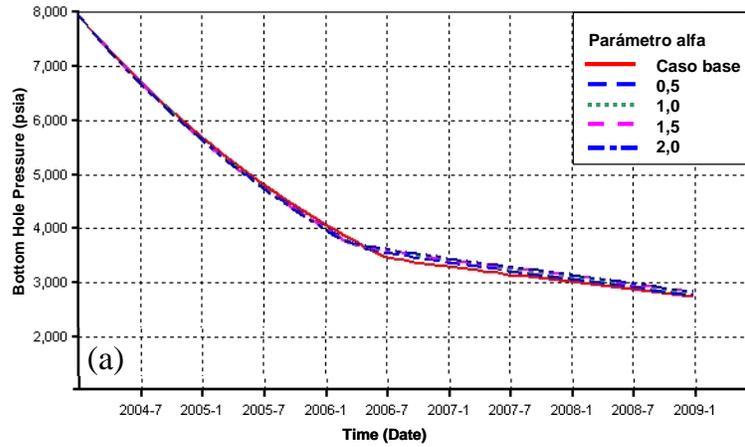
Considerando la importancia del factor volumétrico del petróleo ( $B_o$ ) y del factor volumétrico del gas ( $B_g$ ) en los cálculos relativos a la estimación de hidrocarburos en sitio, además de ser propiedades clásicas de uso en el balance de materiales (Ahmed y McKinney, 2005), este análisis se fundamentó en el estudio de la variación de estas propiedades. En la tabla 16 se muestra el  $B_o$  y el  $B_g$  en función del parámetro  $\alpha$  para los diferentes fluidos. Puede verse como en el caso de los fluidos del tipo petróleo negro no se observa una correlación definida, mientras que en el caso del volátil y del gas condensado se observa una disminución del  $B_o$  y el  $B_g$  a medida que aumenta el valor de  $\alpha$ . De forma general se puede decir que este parámetro influye sobre la estimación de reservas, ya que se puede apreciar como en la mayoría de los casos estos valores cambian después de la segunda cifra significativa.

**Tabla 16.  $B_o$  y  $B_g$  en función del parámetro  $\alpha$  para los diferentes fluidos**

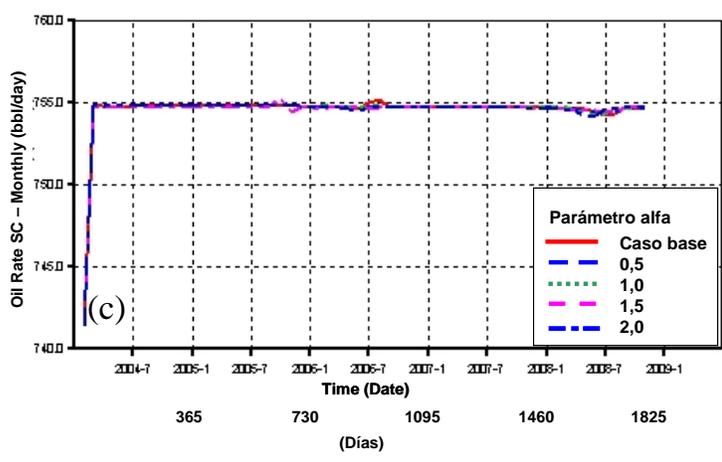
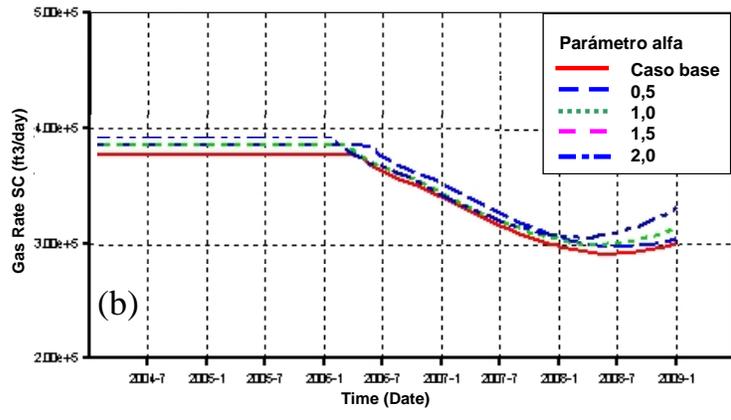
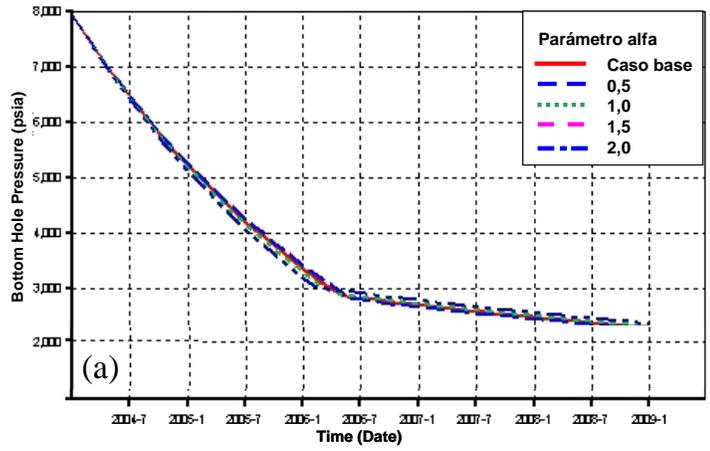
$\alpha$	$B_o$ (BY/BN)					$B_g$ (BY/BN)
	Fluido 1	Fluido 2	Fluido 3	Fluido 4	Fluido 5	Fluido 6
0,5	1,1412	1,7325	1,3188	1,3188	4,0153	9,4340E-03
1	1,1368	1,7148	1,3117	1,3117	3,8855	4,8915E-03
1,5	1,1371	1,7094	1,3153	1,3153	3,8435	0,8522E-03
2	1,1381	1,7100	1,3123	1,3123	3,8282	No Convergencia
C base	1,1350	1,7047	1,3078	1,3087	3,8830	5,6945E-04



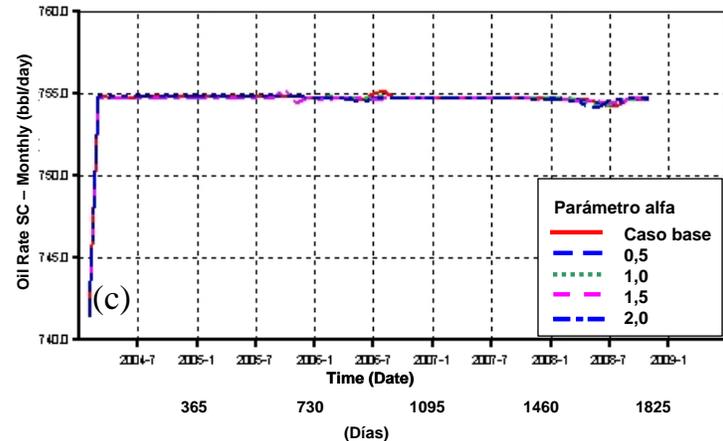
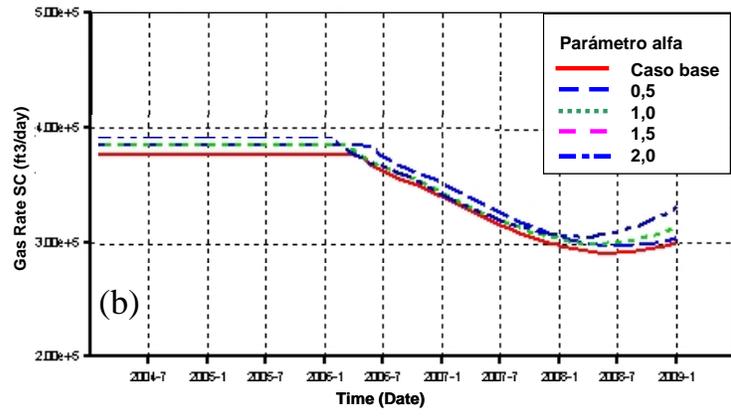
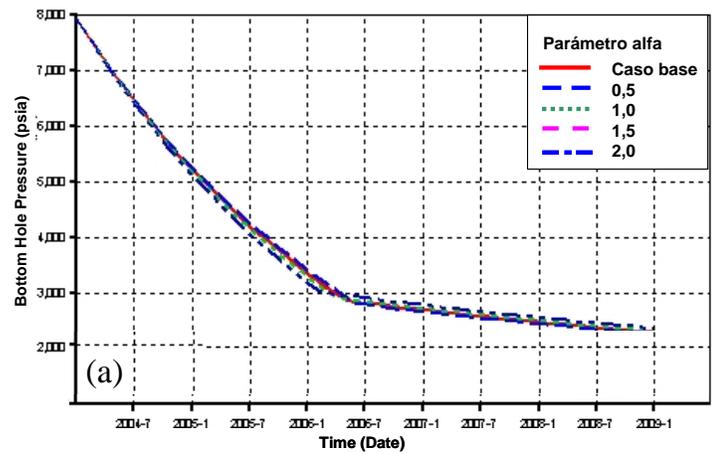
**Figuras 38. (a) Presión de fondo, (b) Tasa de producción de gas, (c) Tasa de producción de petróleo versus tiempo de producción en función del parámetro alfa para el Fluido 1**



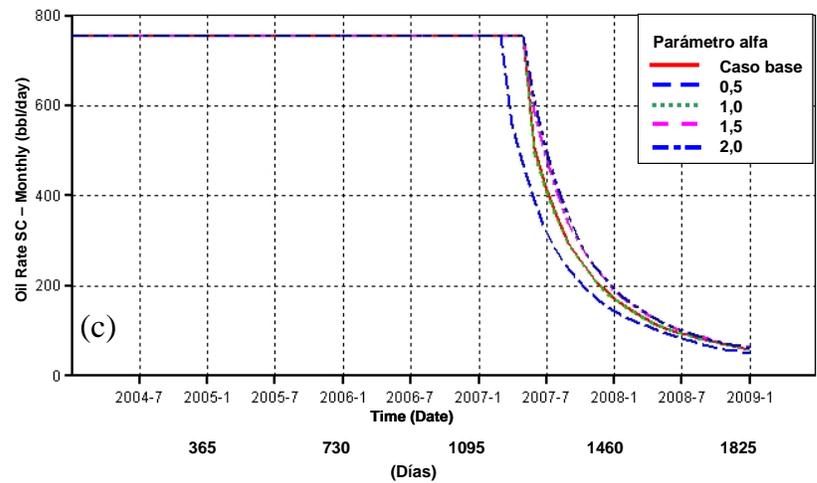
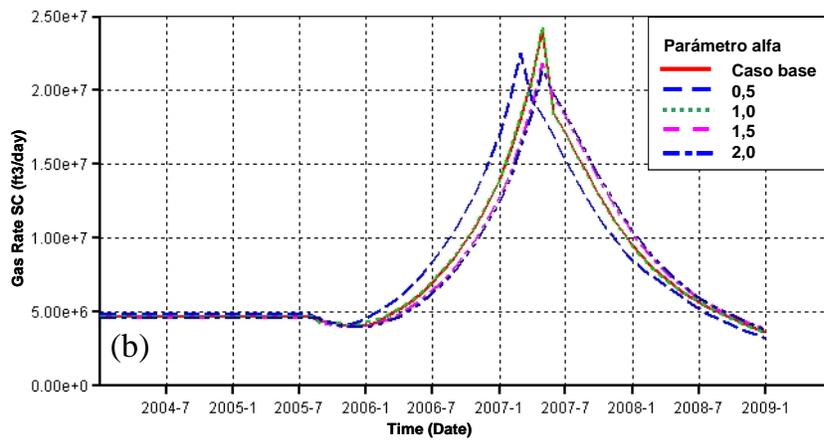
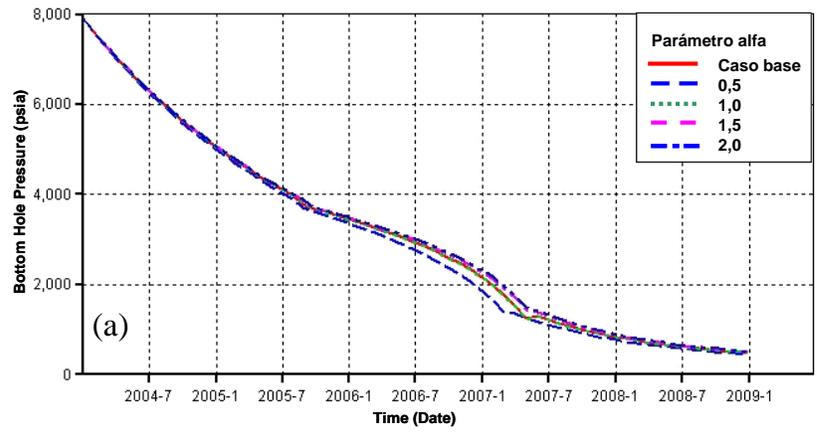
Figuras 39. (a) Presión de fondo, (b) Tasa de producción de gas, (c) Tasa de producción de petróleo versus tiempo de producción en función del parámetro alfa para el Fluido 2



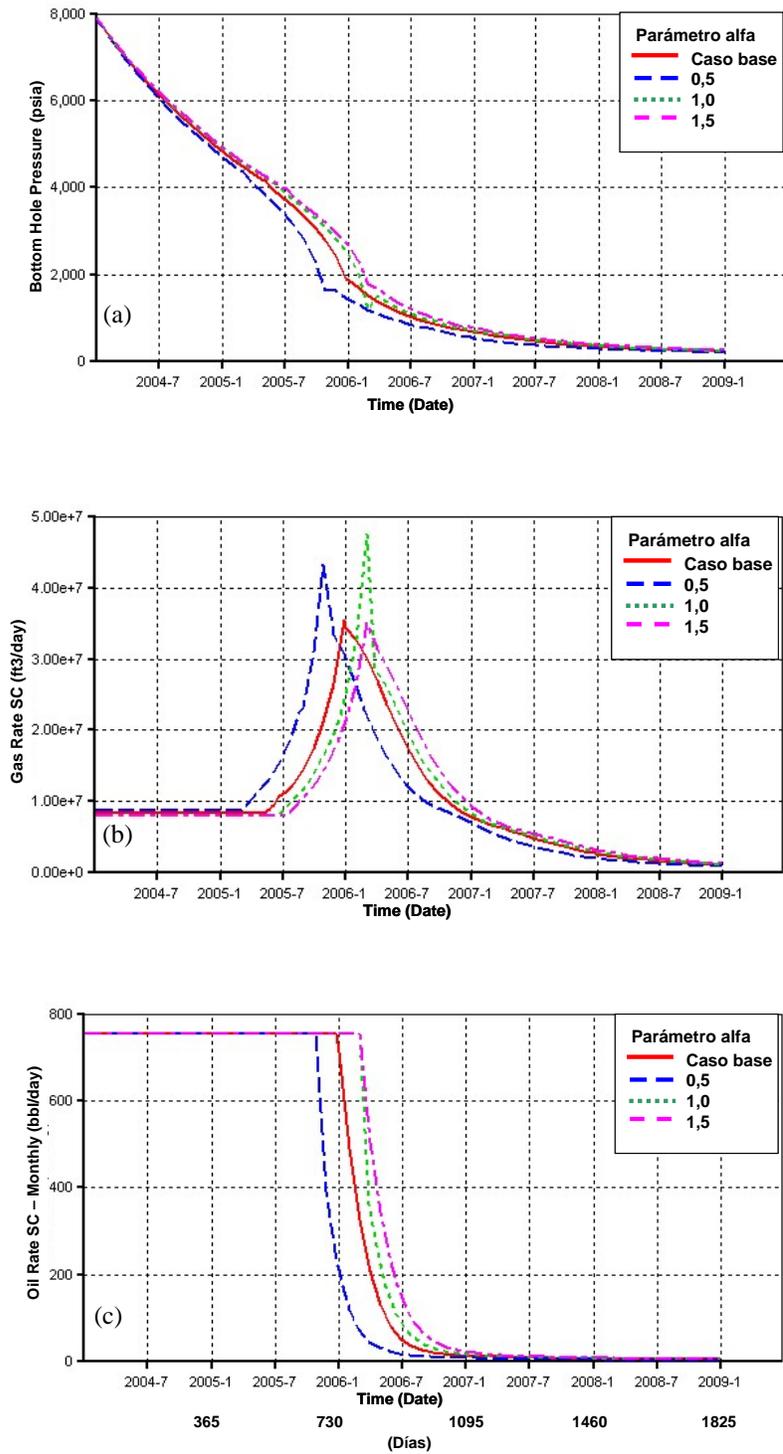
Figuras 40. (a) Presión de fondo, (b) Tasa de producción de gas, (c) Tasa de producción de petróleo versus tiempo de producción en función del parámetro alfa para el Fluido 3



Figuras 41. (a) Presión de fondo, (b) Tasa de producción de gas, (c) Tasa de producción de petróleo versus tiempo de producción en función del parámetro alfa para el Fluido 4



**Figuras 42. (a) Presión de fondo, (b) Tasa de producción de gas, (c) Tasa de producción de petróleo versus tiempo de producción en función del parámetro alfa para el Fluido 5**



**Figuras 43. (a) Presión de fondo, (b) Tasa de producción de gas, (c) Tasa de producción de petróleo versus tiempo de producción en función del parámetro alfa para el Fluido 6**

### 4.3.2 Impacto del peso molecular del corte C7+ sobre las predicciones del comportamiento de producción

En las figuras 44 a 49 se muestra el comportamiento de producción en función del peso molecular de la fracción C7+. Para los fluidos del tipo petróleo negro se observa en las figuras 44(a), 45(a), 46(a) y 47(a) como a medida que el peso molecular de la fracción C7+ es menor el tiempo en el que se alcanza la presión de saturación es mayor. De igual manera se observa en las figuras 44(b) a 47(b) como a medida que el peso molecular de la fracción C7+ disminuye la tasa de gas producido es mayor, esto se debe a que al disminuir el peso molecular de la fracción C7+ la proporción de hidrocarburos livianos aumenta. Estos resultados concuerdan con la tendencia de la RGP que se muestra en la tabla 17, en la cual a medida que el peso molecular disminuye los valores de RGP aumentan.

Para el fluido 5, petróleo volátil, en la figura 48(b) se observa como a medida que el peso molecular disminuye la tasa de gas producido es mayor. Esto concuerda con el comportamiento de la RGP que se muestra en la tabla 17. También se puede ver como la predicción del tiempo en que se alcanza la presión de saturación no varía de manera significativa con el peso molecular. En la figura 48(c) se observa como a medida que el peso molecular aumenta el tiempo en que comienza a declinar la producción es mayor.

**Tabla 17. Relación Gas Petróleo (RGP) en el período de producción constante en función del peso molecular de la fracción C7+ para los diferentes fluidos**

%MW	RGP [SCF/STB]					
	Fluido 1	Fluido 2	Fluido 3	Fluido 4	Fluido 5	Fluido 6
-40 %	538,58	2919,10	1182,60	1299,40	15155,00	
-20 %	386,33	2027,50	838,02	946,83	8760,60	15327,00
Referencia	295,89	1516,60	634,11	695,04	6176,80	10921,00
+20 %	245,22	1225,30	519,62	587,35	5028,90	8557,40
+40 %	208,11	1032,40	436,76	487,30	4202,70	7017,00

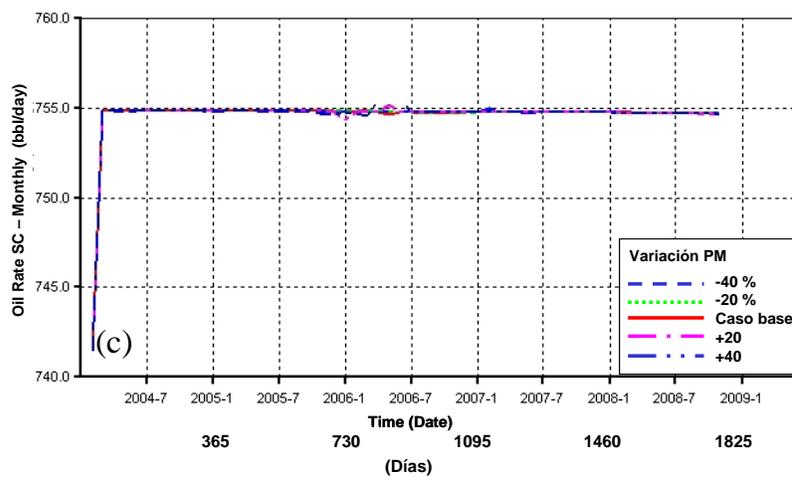
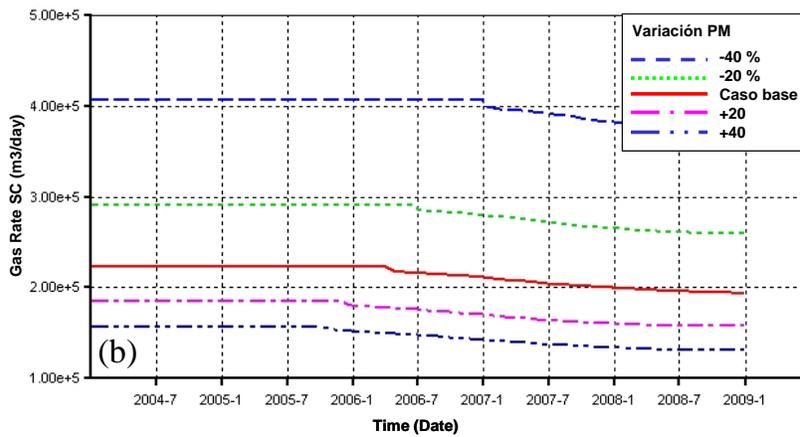
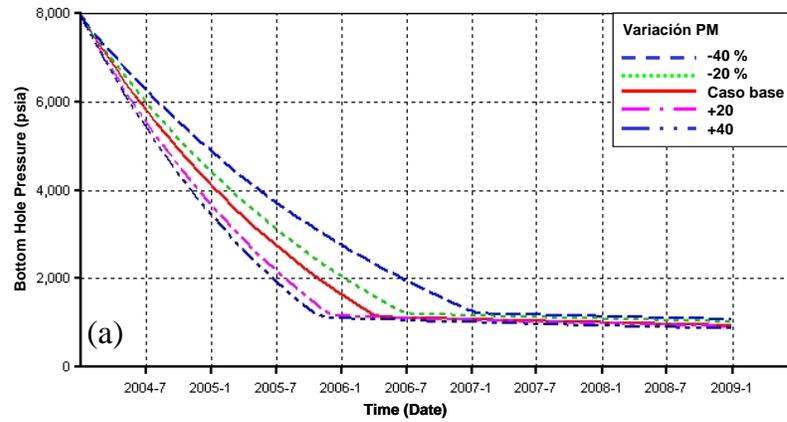
En el caso del gas condensado en la figura 49(b) puede verse como a medida que el peso molecular es menor la tasa de gas se hace mayor. De igual manera a medida que el peso molecular de la fracción C7+ disminuye el tiempo en que se alcanza la presión de saturación es mayor. En la figura 49(c) se puede ver como a medida que el peso molecular aumenta el tiempo en que comienza la declinación de la producción de líquido condensado es mayor. De forma general se observa como las estimaciones del tiempo en que se alcanza la presión de saturación se ven más afectadas en el caso de los fluidos del tipo petróleo negro por la variación del peso molecular de la fracción C7+.

#### 4.3.2.1 Impacto del peso molecular de la fracción pesada sobre la estimación del POES y el GOES

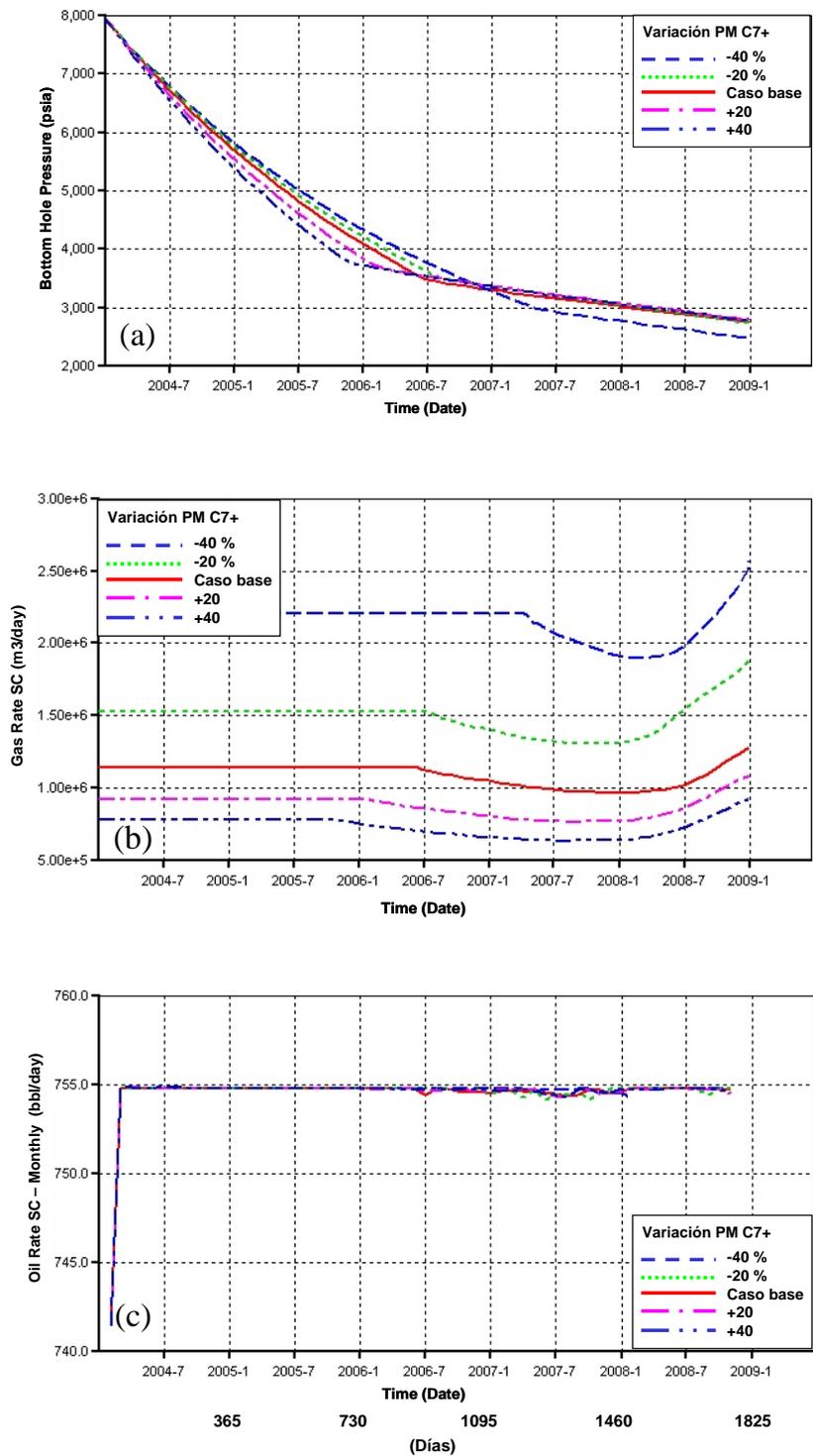
En la tabla 18 se muestran los valores de Bo y el Bg en función del peso molecular de la fracción C7+. Puede verse como para los fluidos del tipo petróleo negro (Fluidos 1 al 4) a medida que el peso molecular se hace mayor el Bo se hace menor, estando esta variación en la primera cifra significativa. En el caso del petróleo volátil (Fluido 5) se observa como esta variación es mayor. Para el gas condensado se observa como a medida que el peso molecular de la fracción C7+ aumenta el Bg aumenta.

**Tabla 18. Bo y Bg en función del peso molecular de la fracción C7+ para los diferentes fluidos**

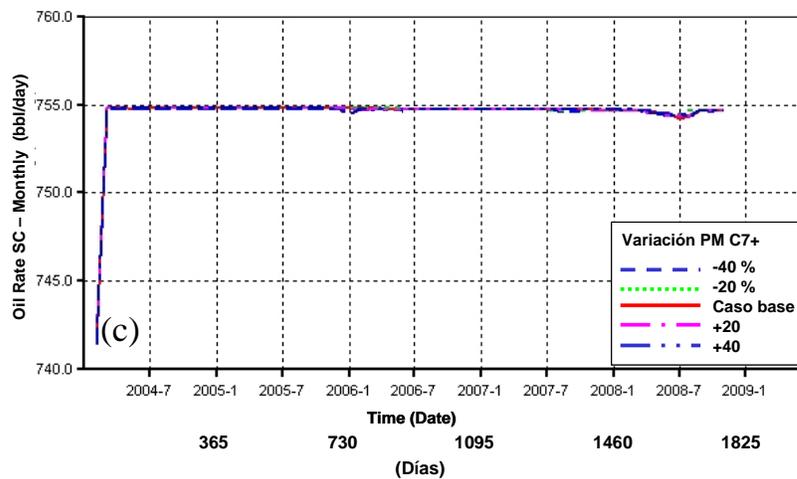
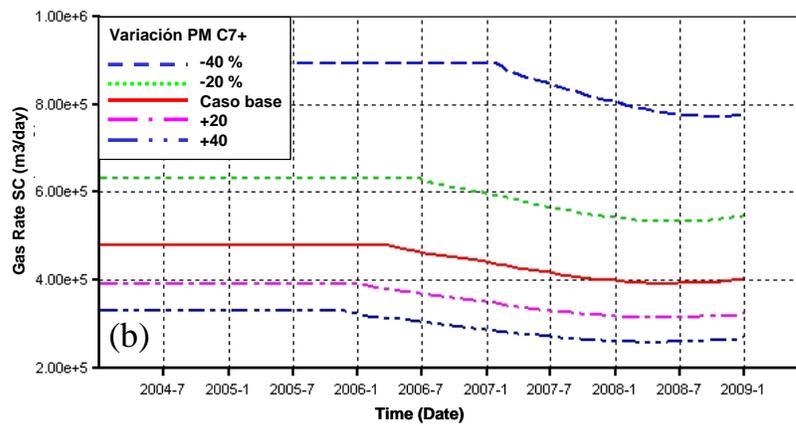
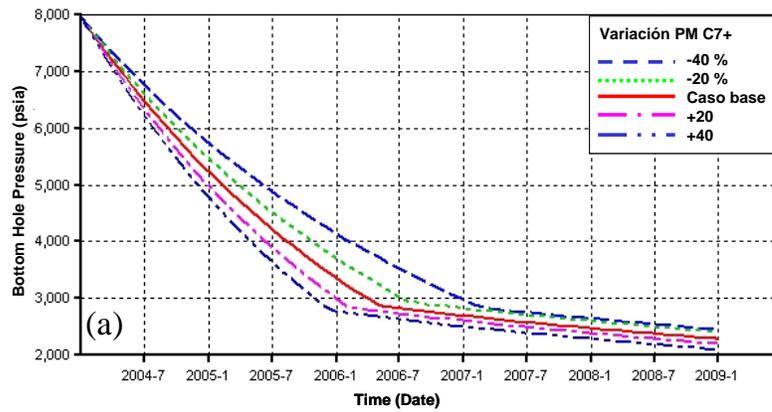
%MW	Bo (BY/BN)					Bg (BY/BN)
	Fluido 1	Fluido 2	Fluido 3	Fluido 4	Fluido 5	Fluido 6
-40 %	1,2505	2,4066	1,5820	1,5498	8,3469	No hubo convergencia
-20 %	1,1773	1,9481	1,4070	1,3891	5,1343	5,5086E-04
Referencia	1,1350	1,7047	1,3079	1,2811	3,8730	5,6945E-04
+20 %	1,1113	1,5629	1,2513	1,2375	3,3299	5,8960E-04
+40 %	1,0941	1,4719	1,2115	1,1969	2,9421	6,1182E-04



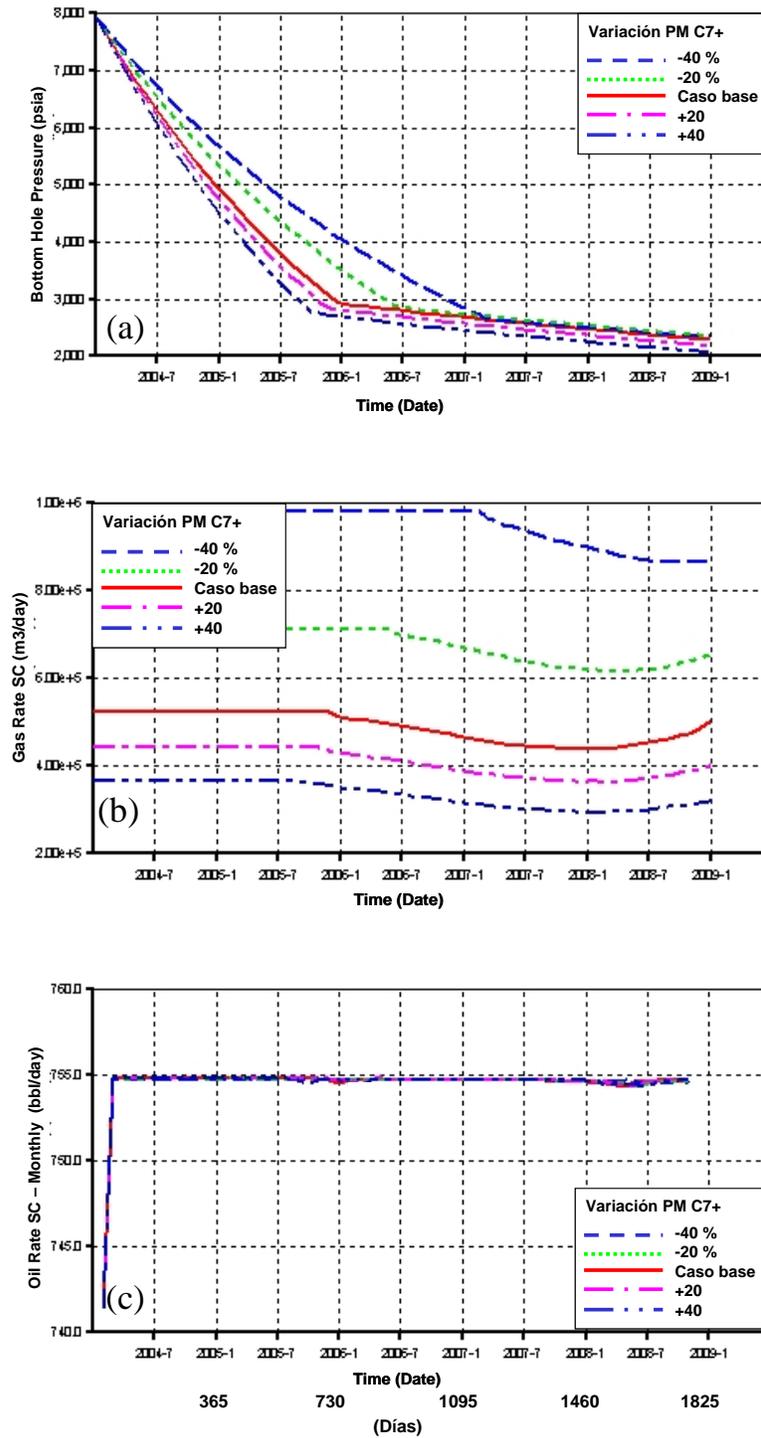
**Figuras 44. (a) Presión de fondo, (b) Tasa de producción de gas, (c) Tasa de producción de petróleo versus tiempo de producción en función del Peso Molecular para el Fluido 1**



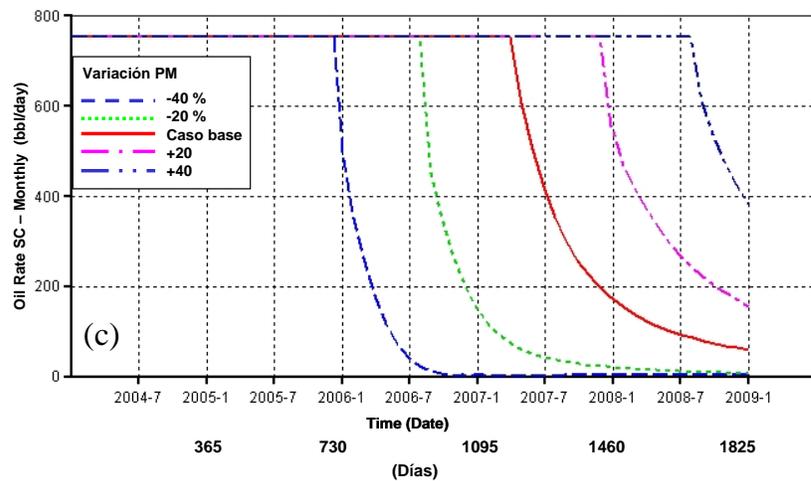
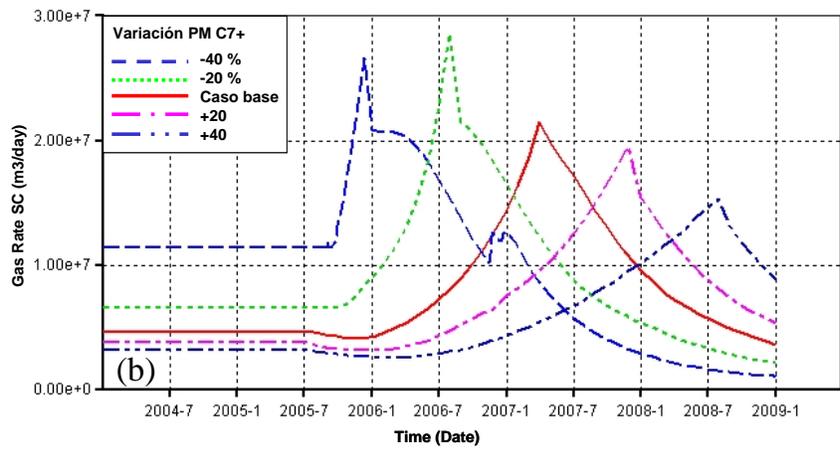
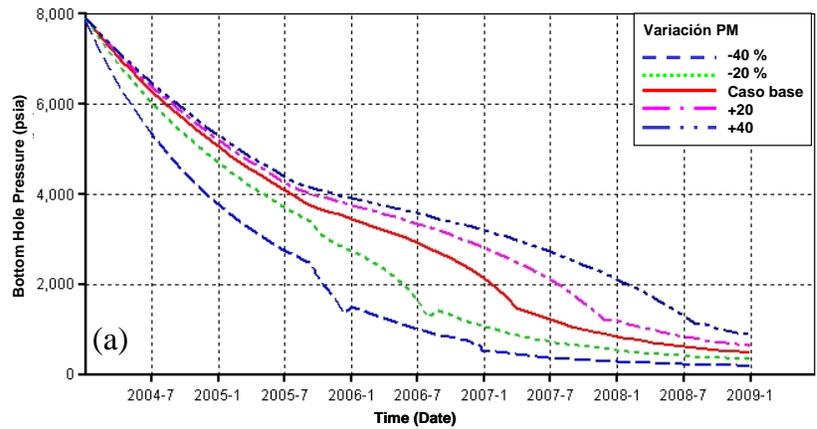
**Figuras 45. (a) Presión de fondo, (b) Tasa de producción de gas, (c) Tasa de producción de petróleo versus tiempo de producción en función del Peso Molecular para el Fluido 2**



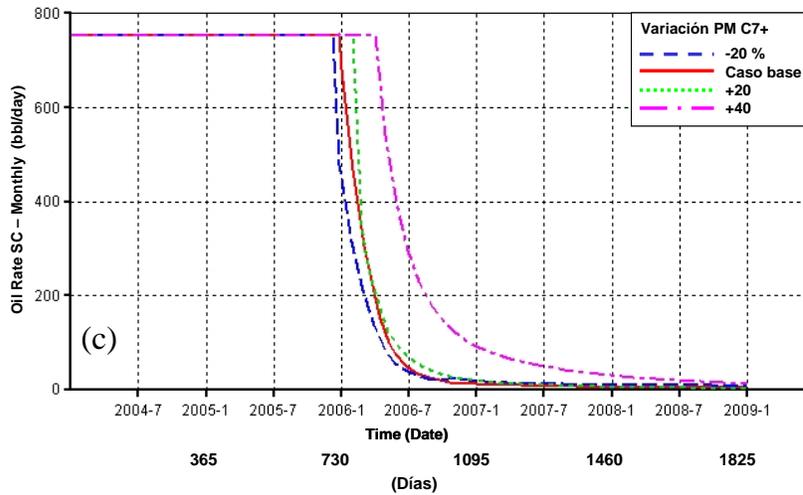
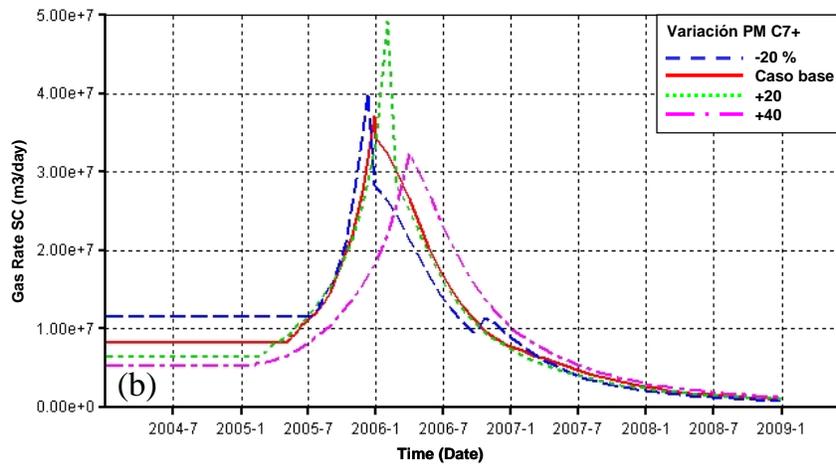
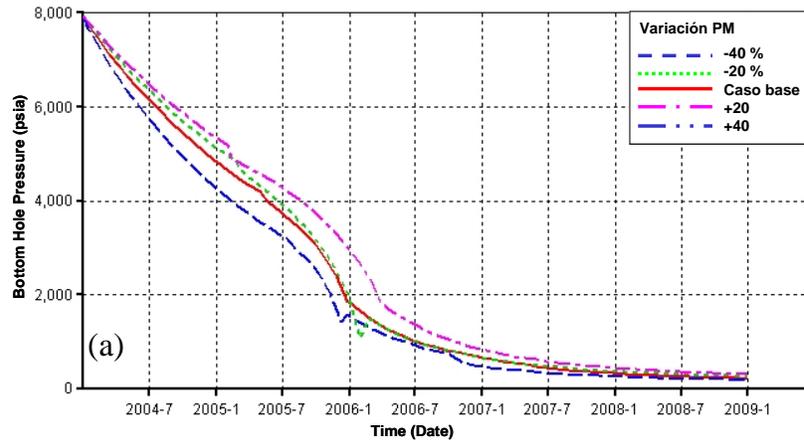
Figuras 46. (a) Presión de fondo, (b) Tasa de producción de gas, (c) Tasa de producción de petróleo versus tiempo de producción en función del Peso Molecular para el Fluido 3



Figuras 47. (a) Presión de fondo, (b) Tasa de producción de gas, (c) Tasa de producción de petróleo versus tiempo de producción en función del Peso Molecular para el Fluido 4



**Figuras 48. (a) Presión de fondo, (b) Tasa de producción de gas, (c) Tasa de producción de petróleo versus tiempo de producción en función del Peso Molecular para el Fluido 5**



**Figuras 49. (a) Presión de fondo, (b) Tasa de producción de gas, (c) Tasa de producción de petróleo versus tiempo de producción en función del Peso Molecular para el Fluido 6**

## CAPÍTULO V

---

### CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

#### 5.1 Conclusiones

- Se programó y validó un algoritmo que permite la generación de la distribución de peso molecular de la fracción C7+, teniendo como entrada los parámetros  $\alpha$ ,  $\eta$ , y  $MW_{C7+}$ .
- Se programó y validó un algoritmo que permite la estimación de los parámetros  $\alpha$  y  $\eta$ , teniendo como entrada la distribución de peso molecular experimental generada a partir de la destilación TBP. Este algoritmo presentó ventaja sobre la opción equivalente de WinProp versión 2002, ya que este estima solamente el parámetro  $\alpha$ , mientras que  $\eta$  permanece constante. PVTi versión 2002A no dispone de esta opción.
- Se programó y validó un algoritmo que permite la separación de la fracción C7+ en varias sub fracciones utilizando el método de la función Gamma con cuadratura Gaussiana. Este algoritmo presentó ventaja sobre la opción equivalente en WinProp versión 2002, ya que este divide solamente 3 sub fracciones. PVTi y el algoritmo realizado dividen en un número de 2 a 5 sub fracciones.
- Las sensibilidades realizadas con respecto al parámetro  $\alpha$  mostraron variaciones por encima del 10% en la estimación de la temperatura crítica ( $T_c$ ), presión crítica ( $P_c$ ) y presión de saturación ( $P_{sat}$ ) en los fluidos estudiados.
- Se observó como a medida que el parámetro  $\alpha$  se hace más grande, la presión de saturación ( $P_{sat}$ ) aumenta para el petróleo negro y el petróleo volátil. En el caso del condensado esta disminuyó.

- Se demostró que desviaciones en el peso molecular de la fracción C7+ ( $MW_{C7+}$ ) pueden originar variaciones capaces de alterar la predicción del tipo de fluido, en el caso del gas condensado y el petróleo volátil.
- Para todos los fluidos estudiados el valor de la temperatura crítica ( $T_c$ ) así como del cricondentérmico aumentó con el incremento del peso molecular de la fracción C7+.
- En las estimaciones de producción, se encontró que el parámetro  $\alpha$  impacta la predicción del tiempo en que se alcanza la presión de saturación del yacimiento en un intervalo de tiempo de hasta 3 meses, para los fluidos del tipo petróleo negro.
- En las estimaciones de producción, para los fluidos del tipo petróleo negro se observó como a medida que el peso molecular de la fracción C7+ es menor, el tiempo en el que se alcanza la presión de saturación del yacimiento es mayor.
- A medida que los valores del parámetro  $\alpha$  aumentan la RGP disminuye en el caso del petróleo volátil.
- Para los fluidos del tipo petróleo negro y el petróleo volátil a medida que aumentó el peso molecular de la fracción C7+ ( $MW_{C7+}$ ), los valores de RGP disminuyeron.
- Para los fluidos del tipo petróleo negro y volátil se observó que a medida que el peso molecular se hace mayor el  $B_o$  se hace menor.
- En el caso del petróleo volátil y del gas condensado se observó una disminución del  $B_o$  y el  $B_g$  a medida que aumenta el valor del parámetro  $\alpha$ .

## 5.2 Recomendaciones

- Se recomienda el uso de los algoritmos propuestos para el proceso de caracterización de la fracción C7+.
- Considerando el impacto del parámetro  $\alpha$  sobre la temperatura crítica ( $T_c$ ), presión crítica ( $P_c$ ) y presión de saturación ( $P_{sat}$ ) se recomienda como trabajo a futuro la realización del análisis de propagación de error de estas propiedades a través de las ecuaciones de estado.
- Se recomienda realizar un estudio en mayor detalle de como la incertidumbre asociada a la medición del peso molecular de la fracción C7+ puede impactar las predicciones del comportamiento de fase.
- Tomando en cuenta la relación causa efecto observada entre el parámetro  $\alpha$  y la presión de saturación ( $P_{sat}$ ), en el proceso de ajuste de la ecuación de estado a los datos experimentales se puede manipular este parámetro.

## CAPÍTULO VI

---

### BIBLIOGRAFÍA

Ahmed, T. H. (1989) Hydrocarbon Phase Behavior. Contributions in Petroleum Geology and Engineering. Volume 7. Houston. Gulf Publishing Company. 424 p.

Ahmed, T. H., y McKinney P. (2005) Advanced Reservoir Engineering. Houston Gulf Professional Publishing Elsevier. 407 p.

American Society of Testing Materials. (1984) Annual Book of ASTM Standards. Distillation of Crude Petroleum 15 Theoretical Plate Column. ASTM D 2892.

Behrens, R. y Sandler, S. (1986) The Use of Semicontinuous Description to Model the C<sub>7+</sub> Fraction in Equation of State Calculations. Fifth Symposium on Enhanced Oil Recovery of the Society of Petroleum Engineers and the Department of Energy. Tulsa. April 20-23 SPE/DOE 14925.

Barrufet, M. A. (1998) Importance of C<sub>7+</sub> Fraction in Phase Behavior Calculations. Houston. Hart's Petroleum Engineer International. October. 47-53.

Bradley, B., (1992) Petroleum Engineering Handbook. Society of Petroleum Engineers. Richardson Texas. Chapter 37. Solution-Gas-Drive Reservoirs.

Computer Modelling Group Ltd. (2002) Guia Para el Usuario GEM Simulador Avanzado de Composición de Yacimientos. Versión 2002. Calgary.

Edmister, W. (1988) Applied Hydrocarbon Thermodynamics. Compressibility Factors and Equations of State. Second Edition. Volume 2. Houston. Gulf Publishing Company Book Division. 240 p.

Jaubert, J., Avaullee, L., y Souvay J., (2002) A Crude Oil Data Bank Containing More than 5000 PVT and Gas Injection Data. Elsevier Science. Journal of Petroleum Science and Engineering 34 65-107.

Kesler, M., y Lee, B. (1976) Improve Predictions of Enthalpy of Fractions. Hydrocarbon Processing March. Vol. 55. 153-165

Martinez, J. (2001) Polinomios Ortogonales, Cuadratura Gaussiana y Problemas de Valores Medios. Servicio de Publicaciones Universidad de la Rioja. Varona Editores Logroño. España.

McCain, W. D. (1990) The Properties of Petroleum Fluids. Second edition. Tulsa. Penn Well Publishing Company. 548 p.

McCain, W. D. (1994) Heavy Components Control Reservoir Fluid Behavior. Journal Petroleum Technology. September 1994.

Pedersen, K. Thomassen, P. y Fredenslund, A. (1989) Characterization of Gas Condensate Mixtures. Advances in Thermodynamics Volume 1. New York. Taylor & Francis. 137-152.

Shariati, A., Peters, C., y Moshfeghian, M. (2001) Further Evaluation of Shariati-Peters-Moshfeghian C7+ Characterization Method. Fluid Phase Equilibria 179. 23-41.

Whitson, C. H., Anderson, T. y Soreide, I. (1988) C7+ Characterization of Related Equilibrium Fluids Using the Gamma Distribution. Advances in Thermodynamics. New York. Taylor and Francis (1), 35-56

Whitson, C. H., Anderson, T. y Soreide, I. (1990) Application of the Gamma Distribution Model to Molecular Weight and Boiling Point Data for Petroleum Fractions. Chemical Engineering Community Vol. 96. 259-278

Whitson, C. H. (1983) Characterizing Hydrocarbon Plus Fractions. Houston. Society of Petroleum Engineers Journal (August) 683-694.

Whitson, C.H. y Brulé M. (2000) Phase Behavior. Richardson Texas. SPE, Monograph Volume 20 Henry Doherty Series. 233 p.

Whitson, C.H., Fevang, O. y Yang, T. (1999) Gas Condensate PVT- What's Really Important and Why? Optimisation of Gas Condensate Fields. IBC Conference London Jan 28-29

Wauquier, J. (2004) El Refino del Petróleo, Petróleo Crudo Productos Petrolíferos Esquemas de Fabricación, Madrid, Ediciones Díaz de Santos, S.A. 462 P.

Zuo, J., y Zhang D. (2000) Plus Fraction Characterization and PVT Data Regression for Reservoirs Fluids Near Critical Conditions. SPE Asia Pacific Oil and Gas Conference. Australia. October SPE 64520.

Zurita, R. y McCain, W. Jr. (2002) An Efficient Tuning Strategy to Calibrate Cubic EOS for Compositional Simulation. SPE Annual Technical Conference and Exhibition. Texas. Paper 77382.

[ANEXO A]

---

**FLUIDOS UTILIZADOS**

## Fluido 1 Petróleo Negro

Tabla A.1. Composición del fluido 1

Componente	% Molar	MW	Densidad
		g/mol	Kg/m <sup>3</sup>
H2S	0,00	34,08	499,5
N2	0,20	28,02	469,5
CO2	1,34	44,01	499,5
C1	23,64	16,04	329,7
C2	8,56	30,07	449,6
C3	6,68	44,09	507,2
iC4	1,25	58,12	560,7
nC4	4,05	58,12	583,8
iC5	1,78	72,15	626,8
nC5	2,67	72,15	629,5
C6	4,03	86,00	667,5
C7	4,57	96,00	712,0
C8	4,28	108,00	736,4
C9	3,88	122,00	756,6
C10	2,93	136,00	775,3
C11	3,15	145,00	790,9
C12	3,19	157,00	797,6
C13	3,05	175,00	814,0
C14	1,16	198,00	832,6
C15	1,98	213,00	837,6
C16	1,72	225,00	842,4
C17	1,60	237,00	846,4
C18	1,16	248,00	853,6
C19	1,10	280,00	861,1
C20+	12,03	530,00	949,3

Temperatura de yacimiento: 210 °F

Tipo de fluido: Petróleo Negro

### Propiedades Globales:

MW	136,5
Pc (psia)	1333
Tc (°F)	1034
Psat (psia)	1177

### Propiedades C7+

MW <sub>C7+</sub> :	254,44
SG <sub>C7+</sub> :	0,8279
% C7+:	45,8

- Los cortes C6 hasta C20+ fueron separados mediante la destilación TBP (ASTM D-2892, 1984) y luego a cada corte le fue medido el peso molecular y la densidad. Para las propiedades críticas se utilizaron las correlaciones de Kesler-Lee.
- Los cálculos de comportamiento de fases se realizaron utilizando la ecuación de estado de Peng-Robinson de tres parámetros.

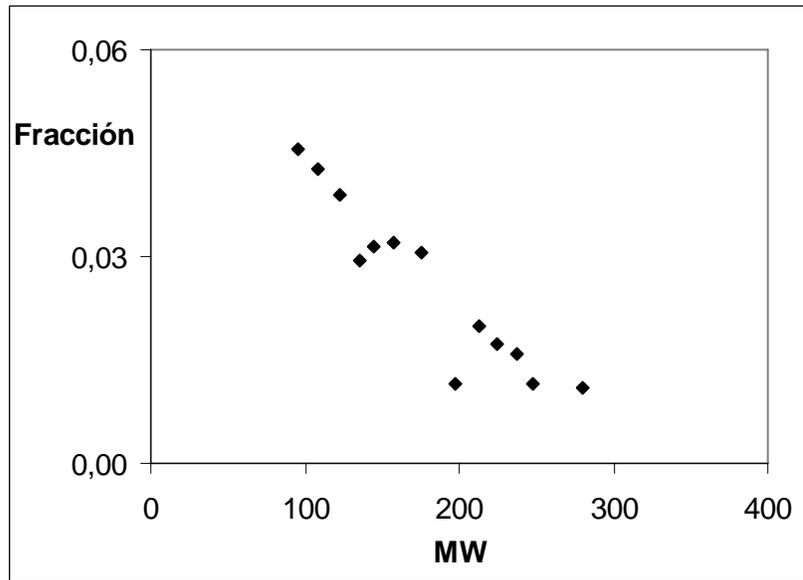


Figura 1 A. Distribución de peso molecular de la fracción C7+ del Fluido 1

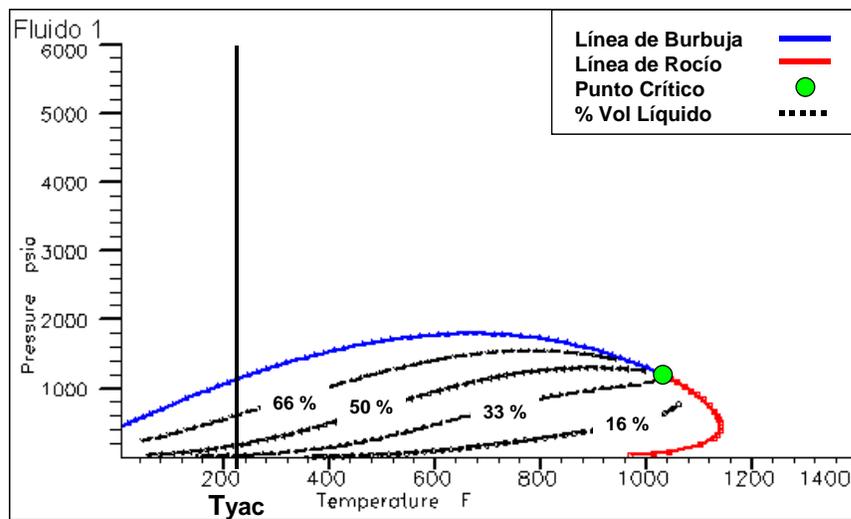


Figura 2 A. Diagrama de fases del Fluido 1

## Fluido 2 Petróleo Negro

Tabla A.2. Composición del fluido 2

Componente	% Molar	MW	Densidad
		g/mol	Kg/m <sup>3</sup>
H2S	0,00	34,08	499,5
N2	0,20	28,02	469,5
CO2	1,34	44,01	499,5
C1	23,64	16,04	329,7
C2	8,56	30,07	449,6
C3	6,68	44,09	507,2
iC4	1,25	58,12	560,7
nC4	4,05	58,12	583,8
iC5	1,78	72,15	626,8
nC5	2,67	72,15	629,5
C6	4,03	86,00	667,5
C7	4,311	92,6	712,0
C8	4,133	108,9	736,4
C9	3,051	120,1	756,6
C10	2,033	137,9	775,3
C11	2,635	149	790,9
C12	2,285	163	797,6
C13	2,364	177	814,0
C14	2,038	191	832,6
C15	1,752	205	837,6
C16	1,589	219	842,4
C17	1,492	234	846,4
C18	1,263	248	853,6
C19	0,812	263	861,1
C20+	12,962	450	949,3

Temperatura de yacimiento: 239  F

Tipo de fluido: Petróleo Negro

### Propiedades Globales:

MW	62,52
Pc(psia)	3353
Tc (�F)	671,7
Psat.(psia)	3705

### Propiedades C7+

MW <sub>C7+</sub> :	200,50
SG <sub>C7+</sub> :	0,8111
% C7+:	21,27

- Los cortes C6 hasta C20+ fueron separados mediante la destilación TBP (ASTM D-2892, 1984) y luego a cada corte le fue medido el peso molecular y la densidad. Para las propiedades críticas se utilizaron las correlaciones de Kesler-Lee.
- Los cálculos de comportamiento de fases se realizaron utilizando la ecuación de estado de Peng-Robinson de tres parámetros.

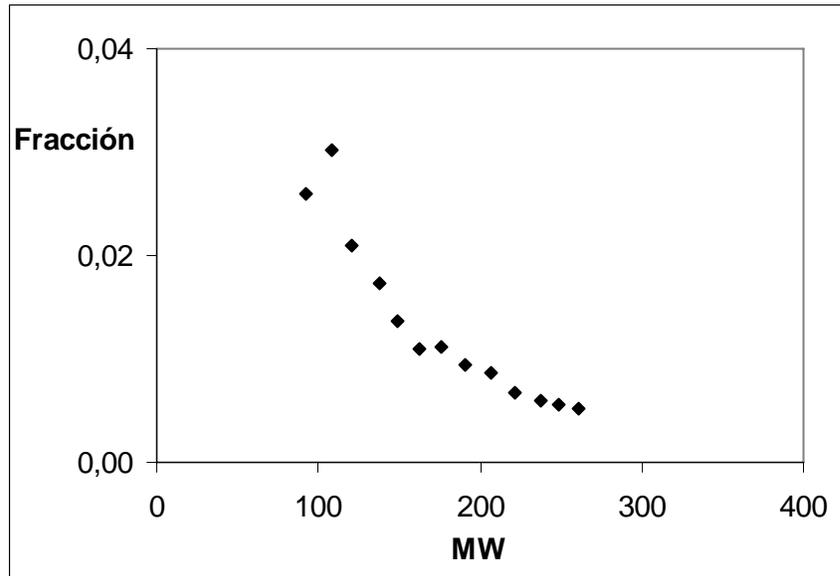


Figura 3 A. Distribución de peso molecular de la fracción C7+ del Fluido 2

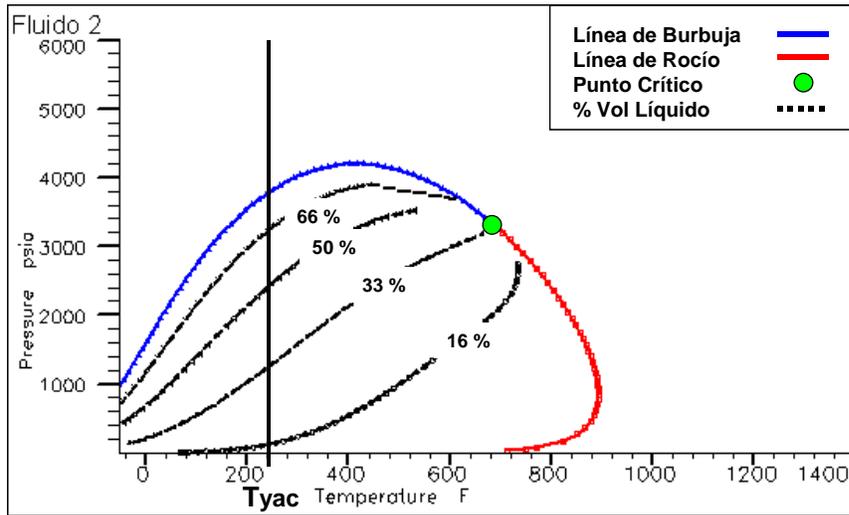


Figura 4 A. Diagrama de fases del Fluido 2

### Fluido 3 Petróleo Negro

Tabla A.3. Composición del fluido 3

Componente	% Molar	MW	Densidad
		g/mol	Kg/m <sup>3</sup>
H2S	0,000	34,08	499,5
N2	0,360	28,02	469,5
CO2	3,840	44,01	499,5
C1	44,110	16,04	329,7
C2	7,470	30,07	449,6
C3	5,710	44,09	507,2
iC4	1,270	58,12	560,7
nC4	2,820	58,12	583,8
iC5	1,230	72,15	626,8
nC5	1,300	72,15	629,5
C6	1,960	84,82	679,0
C7	2,610	93,84	698,1
C8	2,890	106,65	752,3
C9	2,360	119,98	751,3
C10	1,990	134,56	776,4
C11	1,560	145,64	800,8
C12	1,330	158,46	812,0
C13	1,400	171,19	821,2
C14	1,100	185,97	829,5
C15	1,020	197,39	838,2
C16	0,800	208,10	846,2
C17	0,660	221,56	852,6
C18	0,560	238,99	858,6
C19	0,450	251,81	865,1
C20	0,320	263,91	872,3
C21+	10,880	502,00	876,0

Temperatura de yacimiento: 277 °F

Tipo de fluido: Petróleo Negro

#### Propiedades Globales:

MW	102,43
Pc (psia)	1847
Tc (°F)	1018
Psat.(psia)	2714

#### Propiedades C7+

MW <sub>C7+</sub> :	277,10
SG <sub>C7+</sub> :	0,8119
% C7+:	29,93

- Los cortes C6 hasta C20+ fueron separados mediante la destilación TBP (ASTM D-2892, 1984) y luego a cada corte le fue medido el peso molecular y la densidad. Para las propiedades críticas se utilizaron las correlaciones de Kesler-Lee.
- Los cálculos de comportamiento de fases se realizaron utilizando la ecuación de estado de Peng-Robinson de tres parámetros.

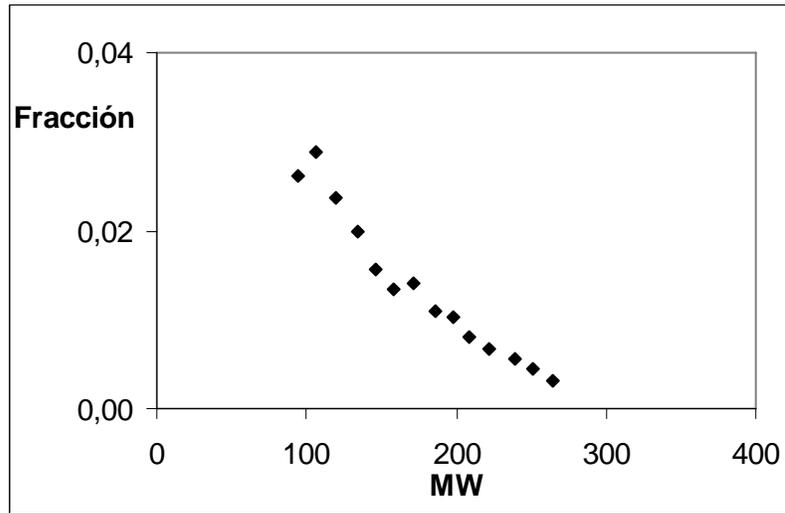


Figura 5 A. Distribución de peso molecular de la fracción C7+ del Fluido 3

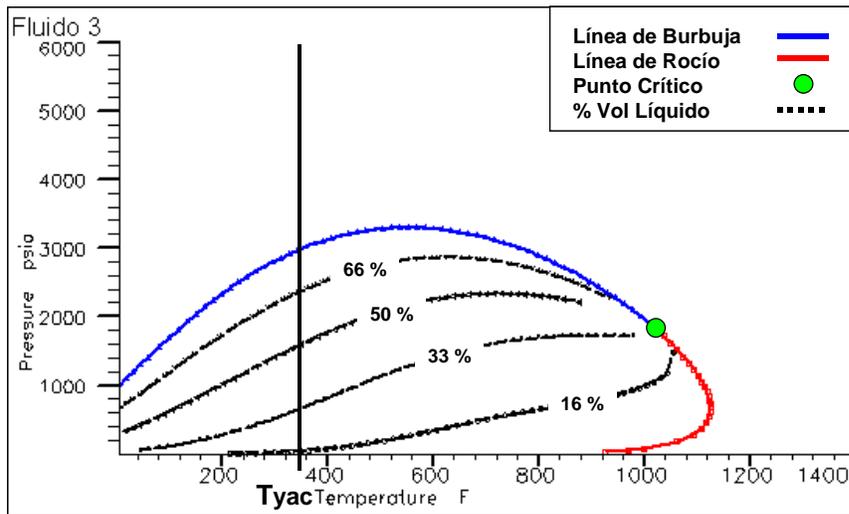


Figura 6 A. Diagrama de fases del Fluido 3

## Fluido 4 Petróleo Negro

Tabla A.4. Composición del fluido 4

Componente	% Molar	MW	Densidad
		g/mol	Kg/m <sup>3</sup>
H2S	0,000	34,08	499,5
N2	0,000	28,02	469,5
CO2	0,000	44,01	499,5
C1	52,000	16,04	329,7
C2	3,810	30,07	449,6
C3	2,370	44,09	507,2
iC4	0,760	58,12	560,7
nC4	0,960	58,12	583,8
iC5	0,690	72,15	626,8
nC5	0,510	72,15	629,5
C6	2,060	86,00	679,4
C7	2,630	99,00	749,0
C8	2,340	110,00	758,0
C9	2,350	121,00	779,0
C10	2,240	132,00	786,0
C11	2,412	145,00	798,0
C12	2,457	158,00	812,0
C13	2,657	172,00	826,0
C14	3,262	186,00	846,0
C15	3,631	203,00	854,0
C16	2,294	222,00	852,0
C17	1,714	238,00	838,0
C18	1,427	252,00	846,0
C19	1,303	266,00	851,0
C20	1,078	279,00	871,0
C21	0,871	290,00	878,0
C22	0,715	301,00	884,0
C23	0,575	315,00	889,0
C24	0,481	329,00	893,0
C25	0,394	343,00	897,0
C26	0,335	357,00	900,0
C27	0,280	371,00	903,0
C28	0,250	385,00	906,0
C29	0,232	399,00	908,0
C30	0,195	413,00	910,0
C31	0,170	427,00	912,0
C32	0,156	441,00	914,0
C33	0,143	455,00	916,0
C34	0,13	469,00	917,0
C35+	0,118	483,00	918,0

Temperatura de yacimiento: 201 °F

Tipo de fluido: Petróleo Negro

### Propiedades Globales:

MW	87,37
Pc (psia)	1935
Tc (°F)	772
Psat.(psia)	3004

### Propiedades C7+

MW <sub>C7+</sub> :	198,71
SG <sub>C7+</sub> :	0,8721
% C7+:	36,59

- Los cortes C6 hasta C20+ fueron separados mediante la destilación TBP (ASTM D-2892, 1984) y luego a cada corte le fue medido el peso molecular y la densidad. Para las propiedades críticas se utilizaron las correlaciones de Kesler-Lee.
- Los cálculos de comportamiento de fases se realizaron utilizando la ecuación de estado de Peng-Robinson de tres parámetros.

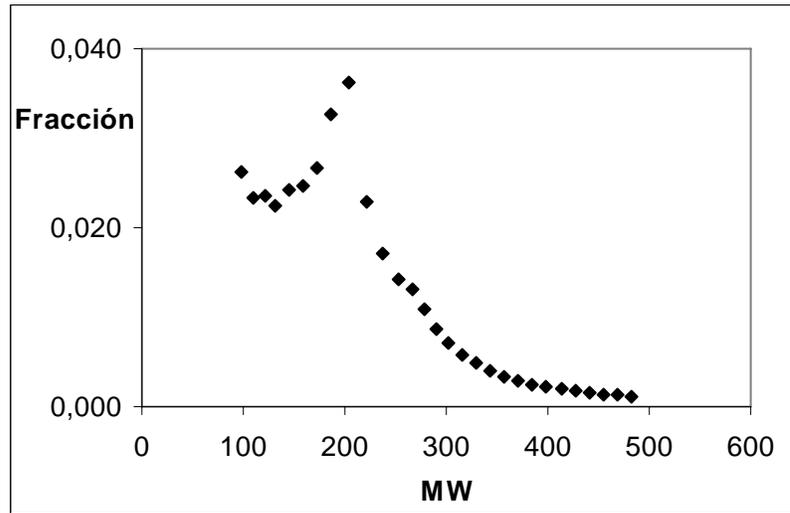


Figura 7 A. Distribución de peso molecular de la fracción C7+ del Fluido 4

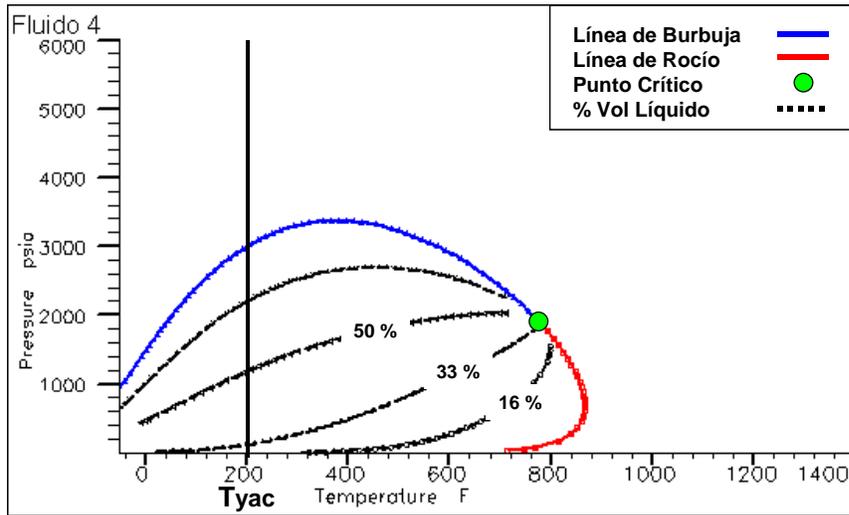


Figura 8 A. Diagrama de fases del Fluido 4

## Fluido 5 Petróleo Volátil

Tabla A.5. Composición del fluido 5

Componente	% Molar	MW	Densidad
		g/mol	Kg/m <sup>3</sup>
H2S	0,000	34,08	499,5
N2	0,130	28,02	469,5
CO2	0,180	44,01	499,5
C1	61,921	16,04	329,7
C2	14,080	30,07	449,6
C3	8,350	44,09	507,2
iC4	0,970	58,12	560,7
nC4	3,410	58,12	583,8
iC5	0,840	72,15	626,8
nC5	1,480	72,15	629,5
C6	1,790	86,00	679,4
C7	0,819	96,00	751,0
C8	0,721	109,00	760,0
C9	0,633	123,00	781,0
C10	0,560	136,00	788,0
C11	0,579	149,00	800,0
C12	0,468	161,00	814,0
C13	0,388	178,00	830,0
C14	0,359	190,00	850,0
C15	0,282	201,00	859,0
C16	0,233	218,00	864,0
C17	0,206	224,00	870,0
C18	0,195	239,00	875,0
C19	0,171	251,00	881,0
C20	0,157	264,00	890,0
C21	0,132	288,00	894,0
C22	0,113	298,00	900,0
C23	0,107	317,00	903,0
C24	0,094	331,00	912,0
C25	0,079	348,00	916,0
C26+	0,556	426,00	918,0

Temperatura de yacimiento: 187 °F

Tipo de fluido: Petróleo Volátil

### Propiedades Globales:

MW	36,67
Pc (psia)	4368
Tc (°F)	262
Psat.(psia)	4044

### Propiedades C7+

MW <sub>C7+</sub> :	189,10
SG <sub>C7+</sub> :	0,8229
% C7+:	6,50

Los cortes C6 hasta C20+ fueron separados mediante la destilación TBP (ASTM D-2892, 1984) y luego a cada corte le fue medido el peso molecular y la densidad. Para las propiedades críticas se utilizaron las correlaciones de Kesler-Lee.

- Los cálculos de comportamiento de fases se realizaron utilizando la ecuación de estado de Peng-Robinson de tres parámetros.

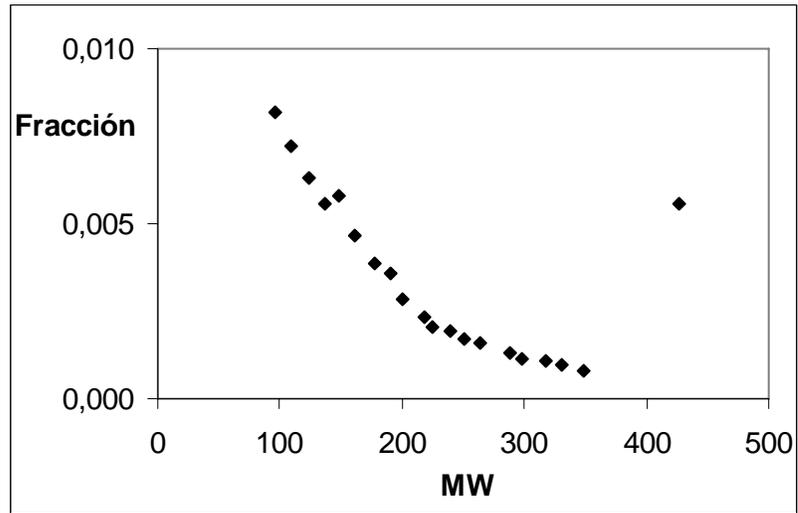


Figura 9 A. Distribución de peso molecular de la fracción C7+ Fluido 5

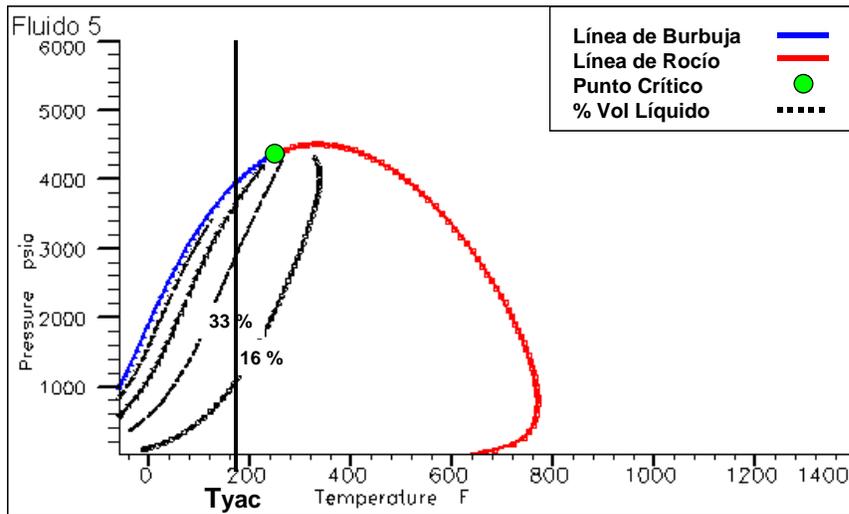


Figura 10 A. Diagrama de fases del Fluido 5

## Fluido 6 Gas Condensado

Tabla A.6. Composición del fluido 6

Componente	% Molar	MW	Densidad
		g/mol	Kg/m <sup>3</sup>
H2S	0,000	34,08	499,5
N2	0,121	28,02	469,5
CO2	0,605	44,01	499,5
C1	74,865	16,04	329,7
C2	6,480	30,07	449,6
C3	4,030	44,09	507,2
iC4	1,611	58,12	560,7
nC4	1,620	58,12	583,8
iC5	2,015	72,15	626,8
nC5	0,839	72,15	629,5
C6	2,510	86,00	679,4
C7	1,103	96,70	751,0
C8	0,873	110,70	760,0
C9	0,692	124,10	781,0
C10	0,548	138,50	788,0
C11	0,434	152,90	800,0
C12	0,344	166,60	814,0
C13	0,272	180,80	830,0
C14	0,215	194,40	850,0
C15	0,171	208,50	859,0
C16	0,135	222,70	864,0
C17	0,107	236,50	870,0
C18	0,085	250,70	875,0
C19	0,067	264,80	881,0
C20+	0,255	332,00	918,0

Temperatura de yacimiento: 203 °F

Tipo de fluido: Gas Condensado

### Propiedades Globales:

MW	30,07
Pc (psia)	3796
Tc (°F)	98
Psat.(psia)	4276

### Propiedades C7+

MW <sub>C7+</sub> :	149,9
SG <sub>C7+</sub> :	0,7968
% C7+:	5,3

- Los cortes C6 hasta C20+ fueron separados mediante la destilación TBP (ASTM D-2892, 1984) y luego a cada corte le fue medido el peso molecular y la densidad. Para las propiedades críticas se utilizaron las correlaciones de Kesler-Lee.
- Los cálculos de comportamiento de fases se realizaron utilizando la ecuación de estado de Peng-Robinson de tres parámetros.

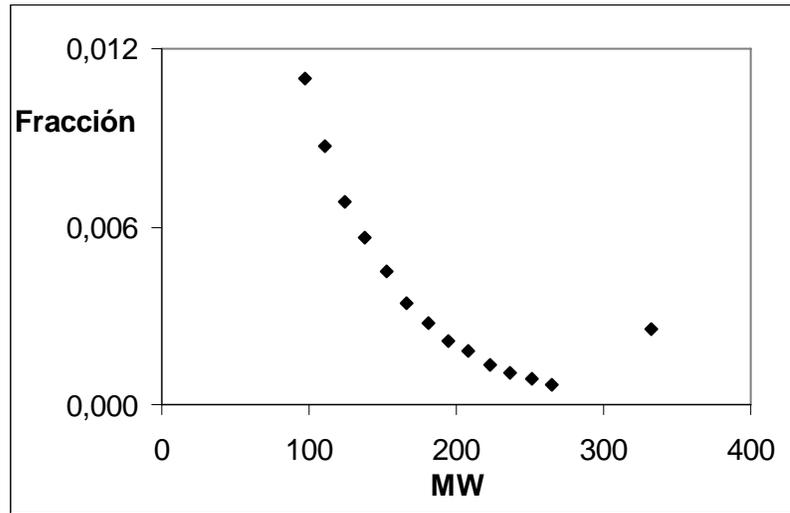


Figura 11 A. Distribución de peso molecular de la fracción C7+ del Fluido 6

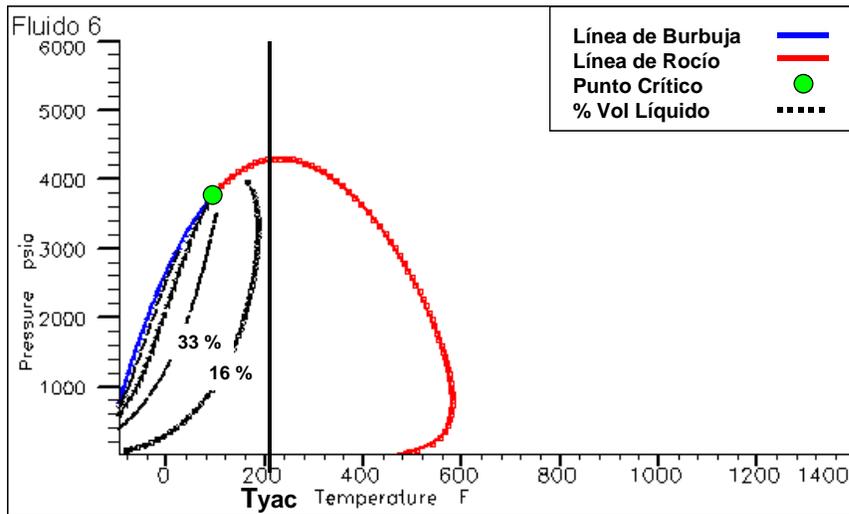


Figura 12 A. Diagrama de fases del Fluido 6

[ANEXO B]

---

**MÉTODO DE INTEGRACIÓN POR CUADRATURA GAUSSIANA**

### Método de Integración por Cuadratura Gaussiana (Caso Cuadratura de Gauss Laguerre)

El método de integración por cuadratura Gaussiana utiliza formulas de integración directa de orden arbitrario (Martinez, 2001). Este método produce fórmulas de alto grado utilizando puntos distribuidos en el intervalo de integración en forma no uniforme, seleccionando los puntos de manera óptima.

Sea  $dw$  una medida no negativa sobre el intervalo real  $(a, b)$

$$\int_a^b x^k dw(x), \quad k=1,2,3,\dots \quad (\text{B.1})$$

Si se quiere determinar el valor de la integral

$$\int_a^b f(x)dw(x) \quad (\text{B.2})$$

El método consiste en seleccionar los nodos y los coeficientes que minimicen el error de la aproximación:

$$\int_a^b f(x)dw(x) \approx w_1 f(x_1) + w_2 f(x_2) + \dots + w_N f(x_N) \quad (\text{B.3})$$

Donde la integral de la función  $f$  respecto a la medida ó peso  $dw$  es aproximada por medio de la suma finita que involucra  $N$  valores de  $f_i$  en distintos nodos  $x_i$  adecuadamente seleccionados.

Considerando fórmulas de tipo interpolatorio, en el cual la aproximación se obtiene integrando el polinomio de interpolación, es decir:

$$\int_a^b f(x)dw(x) \approx \int_a^b p(x)dw(x) \quad (\text{B.4})$$

Donde  $p(x)$  es el polinomio de interpolación de Laguerre de  $f(x)$  en  $x_1, x_2, x_3, x_4, \dots, x_N$  en el intervalo  $[0, +\infty)$ .

La función peso tiene la forma:

$$dw(x) = e^{-x} \quad (\text{B.5})$$

Por lo que la aproximación toma la forma:

$$\int_0^{+\infty} f(x)e^{-x} \approx w_1 f(x_1) + w_2 f(x_2) + \dots + w_N f(x_N) \quad (\text{B.6})$$

Esta aproximación también puede ser escrita de la forma:

$$\int_0^{+\infty} f(x)e^{-x} \approx \sum_{i=1}^N w_i f(x_i) \quad (\text{B.7})$$

En el intervalo  $[0, +\infty)$  el polinomio de Laguerre es ortogonal. Los nodos ( $w_i$ ) vienen dados por:

$$w_i = \frac{(n!)^2 x_i}{[L_{n+1}(x_i)]^2} \quad i = 1, 2, \dots, n \quad (\text{B.8})$$

Donde:

$$\begin{aligned} L_0(x) &= 1 \\ L_1(x) &= 1 - x \\ L_{n+1}(x) &= (2n + 1 - x)L_n(x) - n^2 L_{n-1}(x) \\ n &= 1, 2, \dots \end{aligned}$$

Los pesos ( $x_i$ ) vienen dados por:

$$x_i = \frac{j_{0i}^2}{4\left(n + \frac{1}{2}\right)^2} \left( 1 + \frac{-2 + j_{0i}^2}{48\left(n + \frac{1}{2}\right)^2} \right) \quad (\text{B.9})$$

$i=0,1,2,\dots,n-1$

Donde:

$j_0$ : Función de Bessel

Para N desde 2 hasta 5 los valores de los nodos y los pesos se muestran en la tabla B.1:

**Tabla B.1. Nodos y pesos del método de integración por cuadratura Gaussiana para valores de N desde 2 hasta 5.**

N						
2	X <sub>i</sub>	0.05857864	3.41421356			
	W <sub>i</sub>	0.85355339	0.14644661			
3	X <sub>i</sub>	0.41577455	2.29428036	6.28994508		
	W <sub>i</sub>	0.71109300	0.27851773	0.01038925		
4	X <sub>i</sub>	0.32254769	0.35741869	0.03888791	9.39507091	
	W <sub>i</sub>	0.60315410	0.35741869	0.03888791	0.00053929	
5	X <sub>i</sub>	0.26356046	1.41340345	3.59642654	7.08581064	12.6408015
	W <sub>i</sub>	0.52175561	0.39866681	0.07594245	0.00361176	0.00002337

### Aplicación del método de cuadratura Gaussiana a la distribución molar

Tal como se mostró en el Capítulo II, el área bajo la curva  $P(MW)$  desde  $\eta$  hasta  $MW_i$ , puede representar la fracción molar acumulada si se define la integral (Whitson et al., 1988):

$$\int_{\eta}^{\infty} P(MW) dMW = 1 \quad (\text{B.10})$$

Sustituyendo la función continua Gamma de tres parámetros se tiene:

$$\int_{\eta}^{\infty} \frac{(MW - \eta)^{\alpha-1} \exp\left(\frac{-(MW - \eta)}{\beta}\right)}{\beta^{\alpha} \Gamma(\alpha)} dMW = 1 \quad (\text{B.11})$$

Realizando el siguiente cambio de variable:

$$x = \frac{MW - \eta}{\beta} \quad (\text{B.12})$$

Diferenciando ambos lados se tiene:

$$dMW = \beta dx \quad (\text{B.13})$$

Sustituyendo B.12 y B.13 en B.11 se tiene:

$$\int_{\eta}^{\infty} \frac{(\beta x)^{\alpha-1} \exp(-x)}{\beta^{\alpha} \Gamma(\alpha)} \beta dx = 1 \quad (\text{B.14})$$

Simplificando la ecuación queda de la forma:

$$\int_0^{\infty} \frac{x^{\alpha-1} e^{-x}}{\Gamma(\alpha)} dx = 1 \quad (\text{B.15})$$

Recordando la ecuación B.7 se puede decir que  $f(x)$  es:

$$f(x) = \frac{x^{\alpha-1}}{\Gamma(\alpha)} \quad (\text{B.16})$$

De las ecuaciones B.7 y B.15 se puede concluir que:

$$\sum_{i=1}^N w_i f(x_i) = 1 \quad (\text{B.17})$$

Por lo que para cada pseudo componente  $i$  la fracción molar  $z_i$  viene dada por:

$$z_i = w_i f(x_i) \quad (\text{B.18})$$

El peso molecular del pseudo componente  $i$  se obtiene a partir de la ecuación B.12:

$$MW_i = \eta + \beta x_i \quad (\text{B.19})$$