



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA
DE MEXICO

FACULTAD DE INGENIERIA

DIVISION DE INGENIERIA EN CIENCIAS DE LA TIERRA

MANEJO Y ESTABILIZACION DE
CONDENSADOS

T E S I S

QUE PARA OBTENER EL TITULO DE:

INGENIERO PETROLERO

P R E S E N T A N :

FELIPE MIJARES GUERRERO

VICTOR GUERRERO SERRA

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

MEXICO, D. F.

1996

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

22
2ej



Universidad Nacional
Autónoma de México

Dirección General de Bibliotecas de la UNAM

Biblioteca Central



UNAM – Dirección General de Bibliotecas
Tesis Digitales
Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS ©
PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

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

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

TESIS

COMPLETA



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO



FACULTAD DE INGENIERÍA

DIVISIÓN DE INGENIERÍA EN CIENCIAS DE LA TIERRA

MANEJO Y ESTABILIZACIÓN DE CONDENSADOS

POR:

**FELIPE MIJARES GUERRERO
VICTOR GUERRERO SERRA**

DIRECTOR DE TESIS:

ING. JUAN DE LA CRUZ CLAVEL LÓPEZ

JURADO:

Presidente: Ing. Néstor Martínez Romero
Vocal: M. en I. Carlos Balderas Joers
Secretario: Ing. Juan de la Cruz Clavel López
Primer Suplente: M. en I. José A. Gómez Cabrera
Segundo Suplente: Ing. Salvador Macías Herrera

MÉXICO, D.F.; CD. UNIVERSITARIA, NOVIEMBRE DE 1996.



UNIVERSIDAD NACIONAL
AUTÓNOMA DE
MÉXICO

FACULTAD DE INGENIERIA
DIRECCION
60-1-074

SR. FELIPE MIJARES GUERRERO

Presente

En atención a su solicitud, me es grato hacer de su conocimiento el tema que propuso el profesor Ing. Juan de la Cruz Clavel López, y que aprobó esta Dirección para que lo desarrolle usted como tesis de su examen profesional de Ingeniero Petrolero:

MANEJO Y ESTABILIZACION DE CONDENSADOS

- I INTRODUCCION**
- II COMPORTAMIENTO Y PROPIEDADES DE LOS CONDENSADOS**
- III COMPORTAMIENTO Y ANALISIS FISICOQUIMICO DEL FLUJO DE GAS Y CONDENSADO EN LA LINEA DE ESCURRIMIENTO DE LOS POZOS**
- IV PROCESOS DE SEPARACION Y ESTABILIZACION DE CRUDO Y CONDENSADO**
- V ALTERNATIVAS TECNICO-ECONOMICAS PARA LA ESTABILIZACION DE CRUDO Y CONDENSADO**
- CONCLUSIONES**
- BIBLIOGRAFIA**

Ruego a usted cumplir con la disposición de la Dirección General de la Administración Escolar en el sentido de que se imprima en lugar visible de cada ejemplar de la tesis el título de ésta.

Asimismo le recuerdo que la Ley de Profesiones estipula que se deberá prestar servicio social durante un tiempo mínimo de seis meses como requisito para sustentar examen profesional.

Atentamente

"POR MI RAZA HABLARA EL ESPIRITU"

Ciudad Universitaria, a 17 de octubre de 1996

EL DIRECTOR

ING. JOSE MANUEL COVARRUBIAS SOLIS

JMCS*RIER*gtg



UNIVERSIDAD NACIONAL
AUTÓNOMA DE
MÉXICO

FACULTAD DE INGENIERIA
DIRECCION
60-1-075

SR. VICTOR GUERRERO SERRA
Presente

En atención a su solicitud, me es grato hacer de su conocimiento el tema que propuso el profesor Ing. Juan de la Cruz Clavel López, y que aprobó esta Dirección para que lo desarrolle usted como tesis de su examen profesional de Ingeniero Petrolero:

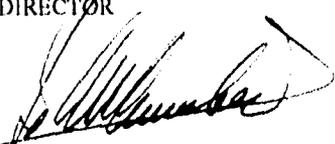
MANEJO Y ESTABILIZACION DE CONDENSADOS

- I INTRODUCCION**
- II COMPORTAMIENTO Y PROPIEDADES DE LOS CONDENSADOS**
- III COMPORTAMIENTO Y ANALISIS FISICOQUIMICO DEL FLUJO DE GAS Y CONDENSADO EN LA LINEA DE ESCURRIMIENTO DE LOS POZOS**
- IV PROCESOS DE SEPARACION Y ESTABILIZACION DE CRUDO Y CONDENSADO**
- V ALTERNATIVAS TECNICO-ECONOMICAS PARA LA ESTABILIZACION DE CRUDO Y CONDENSADO**
- VI CONCLUSIONES**
- VII BIBLIOGRAFIA**

Ruego a usted cumplir con la disposición de la Dirección General de la Administración Escolar en el sentido de que se imprima en lugar visible de cada ejemplar de la tesis el título de ésta.

Asimismo le recuerdo que la Ley de Profesiones estipula que se deberá prestar servicio social durante un tiempo mínimo de seis meses como requisito para sustentar examen profesional.

Atentamente
"POR MI RAZA HABLARA EL ESPIRITU"
Ciudad Universitaria, a 17 de octubre de 1996
EL DIRECTOR


ING. JOSE MANUEL COVARRUBIAS SOLIS

JMCS*REL.R*glg.

AGRADECIMIENTOS

A la Universidad Nacional Autónoma de México en especial a la Facultad de Ingeniería por brindarnos la oportunidad de estudiar esta maravillosa carrera que en un futuro será nuestra forma de vida.

A la Línea de Investigación en Instalaciones Superficiales de Producción del Instituto Mexicano del Petróleo, por todo el apoyo en la realización de este trabajo y de forma especial al Ing. Juan de la Cruz Clavel López por su entusiasmo y dedicación en la dirección de esta Tesis.

Al M. en I José A. Gómez Cabrera y a todo su equipo de colaboradores en la Gerencia de Enlace Comercial de PEMEX Exploración y Producción, quienes con sus sugerencias y comentarios ayudaron al enriquecimiento de este trabajo

A MIS PADRES:

Enedina Serra y Refugio Guerrero, por su enseñanza de los valores en la vida, así como el apoyo incondicional para realizarme como persona profesional, y sabiendo que cada obstáculo superado por sus hijos es un triunfo para ustedes. Gracias.

A MIS HERMANOS:

Ma. Elena, Francisco y Arturo con quienes he compartido momentos difíciles así como de alegría familiar, pero siempre unidos.

A MIS ABUELOS:

Pedro, Albina, Nicanor y Juana que con sencillez y determinación lograron establecer las bases para formar generaciones de bien. En su memoria.

A FELIPE:

Compañero de carrera y trabajo en la realización de esta tesis. Gracias por la sociedad, ¡suerte!

A mis familiares y amigos.

VICTOR.

A Dios

A mis padres:

Ranulfo y María Dolores de quienes he recibido cariño y apoyo incondicionales, y el deseo en mí de continuar siempre hacia adelante.

A mis hermanos:

Roberto, Amada y Gabriela que más que eso, hemos llegado a ser excelentes amigos.

A Victor:

Con quien tuve el gusto de trabajar en esta enorme tarea que finalmente se concluye con esta Tesis.

A Martha :

Que con su apoyo y cariño me han alentado siempre.

A mis compañeros y amigos

FELIPE

MANEJO Y ESTABILIZACIÓN DE CONDENSADOS

CONTENIDO

INTRODUCCIÓN	1
1 COMPORTAMIENTO Y PROPIEDADES DE LOS CONDENSADOS.	4
1.1 PROPIEDADES FÍSICAS.	5
1.1.1 Conceptos básicos.	10
1.2 CONDICIONES BAJO LAS CUALES SE PRESENTAN LOS CONDENSADOS EN LA SUPERFICIE.	16
1.2.1 Variación de temperatura manteniendo la presión.	16
1.2.2 Variación de presión manteniendo la temperatura.	17
1.3 IMPORTANCIA DE LOS CONDENSADOS.	18
2. COMPORTAMIENTO Y ANÁLISIS FÍSICOQUÍMICO DEL FLUJO DE GAS Y CONDENSADO EN LA LÍNEA DE ESCURRIMIENTO DE LOS POZOS.	22
2.1 YACIMIENTOS DE GAS Y CONDENSADO.	23
2.1.1 Diagrama de fases.	23
2.2 COMPOSICIÓN Y CARACTERÍSTICAS DE UN YACIMIENTO DE GAS Y CONDENSADO.	24
2.3 EQUILIBRIO VAPOR - LÍQUIDO.	27
2.4 DESCRIPCIÓN Y ANÁLISIS DEL COMPORTAMIENTO DE FASES Y DE TRANSPORTE DE LA PRODUCCIÓN DEL POZO A LA ESTACIÓN DE RECOLECCIÓN.	31
2.4.1 Flujo multifásico en tuberías horizontales.	31
2.4.2 Colgamiento del líquido.	32
2.4.3 Colgamiento sin resbalamiento.	33
2.4.4 Factor de fricción.	33
2.4.5 Densidad y velocidad de la mezcla.	37
2.4.6 Análisis del comportamiento de fases y de transporte de la producción.	38
2.5 HIDRATOS DE GAS.	47
2.5.1 Condiciones para la formación de hidratos.	48
3. PROCESOS DE SEPARACIÓN Y ESTABILIZACIÓN DEL CRUDO Y CONDENSADO.	52
3.1 SEPARACIÓN GAS - LÍQUIDO.	54
3.2 ETAPA DE SEPARACIÓN.	54
3.3 ESTABILIZACIÓN DE CONDENSADOS.	57
3.3.1 Presión de vapor.	57
3.3.2 Metodología para la obtención de la PVR.	59

4.	ALTERNATIVAS TÉCNICO - ECONOMICAS PARA LA ESTABILIZACIÓN DE CRUDO Y CONDENSADO.	64
4.1	SEPARACIÓN MULTITETAPA CON ESTABILIZACIÓN ELEVADA (CASO BASE).	66
4.1.1	Manejo de la producción.	66
4.1.2	Análisis económico del caso base.	75
4.1.3	Comportamiento económico del caso base.	80
4.2	ESTABILIZACIÓN ELEVADA CON PRESIÓN DE VACÍO Y TORRE FRACCIONADORA (ALTERNATIVA 1).	82
4.2.1	Manejo de la producción.	83
4.2.2	Manejo por separado de las corrientes de aceite, gas y condensado(alternativa 1.A.).	89
4.2.2.1	Análisis económico de la alternativa 1.A.	97
4.2.2.2	Comportamiento económico de la alternativa 1.A.	102
4.2.3	Incorporación de condensados a la corriente de crudo (alternativa 1.B.).	105
4.2.3.1	Análisis económico de la alternativa 1.B.	113
4.2.3.2	Comportamiento económico de la alternativa 1.B.	117
4.3	ESTABILIZACIÓN ELEVADA CON INCREMENTO DE TEMPERATURA Y TORRE FRACCIONADORA (ALTERNATIVA 2).	120
4.3.1	Manejo de la producción.	121
4.3.2	Manejo por separado de las corrientes de aceite, gas y condensado(alternativa 2.A.).	122
4.3.2.1	Análisis económico de la alternativa 2.A.	128
4.3.2.2	Comportamiento económico de la alternativa 2.A.	133
4.3.3	Incorporación de condensados a la corriente de crudo (alternativa 2.B.).	135
4.3.3.1	Análisis económico de la alternativa 2.B.	141
4.3.3.2	Comportamiento económico de la alternativa 2.B.	146
4.4	COMPARACIÓN Y EVALUACIÓN DE LAS ALTERNATIVAS PARA EL MANEJO Y ESTABILIZACIÓN DE LOS CONDENSADOS .	148
5.	CONCLUSIONES.	150
	NOMENCLATURA.	153
	BIBLIOGRAFÍA	154

INTRODUCCIÓN

En la actualidad la economía mexicana continua manteniendo una dependencia considerable de las exportaciones petroleras, de tal forma que se han buscado otras alternativas (no petroleras) para beneficio de la economía nacional.

Ante tal compromiso la Industria Petrolera requiere de la tecnología de punta para el manejo de sus productos, considerando no solo el aspecto monetario sino cuidando también otros aspectos como son: el ambiental y la seguridad en sus instalaciones; combinar estos aspectos requiere del estudio de nuevas formas para el tratamiento y manejo de los hidrocarburos, ya que actualmente se cotizan por debajo de su valor real.

El presente trabajo tiene como objetivo, estudiar dos métodos considerados en la práctica como eficientes en la estabilización de crudo y condensado, cumpliendo con el aspecto técnico y protección del medio ambiente, lo cual se constata con la nula emanación de vapores en el tanque, de almacenamiento según la simulación realizada con el modelo composicional **CMGPROP**.

Para la mejor comprensión de los productos que se pretende manejar y estabilizar es necesario definir y entender algunas propiedades y conceptos básicos definidos en el Capítulo 1.

Debido a que los condensados referidos son obtenidos en la superficie se hizo necesario estudiar en el Capítulo 2 el comportamiento que tienen éstos a lo largo de la línea de escurrimiento desde los pozos a la estación de recolección. Por medio de la simulación se logró caracterizar la composición específica para cinco pozos piloto que se sabe son productores de un yacimiento de gas y condensado, con esta composición se obtuvo una gráfica de presión - temperatura e interpretó el comportamiento que presentan al variar dichos parámetros.

En el Capítulo 3 se definen métodos específicos para la estabilización, cuidando un parámetro muy importante como lo es la Presión de Vapor (PV), para lo cual se utilizó el método empleado en el campo según el estándar ASTM D-323, conocido como Método de Presión de Vapor Reid (PVR).

El Capítulo 4 presenta cuatro alternativas que al igual por simulación composicional se logró una óptima estabilización, cuidando el aspecto ecológico,

incrementando la producción de crudo y evitando riesgos en las instalaciones además de garantizar las especificaciones del contrato de compra - venta. Se presenta su análisis económico para cada alternativa con un horizonte de proyecto a 10 años.

CAPITULO 1

COMPORTAMIENTO Y PROPIEDADES DE LOS CONDENSADOS

Los condensados son líquidos obtenidos de la producción de yacimientos de gas húmedo y/o gas y condensado. Estos se diferencian del aceite crudo por tener hidrocarburos que se encuentran en el rango de componentes ligeros y gasolinas.⁽¹⁾

Para comprender el fenómeno físico de condensación es necesario hacer una breve exposición sobre la teoría de la Termodinámica Molecular de una sustancia.

Las moléculas de una sustancia en estado gaseoso presentan dos tendencias opuestas: una es la energía cinética que posee cada molécula y que tiende a separarlas una de otra, la segunda son las fuerzas de atracción entre éstas que tienden a reunir las.

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

Cuando la energía de atracción de una molécula sobre otra excede a su energía cinética, las moléculas forman un denso conglomerado (líquido).

* Referencias al final

Para la mejor comprensión de este trabajo se hace necesaria una explicación de algunos conceptos básicos y propiedades físicas relacionados con el comportamiento de los condensados.

1.1 PROPIEDADES FÍSICAS.

DENSIDAD RELATIVA.⁽²⁾ La densidad relativa de un líquido es la relación de la densidad de condensado a 60 °F entre la densidad del agua pura.

$$\gamma_c = \frac{\rho_c}{\rho_{\text{agua}}} \quad (1.1)$$

La densidad expresada en grados API es relacionada con la densidad relativa por la siguiente ecuación:

$$\text{API} = \frac{141.5}{\gamma_c} - 131.5 \quad (1.2)$$

La densidad relativa de un gas es la relación de la densidad del gas entre la densidad del aire a condiciones estándar de presión y temperatura ($p = 14.7 \text{ lb/pg}^2$ y $T = 60 \text{ °F}$).

$$\gamma_g = \frac{\rho_g}{\rho_{\text{aire}}} \quad (1.3)$$

Esto puede ser relacionado con el peso molecular por la siguiente ecuación:

$$\gamma_g = \frac{\text{PM}_g}{\text{PM}_{\text{aire}}} \quad (1.4)$$

donde $\text{PM}_{\text{aire}} = 28.97 \text{ lb/lb-mol}$.

En la mayoría de los cálculos la densidad relativa del gas es siempre referida en términos de presión y temperatura a condiciones estándar, y por tanto se obtiene con la ecuación (1.4) una vez que el peso molecular se conoce. La densidad de un gas a cualquier condición de presión y temperatura puede ser determinada recordando que la densidad del aire es de 0.0764 lb/pie³.

La densidad del gas es obtenida de la siguiente forma:

$$\rho_g = 2.70 \frac{\gamma_g p}{TZ} \quad (1.5)$$

sustituyendo (1.4) en (1.5):

$$\rho_g = 0.093 \frac{(PM) p}{TZ} \quad (1.6)$$

COMPRESIBILIDAD Y EXPANSIÓN TÉRMICA.⁽³⁾ La compresibilidad (C), es una indicación del cambio en volumen (o densidad) que sufre una sustancia, como consecuencia de un cambio de presión mientras la temperatura se mantiene constante. Por definición es:

$$C = -\frac{1}{V} \left(\frac{\partial V}{\partial p} \right)_T = \frac{1}{\rho} \left(\frac{\partial \rho}{\partial p} \right)_T \quad (1.7)$$

La compresibilidad es una constante para una sustancia particular en rangos de presión adecuadamente amplios. El valor de C es diferente para cada sustancia y para las fases líquida y sólida de la misma sustancia.

La ecuación (1.7) se puede escribir de la forma:

$$V_2 = V_1(1 - Cdp) \quad (1.8)$$

En la ecuación (1.8), se puede observar claramente que el volumen de un sólido o líquido disminuye linealmente con la presión.

La expansión térmica (e), es una indicación del cambio en volumen (o densidad) que sufre una sustancia, como consecuencia de un cambio de temperatura, mientras la presión se mantiene constante. Por definición es:

$$e = \frac{1}{V} \left(\frac{\partial V}{\partial T} \right)_p = -\frac{1}{\rho} \left(\frac{\partial \rho}{\partial T} \right)_p \quad (1.9)$$

La expansión térmica es aproximadamente la misma para todos los gases, mientras que para cada líquido o sólido tiene su propio valor. Cualquier sustancia particular tiene valores diferentes de e en la fase líquida y en la sólida.

La ecuación (1.9) se puede escribir de la forma:

$$V_2 = V_1(1 - edp) \quad (1.10)$$

En la ecuación (1.10), se puede observar claramente que el volumen de un sólido o líquido disminuye linealmente con la presión.

VISCOSIDAD.⁽⁴⁾ Es la propiedad de un fluido que indica la resistencia al flujo. Esta es una propiedad dinámica, que puede medirse únicamente cuando el fluido está en movimiento.

Si un esfuerzo de corte es aplicado a cualquier porción de un fluido, este se moverá y un gradiente de valores comenzará a incrementarse, dentro del cual hay una velocidad máxima para el punto donde el esfuerzo es aplicado.

Si el esfuerzo de corte por unidad de área para cualquier punto es dividido por el gradiente de velocidad, la relación obtenida es definida como la viscosidad del medio por tanto puede verse como viscosidad.

La viscosidad es una medición de la fricción interna del fluido la cual tiende a oponerse a cualquier cambio dinámico. En el movimiento del fluido si la fricción entre capas es pequeña (viscosidad baja), una aplicación de la fuerza de corte resultará un gradiente de velocidad. Por tanto la viscosidad se incrementa cuando cada capa del fluido ejerce una gran fricción que obstaculiza el movimiento de las capas adyacentes y reduciendo el gradiente de velocidad.

Desde que la viscosidad es definida como un esfuerzo de corte por unidad de área dividido como un gradiente de velocidad se obtienen las dimensiones de $(\text{fuerza})(\text{tiempo})/(\text{longitud})^2$ o $\text{masa}/(\text{longitud})(\text{tiempo})$. Ambos grupos de dimensiones son usados para la mayoría de trabajos científicos. La viscosidad es expresada en términos de poise, centipoise, micropoise, etc. Un poise (P) denota una viscosidad de $1 \text{ dina seg} / \text{cm}^2$ o $1 \text{ gr-masa} / \text{seg cm}$, y $1.0 \text{ cP} = 0.01\text{P}$. Los siguientes factores de conversión se aplican para las unidades de viscosidad.

$$\begin{aligned} 1 \text{ P} &= 1.000 \times 10^2 \text{ cP} = 1.000 \times 10^6 \mu\text{P} \\ &= 6.72 \times 10^{-2} \text{ lb} \cdot \text{m} / \text{pie} \cdot \text{s} = 242 \text{ lb} \cdot \text{m} / \text{pie} \cdot \text{hr} \\ &= 0.1 \text{ N s} / \text{m}^2 \end{aligned}$$

La viscosidad cinemática es la relación de la viscosidad con la densidad, teniendo la viscosidad en poises y la densidad en gr/cm^3 , la unidad de la viscosidad cinemática es el Stoke, cuyas unidades son cm^2/seg .

En ausencia de cualquier dato de laboratorio, existen correlaciones que relacionan la viscosidad, en función de la temperatura y densidad del aceite.

La siguiente ecuación relaciona la viscosidad, densidad del aceite y la temperatura, la cual fue desarrollada por Beggs y Robinson después de observar 460 sistemas de aceite.⁽⁴⁾

$$\mu = 10^X - 1 \quad (1.11)$$

$$X = Y^{T-1.63}$$

$$Y = 10^Z$$

$$Z = 3.0324 - 0.02023\text{API}$$

El grupo de datos para definir esta relación fue obtenido para aceites en un rango de entre 16 y 58 °API y de 70 a 295 °F.

ENTALPÍA.⁽⁵⁾ Los cambios térmicos a presión constante se expresan más comúnmente mediante la función llamada Entalpía (H), o contenido calorífico de un sistema. Esta función se define por la relación:

$$H = E + pV \quad (1.12)$$

Como E y pV se encuentran totalmente caracterizados por el estado del sistema, H es también una función de estado y es completamente independiente de

la manera que se logra éste. En consecuencia el cambio de entalpía H puede escribirse así:

$$\Delta H = H_2 - H_1 \quad (1.13)$$

Sustituyendo (1.12) en (1.13):

$$\begin{aligned} \Delta H &= (E_2 + p_2V_2) - (E_1 + p_1V_1) \\ &= (E_2 - E_1) + (p_2V_2 - p_1V_1) \end{aligned} \quad (1.14)$$

Si p es constante durante el proceso:

$$(\Delta H)_p = \Delta E + p\Delta V \quad (1.15)$$

es decir, el cambio de entalpía a presión constante es igual al incremento de energía interna más cualquier trabajo de presión-volumen realizado.

1.1.1 CONCEPTOS BÁSICOS.

GAS IDEAL.⁽⁵⁾ Se define como un gas cuyo volumen se reduce a la mitad cuando la presión se duplica, y cuya presión aumenta dos veces si manteniendo el volumen constante se duplica su temperatura absoluta. En los gases ideales el volumen ocupado por las moléculas es insignificante en comparación con el volumen total, y esto es válido para todas las presiones y temperaturas; además la atracción intermolecular es mínima bajo cualquier condición.

GAS REAL.⁽⁵⁾ Es el gas cuyo volumen se reduce la mitad, cuando la presión es menor de dos veces la presión inicial, es decir, el gas real es más compresible que el gas ideal, debido a que los gases reales presentan dos tendencias:

- a) Las moléculas se apartan entre sí por su constante movimiento cinético.

- b) Las moléculas se atraen por fuerzas eléctricas existentes entre ellas, sin embargo a presiones bajas las moléculas están distantes, y por tanto las fuerzas atractivas son insignificantes.

Por otra parte a presiones muy altas, los gases pasan de un estado super compresible a uno en que la compresión es más difícil que si se tratara de gases ideales.

Al valor numérico que representa una medida de la desviación del comportamiento ideal del gas se le denomina factor de compresibilidad (Z).

ENERGÍA.⁽⁶⁾ La energía es la habilidad o capacidad que tiene un sistema para efectuar cambios en sus propiedades. Como un sistema físico puede llegar a poseer energía en una variedad de formas, entre las que se encuentran:

- Energía Cinética. Energía que posee un cuerpo en virtud de su movimiento.

- Energía Potencial. Energía que posee un cuerpo en virtud de su posición en un campo de fuerzas; por ejemplo una masa en un campo gravitatorio, una partícula cargada en un campo eléctrico.

- Energía Térmica. Energía que posee un cuerpo en virtud de su temperatura.
- Energía Interna. Es aquella que puede cuantificarse y posee una sustancia en virtud de su constitución, por ejemplo un compuesto tiene una energía "química", un núcleo tiene energía "nuclear".

Son diferentes y diversas, sin embargo, están ligadas íntimamente entre sí, que bajo ciertas condiciones se efectúa una conversión de una en otra. Es materia de Termodinámica estudiar tales interrelaciones que tienen lugar en los sistemas, y sus leyes, que son aplicables a todos los fenómenos naturales, se cumplen rigurosamente ya que están basadas en los sistemas macroscópicos, es decir con gran número de moléculas en vez de los microscópicos que comprenden un número reducido de ellas. De tal manera que, la Termodinámica no considera el tiempo de transformación. Su interés se centra en los estados iniciales y final de un sistema sin mostrar ninguna curiosidad con la velocidad con la que se produce tal cambio.

PRIMERA LEY DE LA TERMODINÁMICA.⁽³⁾ La primera Ley de la Termodinámica se formula diciendo que, para una cantidad dada de una forma de energía que desaparece, otra forma aparecerá en una cantidad igual a la cantidad desaparecida, es decir, si se considera el destino de cierta cantidad de calor (Q) agregada al sistema. Esta cantidad da origen a un incremento de la energía interna del sistema ΔE y también efectuará dicho trabajo (W) externo como consecuencia de dicha absorción calorífica, entonces por la primera Ley se tiene:

$$Q = \Delta E + W$$

$$\text{o} \quad \Delta E = Q - W \quad (1.16)$$

La ecuación (1.16) constituye el establecimiento matemático de la primera Ley. Como la energía interna depende únicamente del estado de un sistema, entonces el cambio de la misma ΔE , involucrado en el paso de un estado donde la energía es E_1 a otro donde es E_2 debe estar dada por :

$$\Delta E = E_2 - E_1$$

ΔE depende así únicamente de los estados inicial y final del sistema y de ninguna manera de la forma en que se ha realizado tal cambio.

ECUACIÓN DE ESTADO.⁽⁵⁾ Se la denomina así a cualquier expresión en que intervenga la presión, el volumen específico y la temperatura. No proporciona información sobre otras propiedades termodinámicas diferentes de la presión, el volumen específico y la temperatura. Las ecuaciones de estado son ejemplos típicos de ecuaciones empíricas. Su utilidad en ingeniería aumenta con la simplicidad de su forma, siempre que las desviaciones con respecto a la realidad no sean demasiado altas.

EFFECTO JOULE - THOMPSON.⁽⁵⁾ Un gas ideal no presenta atracción intermolecular, por eso el producto pV es constante a una determinada temperatura a cualquier presión. En consecuencia, cuando un gas se expande bajo condiciones adiabáticas, en el vacío no se cede ni se recibe calor, ni se efectúa ningún trabajo externo de manera que:

$$Q = 0 \quad W = 0 \quad \Delta E = 0$$

Así la energía interna del gas permanece constante, lo mismo que pV , y en consecuencia la temperatura es la misma antes y después de la expansión. La condición adiabática se impone simplemente para impedir cualquier intercambio de energía entre los contornos del sistema y el gas, y así evitar un incremento o decremento de la energía interna por absorción o desprendimiento de calor. Con los gases reales la situación es diferente y fue investigada por Joule - Thompson. Su dispositivo experimental se presenta en la figura (1.1), donde se observa un tubo bien aislado para aproximarse a las condiciones adiabáticas, justo en la mitad un tapón poroso, a fin de permitir el paso de gas de un lado al otro del mismo, el sistema se encuentra a distinta presión p_1 y p_2 ($p_1 > p_2$). Al aplicar la presión sobre el pistón del lado izquierdo muy lentamente de manera que no se altere la presión p_1 , se obliga a que un volumen de gas ΔV_1 traspase el tapón expandiéndose a la presión p_2 y un volumen ΔV_2 lo cual genera el movimiento del pistón de la derecha hacia afuera; mientras se realiza la expansión se hacen lecturas precisas de la temperatura en las dos cámaras, para ver si la expansión fue acompañada por cambios de ésta.

El trabajo hecho por el sistema en el lado izquierdo es $-p_1 \Delta V_1$ y el efectuado en el lado derecho es $p_2 \Delta V_2$, por tanto el trabajo neto hecho por el sistema es:

$$W = p_2 \Delta V_2 - p_1 \Delta V_1 \quad (1.17)$$

Como el proceso se condujo adiabáticamente $Q = 0$ por lo que:

$$\Delta E = E_2 - E_1 = -W$$

$$E_2 - E_1 = (p_2 \Delta V_2 - p_1 \Delta V_1)$$

$$E_2 + p_2 \Delta V_2 = E_1 + p_1 \Delta V_1$$

$$H_2 = H_1$$

$$\Delta H = 0$$

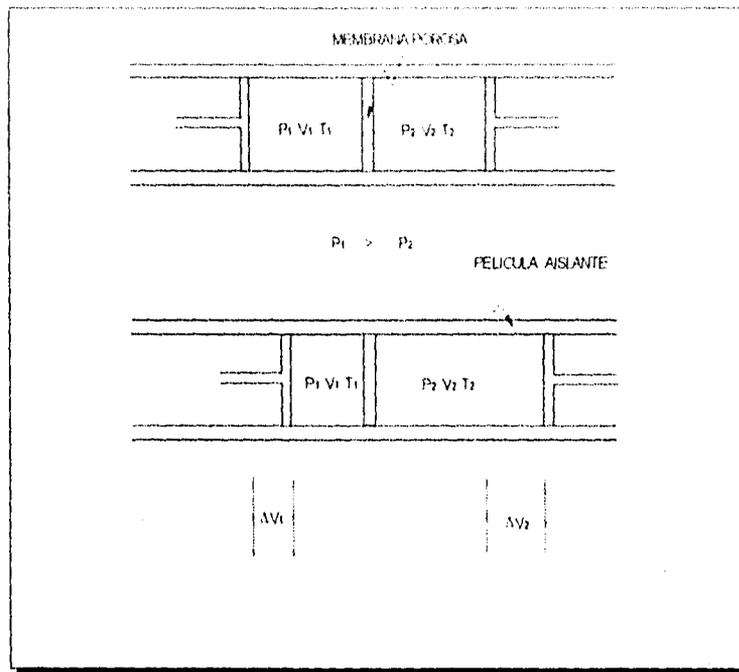


Figura 1.1 Dispositivo experimental de Joule - Thompson

El proceso es por tanto a entalpía constante y se observó un descenso de la temperatura durante la expansión para todos los gases salvo para el Hidrógeno y el Helio, para los cuales la temperatura se incrementó.

Se define el coeficiente Joule - Thompson η por medio de la ecuación:

$$\eta = \left(\frac{\partial T}{\partial p_s} \right)_H \quad (1.18)$$

Puede considerarse como el número de grados que cambia la temperatura por variación de la presión, a entalpía constante. El coeficiente puede ser positivo, negativo o cero según la región de temperatura y la presión de que se trate. Cuando es positivo, significa que el gas se enfría a consecuencia de la expansión. El Helio y el Hidrógeno muestran magnitudes negativas a la temperatura ambiente, es decir se calientan al experimentar una expansión, sin embargo a temperaturas suficientemente bajas el coeficiente cambia de signo.

De la definición del coeficiente Joule - Thompson, se desprende que una técnica que se puede utilizar para el enfriamiento de la corriente de gas es someterlo a un proceso de expansión mediante un estrangulador.

El efecto Joule - Thompson es básico en el funcionamiento de las unidades de separación a baja temperatura (SBT), en este caso se aprovecha la elevada presión en la boca del pozo para provocar la expansión del gas en el SBT, y así disminuir su temperatura.

1.2 CONDICIONES BAJO LAS CUALES SE PRESENTAN LOS CONDENSADOS EN LA SUPERFICIE.

1.2.1 VARIACIÓN DE TEMPERATURA MANTENIENDO LA PRESIÓN.

En cualquier operación en la cual una sustancia es sometida a un cambio de fase por la adición o remoción de calor.⁶⁶ Dicho calor podría ser transferido por una combinación de tres formas; conducción, convección y radiación. El proceso

envuelve un cambio de fase que incluye una transferencia simultánea de masa y de calor.

Dada una mezcla de gas, que se encuentra a presión y temperatura altas por arriba de las condiciones de rocío y si ésta sufre una disminución de temperatura por debajo de la curva de rocío ocasiona la formación de condensados.

Esto origina problemas en el campo ya que para hidrocarburos líquidos base parafina, la causa principal de la depositación de parafinas es el abatimiento de temperatura. Causando problemas de restricciones de flujo en las tuberías de descarga además propicia la formación de hidratos.

1.2.2 VARIACIÓN DE PRESIÓN MANTENIENDO LA TEMPERATURA.

Si una mezcla de gas se encuentra a presión y temperatura altas por arriba de las condiciones de rocío, y ésta sufre una disminución de la presión cruzando la curva de rocío; se obtendrá un porcentaje de condensados de acuerdo a la composición fraccional de la mezcla. Como se presenta más adelante en el capítulo 2 al definir el comportamiento en yacimientos de gas y condensado.

Por otra parte, cuando las condiciones iniciales están por debajo de la curva de rocío con un incremento de presión se logra entrar a la región de dos fases obteniendo la presencia de condensados.

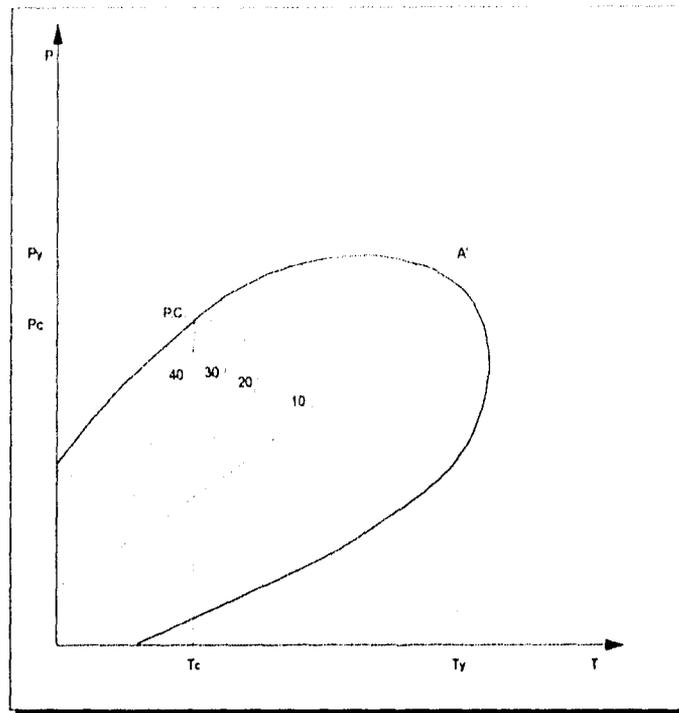


Figura 1.2 Variación de Presión y Temperatura en un yacimiento de gas y condensado

1.3 IMPORTANCIA DE LOS CONDENSADOS.⁽⁷⁾

El petróleo crudo se caracteriza por su peso específico (expresado en grados API) y el contenido de azufre, el procesamiento en refinerías prefiere crudos con bajo contenido de azufre y ligeros (alta graduación API). Se compone de cientos de diferentes compuestos, los cuales a menudo se describen como fracciones con similares propiedades físicas y químicas. Las parafinas son hidrocarburos saturados, ramificados y lineales con cadenas de hasta 60 carbonos; los naftenos o cicloparafinas son aquellos hidrocarburos saturados que por lo menos contienen una estructura cíclica (por ejemplo ciclohexano, decalina).

La segunda clase de petroquímicos básicos que pueden ser derivados del petróleo son las olefinas C₂-C₄, aunque no se encuentra directamente en el petróleo sino que las fracciones líquidas de la destilación del crudo son craqueadas para producir etileno y coproductos, incluyendo propileno, butilenos, butadieno y gasolina de pirólisis (que también es otra fuente sustancial de aromáticos). Las naftas ligeras y el gasoil de la destilación pueden ser usadas para la producción de olefinas por este proceso, se cree que las futuras unidades de olefinas principalmente basarán su operación en alimentaciones pesadas de la destilación pero con la flexibilidad de aceptar líquidos del gas natural.⁽⁷⁾

La producción de fracciones de refinación todavía está dominada por la demanda de gasolinas para motores (18 por ciento de la capacidad de refinación).

Durante las operaciones de refinación también se obtienen directamente grandes volúmenes de olefinas, especialmente de los procesos de cracking catalítico y térmico, aunque las corrientes de C₂ se usan como gases combustibles, el etileno desprendido puede ser recuperado, o bien si las corrientes tiene alto contenido de saturados, se pueden transferir a un craqueador de olefinas para fraccionamiento. A nivel mundial, cerca del 75 % del suministro total del propileno y butileno se produjo de fracciones de petróleo, pero la mayoría de ellos se consumen en la propia refinería mediante la alquilación o polimerización para la producción de combustibles de motores, los butilenos pueden servir como alimentación para producir butadieno o conversión a polibutilenos, secbutanol, metiletilcetona, hules y químicos especiales.⁽⁷⁾

PRODUCTOS DE LOS CONDENSADOS.

Los constituyentes químicos importantes del gas natural son hidrocarburos saturados de bajo peso molecular en el rango de C_1 - C_4 (metano hasta butano) aunque también pueden encontrarse hidrocarburos más pesados y dependiendo de su localización geográfica, su composición varía ampliamente.

El gas natural húmedo con alto contenido de líquidos, generalmente se asocia con campos de petróleo crudo, en tanto que el gas seco se encuentra en pozos de yacimientos de gas. Alguna fracción de los componentes menos volátiles se pueden condensar bajo condiciones ambientales en la cabeza del pozo (ésto es el condensado de campo) pero la mayoría de las fracciones líquidas, especialmente C_2 - C_4 se recuperan mediante técnicas de refrigeración, absorción y criogénicas en plantas de procesamiento de gas (líquidos del gas natural y condensados de planta). Estos líquidos pueden ser usados como combustibles limpios en mercados energéticos o bien como alimentaciones petroquímicas.⁽⁷⁾

Aunque los líquidos del gas natural (los componentes C_2 - C_4 del gas natural) comprenden una pequeña fracción molar del gas no procesado, estos hidrocarburos tradicionalmente han provisionado una fracción sustancial de la alimentación a las plantas de olefinas, casi todo el etano y el propano recuperado y comercializado para la producción de químicos se usa en los craqueadores de etileno, no obstante, el mayor uso para el propano es como combustible líquido limpio. Los butanos para uso químico son aislados principalmente del gas natural, pero las grandes cantidades derivadas de la refinación del petróleo se consumen generalmente en gasolinas y combustibles.

Los líquidos del gas natural van desde un porcentaje molar desde 1 hasta 20 por ciento aunque lo más común está entre 5 y 10 por ciento, el principal químico producido de esta fracción es el etileno, aunque el propileno y el butadieno son importantes coproductos de las plantas de olefinas. La alimentación más eficiente químicamente para producir el etileno es el etano, puesto que es poca la cantidad de coproductos formados, pero cuando se emplean alimentaciones más pesadas (nafta o gasoil) se incrementan los porcentajes producidos de propileno, butadieno y gasolina de pirólisis (fracción altamente aromática). Las relaciones de los productos pueden ser modificadas mediante la severidad del cracking o por medio de mezclas en la alimentación.

CAPITULO 2

COMPORTAMIENTO Y ANÁLISIS FÍSICOQUÍMICO DEL FLUJO DE GAS Y CONDENSADO EN LA LÍNEA DE ESCURRIMIENTO DE LOS POZOS

La importancia de la explotación de yacimientos de hidrocarburos en el país, ha enfrentado a la Ingeniería Petrolera a nuevos conceptos y tecnología de producción que anteriormente eran desconocidos y que en la actualidad se desarrollan a ritmo acelerado.

Al aumentar la profundidad de los yacimientos, éstos se encuentran a condiciones de presión y temperatura más elevadas, que influyen en la relación de sus componentes ligeros y pesados. En términos generales, el contenido de componentes ligeros en el petróleo se incrementa con la temperatura y ésta, a su vez con la profundidad, dando como resultado que los hidrocarburos líquidos encontrados a mayor profundidad sean fluidos de tipo ligero, con grandes volúmenes de gas en solución y que al llevarse a la superficie exhiban un fuerte encogimiento.⁽¹⁾

La producción de un yacimiento en tales condiciones, es el resultado de una serie de cambios termodinámicos que ha sufrido la mezcla original de hidrocarburos, debido a los cambios de presión y temperatura, en su trayectoria desde el seno de la roca almacenadora hasta las estaciones de recolección en la superficie, dando como

resultado que los fluidos en dichas estaciones pueden guardar, poca o ninguna semejanza con los fluidos existentes en el yacimiento del cual provienen

2.1 YACIMIENTOS DE GAS Y CONDENSADO.⁽¹⁾

2.1.1 DIAGRAMA DE FASES.

El comportamiento de una mezcla de hidrocarburos, puede utilizarse para propósitos de clasificación tomando como base su diagrama de comportamiento de fases, el cual en una gráfica temperatura contra presión como la mostrada en la figura (2.1), presenta los siguientes elementos:

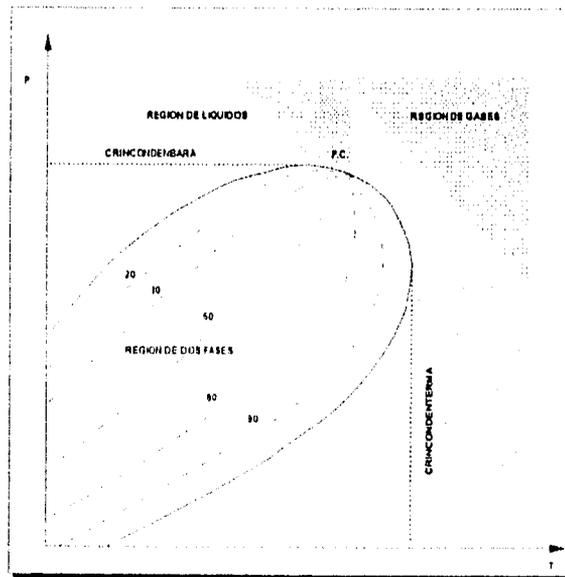


Figura 2.1 Diagrama de fases Presión - Temperatura.

La curva llamada envolvente de fases, que resulta de unir las curvas de puntos de burbuja y los puntos de rocío que exhibe la mezcla a diferentes presiones y temperaturas mismas que se unen en el punto crítico.

La envolvente de fases divide el diagrama en tres regiones

1. Región de fase líquida; está situada fuera de la envolvente de fases a la izquierda de la isoterma crítica.
2. Región de fase gaseosa; se encuentra fuera de la envolvente de fases y a la derecha de la isoterma crítica.
3. Región de dos fases; encerrada por la envolvente de fases en donde se encuentran todas las combinaciones de temperatura y presión en que la mezcla puede permanecer en equilibrio, existiendo dentro de ella las denominadas curvas de calidad que indican el porcentaje del total de hidrocarburos que se encuentran en estado gaseoso; Todas estas curvas inciden en el punto crítico.

Se distinguen además, en el mismo diagrama, la cricondenterma y la cricondenbara, que son la temperatura y presión máxima respectivamente, a las cuales la mezcla de hidrocarburos puede permanecer en dos fases en equilibrio.

Cada mezcla de hidrocarburos de un yacimiento tendrá un diagrama de fases característico el cual permanecerá constante, mientras permanezca constante la porción de componentes debido a la extracción preferencial de fluidos o a la inyección de alguno de ellos.

2.2 COMPOSICIÓN Y CARACTERÍSTICAS DE UN YACIMIENTO DE GAS Y CONDENSADO.

La figura (2.2) corresponde a la envolvente de fases de los fluidos de un yacimiento de gas y condensado,⁽¹⁰⁾ caso que se presenta cuando la temperatura del yacimiento se encuentra entre la temperatura crítica y la cricondenterma de la

mezcla de hidrocarburos. El punto crítico generalmente se localiza a la izquierda de la crincondenbara y las líneas de calidad se cargan predominantemente hacia la curva de puntos de burbuja.

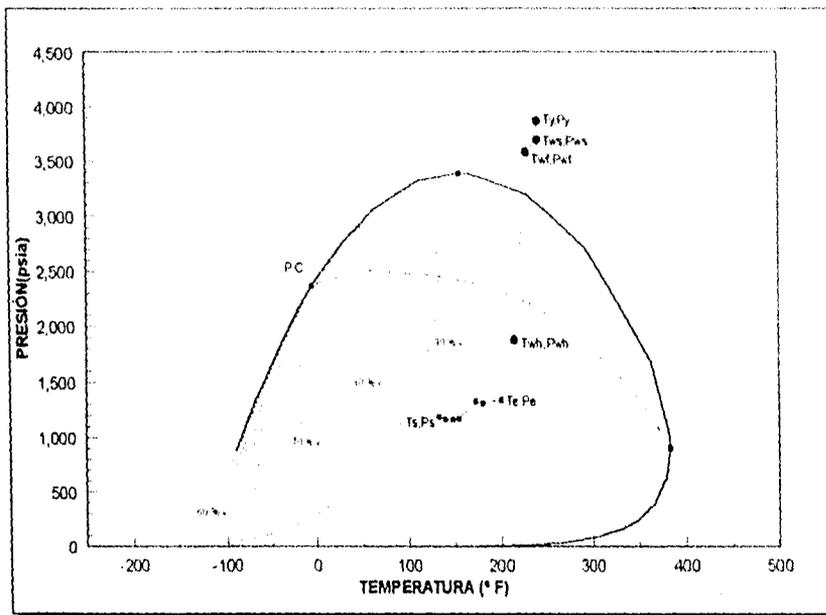


Figura 2.2 Diagrama de fases Temperatura - Presión de un yacimiento de gas y condensado

Si además la presión del yacimiento es superior a la presión de rocío de la mezcla los fluidos se encuentran inicialmente en estado gaseoso. Los fluidos en el pozo, en su camino hasta el tanque de almacenamiento, sufren una fuerte reducción tanto en temperatura como en presión y penetran rápidamente en la región de dos fases para llegar a la superficie con relación gas - aceite (RGA) que varían aproximadamente entre los 530 y 27,100 m³/m³ (300 a 150,000 pie³/bl @ c.s.), variando el contenido de licuables en el gas según las condiciones y el número de etapas de separación, pero siendo, generalmente entre 50 y 70 bl/MMpie³ (1), (2), (3)

mezcla de hidrocarburos. El punto crítico generalmente se localiza a la izquierda de la crincondenbara y las líneas de calidad se cargan predominantemente hacia la curva de puntos de burbuja.

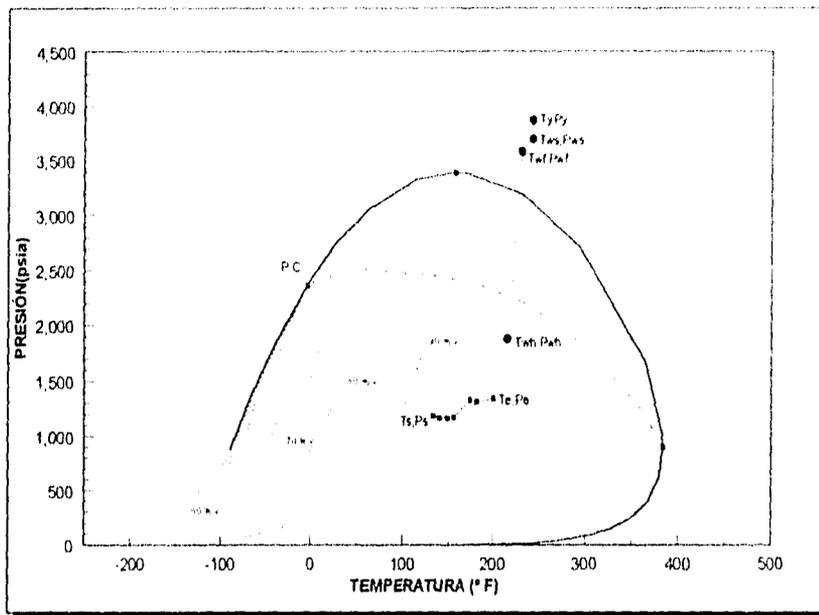


Figura 2.2 Diagrama de fases Temperatura - Presión de un yacimiento de gas y condensado

Si además la presión del yacimiento es superior a la presión de rocío de la mezcla los fluidos se encuentran inicialmente en estado gaseoso. Los fluidos en el pozo, en su camino hasta el tanque de almacenamiento, sufren una fuerte reducción tanto en temperatura como en presión y penetran rápidamente en la región de dos fases para llegar a la superficie con relación gas - aceite (RGA) que varían aproximadamente entre los 530 y $27,100 \text{ m}^3/\text{m}^3$ (300 a $150,000 \text{ pie}^3/\text{bl}$ @ c.s.), variando el contenido de licuables en el gas según las condiciones y el número de etapas de separación, pero siendo, generalmente entre 50 y 70 bl/MMpie^3 ^{(1), (2), (3)}.

El líquido recuperado es en general de coloración ligera con densidades que varían entre 0.8 y 0.75 gr/cm³ (40° a 60° API)^{(1), (2), (3)} y en ocasiones, mayores.

Cuando en el yacimiento se produce una reducción isotérmica de la presión y se cruza la presión de rocío se entra en la región de dos fases, ocurriendo la llamada condensación retrógrada de las fracciones pesadas e intermedias, que se depositan como líquido en los poros de la roca; los hidrocarburos así depositados no logran fluir hacia los pozos, ya que raramente se alcanza la saturación crítica de líquido. El efecto dañino de permitir la condensación retrograda tiene el agravante de lo que se deposita son la fracciones más pesadas de la mezcla y, por lo tanto no solo se pierde la parte de mayor valor en el yacimiento, sino el fluido que se continúa extrayendo se empobrece en cuanto el contenido de tales fracciones.

Los yacimientos de gas y condensado pueden encontrarse a presiones por debajo de 2,000 lb/pg² y temperaturas menores de 100° F; lo más común que se conoce de yacimientos de gas y condensado es que se encuentran en el rango de 3,000 a 8,000 lb/pg² y de 200° a 400° F.⁽³⁾

Estos rangos de presión y temperatura junto con el amplio rango de composición provee una gran variedad de condiciones para el comportamiento físico de los yacimientos de gas y condensado. Esto enfatiza la necesidad de varios estudios exhaustivos de ingeniería para cada yacimiento de gas y condensado; para determinar así, la mejor forma de desarrollo y operación.

La mejor representación de la composición de los fluidos de gas y condensado es la que provee fracción de cada componente hidrocarburo y sus impurezas de las corrientes que vienen del yacimiento. El contraste de la

composición del fluido, con la corriente total del yacimiento de aceite negro es fielmente observada en la cantidad relativa de componentes ligeros contra pesados. Por ejemplo como se observa en la tabla (2.1).⁽³⁾

componente	aceite 1	aceite 2	condensado 1	condensado 2	condensado 3
CO ₂	-	-	0.00794	0.00130	0.00695
Nitrogeno	-	-	0.01375	0.00075	0.01480
Metano	0.4404	0.5345	0.76432	0.89498	0.89045
Etano	0.0432	0.0636	0.07923	0.04555	0.04691
Propano	0.0405	0.0466	0.04301	0.01909	0.01393
Butanos	0.0284	0.0379	0.03060	0.00958	0.00795
Pentanos	0.0174	0.0274	0.01718	0.00475	0.00424
Hexano	0.0290	0.0341	0.01405	0.00385	0.00379
Heptanos +	0.4011	0.2559	0.02992	0.02015	0.01098
PesoMol. C7+	287	247	120	144	143
densidad rel.	0.9071	0.8811	0.7397	0.7884	0.7593
°API	27.4	34.5	73	53.2	61.1

Tabla 2.1 Tabla comparativa entre corrientes de aceite negro y condensados

2.3 EQUILIBRIO VAPOR - LÍQUIDO.⁽⁹⁾

La predicción de formación de condensados utiliza los procedimientos de cálculo vapor - líquido de tal forma que los procedimientos han sido bajo estudio por cerca de un siglo. Aunque el equilibrio exacto no siempre se aplica en las corrientes gas - líquido, la composición y cantidad de vapores y líquidos presentes

puede ser predicha de acuerdo al equilibrio y balance de materia para cada etapa de separación, utilizando una ecuación de estado, obteniéndose las cantidades de gas y líquido separadas en cada etapa, una aplicación en la industria petrolera es proporcionar las presiones de separación óptimas para los objetivos establecidos. (Máxima recuperación de líquidos, Mínimos requerimientos de compresión, Maximizar la producción de pozos, etc.).

La distribución de un componente en un sistema vapor - líquido es expresada por la **constante de equilibrio, K**. La constante de equilibrio se define como la razón de la fracción molar del componente en la fase gaseosa, (y), a la fracción molar del componente en la fase líquida, (x):

$$k = \frac{y}{x} \quad (2.1)$$

Una etapa de separación se define como la condición a la cual el aceite y el gas alcanzan el equilibrio a la presión y temperatura existente en el separador. En la figura (2.3), se muestra el esquema de una etapa de separación, operando a una presión P_S y temperatura T_S .

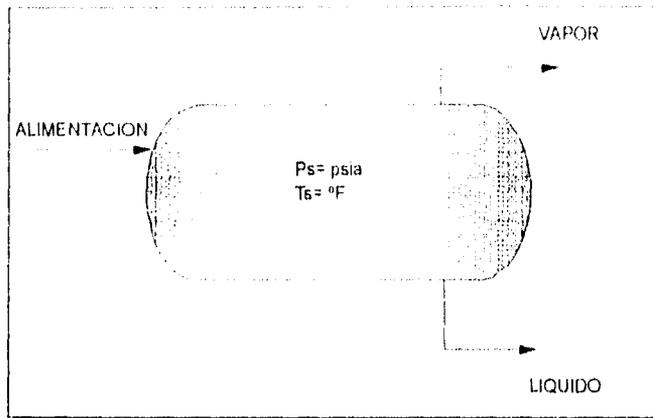


Figura 2.3 Separación vapor - líquido

Si se considera que: F , son las moles de alimentación al sistema; V , son las moles de vapor liberadas en la separación; L , son las moles de líquido recuperados; z_i , x_i y y_i , son las fracciones molares del componente i en la alimentación, en la fase líquida y en la fase vapor, respectivamente; entonces, de un balance de materia global en el sistema, se tiene:

$$F = V + L \quad (2.2)$$

si $F = 1.00$, entonces

$$1 = V + L \quad \text{o} \quad L = 1 - V \quad (2.3)$$

De un balance global por componente se tiene:

$$F z_i = V y_i + L x_i \quad (2.4)$$

Incorporando la constante de equilibrio vapor - líquido para cada componente i , se tiene:

$$y_i = K_i x_i \quad (2.5)$$

Combinando las expresiones anteriores y considerando un mol de alimentación al sistema:

$$X_i = \frac{Z_i}{(K_i - 1)V + 1} \quad (2.6)$$

Adicionalmente, la suma de las fracciones molares en cualquiera de las corrientes del sistema debe ser igual a la unidad:

$$\sum X_i = \sum Y_i = 1.00 \quad (2.7)$$

La solución de la ecuación (2.6) implica un procedimiento iterativo en el cual se suponen diferentes valores de V , hasta encontrar aquel con el que se obtiene la sumatoria de las fracciones X_i igual a la unidad. Con esto quedan determinados los moles de vapor resultantes de la separación y composición molar del líquido, mientras que la composición molar de la fase vapor se obtiene utilizando las ecuaciones (2.3) y (2.5), respectivamente.

2.4 DESCRIPCIÓN Y ANÁLISIS DEL COMPORTAMIENTO DE FASES Y DE TRANSPORTE DE LA PRODUCCIÓN DEL POZO A LA ESTACIÓN DE RECOLECCIÓN.

2.4.1 FLUJO MULTIFÁSICO EN TUBERÍAS HORIZONTALES.⁽⁴⁾

Los patrones de flujo en dos fases tienen la variedad de configuraciones geométricas que son el resultado de interacciones microscópicas y macroscópicas entre los dos fluidos, la pared del ducto y la acción de la gravedad. Hay configuraciones (patrones) que son inestables y transicionales y son posibles al pasar de uno a otro patrón. Las transiciones son controladas por las variables de flujo (la velocidad del gas y la del líquido), las propiedades físicas del sistema (viscosidad, densidad y tensión superficial), la geometría y rugosidad del ducto y finalmente la acción de la gravedad.

El problema del flujo en dos fases es complicado por fenómenos como el resbalamiento entre las fases, el cambio del patrón del flujo y la transferencia de masa entre las mismas. Estos factores ocasionan una caída de presión mayor que puede ser debido a la menor área disponible para el flujo de cada fase. Cuando se adiciona el ángulo de inclinación, además de las propiedades del fluido, gastos de flujo y diámetros de tubería el problema se complica.

Existen varias correlaciones para predecir las caídas de presión y el colgamiento de líquido en flujo horizontal e inclinado, en el presente trabajo se utilizó el simulador para flujo de gas y condensados GASCOND.⁽⁵⁾

Las caídas de presión en el flujo en dos fases (gas - líquido) son diferentes de aquellas encontradas en flujo de una sola fase, debido a que en la mayoría de los casos existe una interfase y el gas se desplaza a mayor velocidad que el líquido. La interfase puede ser lisa o tener varios grados de rugosidad, dependiendo del patrón de flujo. Por tanto, puede existir una transferencia de energía desde la fase gaseosa a la fase líquida, mientras que la energía del sistema se pierde a través de la fase mojanete en la pared de la tubería. Tal transferencia de energía puede ser de intercambio de calor o de aceleración. Debido a que al fluir cada fase a través de un área pequeña, como si fluyera sola, se producen mayores pérdidas de presión, comparada con el flujo de una sola fase.

Cuando dos fases fluyen simultáneamente, es evidente que lo pueden hacer en diversas formas. A cada una de estas formas se les conoce como patrón de flujo, **" Un patrón de flujo es la distribución relativa de una fase con respecto a la otra en una tubería "**.⁽⁴⁾

Existen otros parámetros que afectan el flujo en dos fases, su determinación depende de la correlación que se utilice para el cálculo, estos son:

Colgamiento de líquido

Factor de fricción

Densidad de la mezcla

Velocidad de la mezcla

2.4.2 COLGAMIENTO DE LIQUIDO.⁽⁷⁾ El colgamiento de líquido (Y_L) es aquella fracción de una unidad de volumen de tubería que es ocupada por el líquido fluyente. Debido al resbalamiento entre el líquido y el gas al fluir simultáneamente y

es imposible, partiendo de los gastos de entrada de gas y líquido, determinar la fracción de volumen de la tubería ocupada por cada una de las fases por lo que se han desarrollado varias correlaciones para medir el colgamiento del líquido y correlacionarlo con los parámetros de flujo.

Un conocimiento de la variación del colgamiento del líquido permite el cálculo de las velocidades promedio de cada fase y su diferencia, conocida como la velocidad de resbalamiento.

2.4.3 COLGAMIENTO SIN RESBALAMIENTO.⁽⁷⁾

El colgamiento sin resbalamiento se define en la misma forma que Y_L , pero se calcula a partir de las condiciones de p y T de flujo existentes considerando las producciones obtenidas en la superficie (q_o y R).

$$\lambda = \frac{q_L}{q_L + q_g} = \frac{l}{1 + \frac{q_o(R - R_s)Bg}{5.615(q_o B_o + q_w B_w)}} \quad (2.8)$$

2.4.4 FACTOR DE FRICCIÓN.⁽⁷⁾

El factor de fricción para flujo de una fase depende del número de Reynolds, o sea, de las fuerzas viscosas, inercia y las de la rugosidad.

$$f = (f, N_{Re})$$

El número de Reynolds (adimensional) se define como:

$$N_{Re} = \frac{d v \rho}{\mu} \quad (2.9)$$

La rugosidad (ϵ) de la tubería, es una característica de su superficie, la cual está constituida por pliegues o crestas unidas, formando una superficie homogéneamente distribuida y depende del tipo de material que se emplee en su construcción.⁽⁷⁾

Para calcular el valor de f , es necesario determinar el régimen de flujo. En ductos, los fluidos se mueven de acuerdo a cualquiera de los siguientes regímenes de flujo: laminar o turbulento. El flujo laminar ocurre cuando las partículas de fluido se mueven en líneas rectas paralelas al eje del conducto. A velocidades mayores, las partículas de fluido se mueven de una manera caótica, formando vórtices y remolinos; en este caso el flujo turbulento. Osborne Reynolds⁽⁷⁾ estableció experimentalmente un parámetro para determinar el régimen de flujo en tuberías. Este parámetro se le conoce como número de Reynolds. El flujo laminar se presenta cuando $NRe < 2300$ y el flujo turbulento cuando $NRe > 3100$.

Para flujo laminar de una sola fase, el factor de fricción depende exclusivamente del número de Reynolds y esta dado por:

$$f = \frac{64}{N_{Re}} \quad (2.10)$$

Para flujo turbulento ($N_{re} > 3100$), el factor de fricción está dado por la ecuación de Colebrook y White⁽⁷⁾:

$$f = \left[-2 \log \left(\frac{\epsilon}{3.715d} + \frac{2.514}{\sqrt{f} N_{Re}} \right) \right]^2 \quad (2.11)$$

Se observa que para f , en este caso, se requiere un proceso iterativo. Basándose en el diagrama, Moody⁽⁷⁾ preparó una ecuación (2.11) para determinar el factor de fricción en tuberías de rugosidad comercial (figura 2.4). De éste se determina lo siguiente:

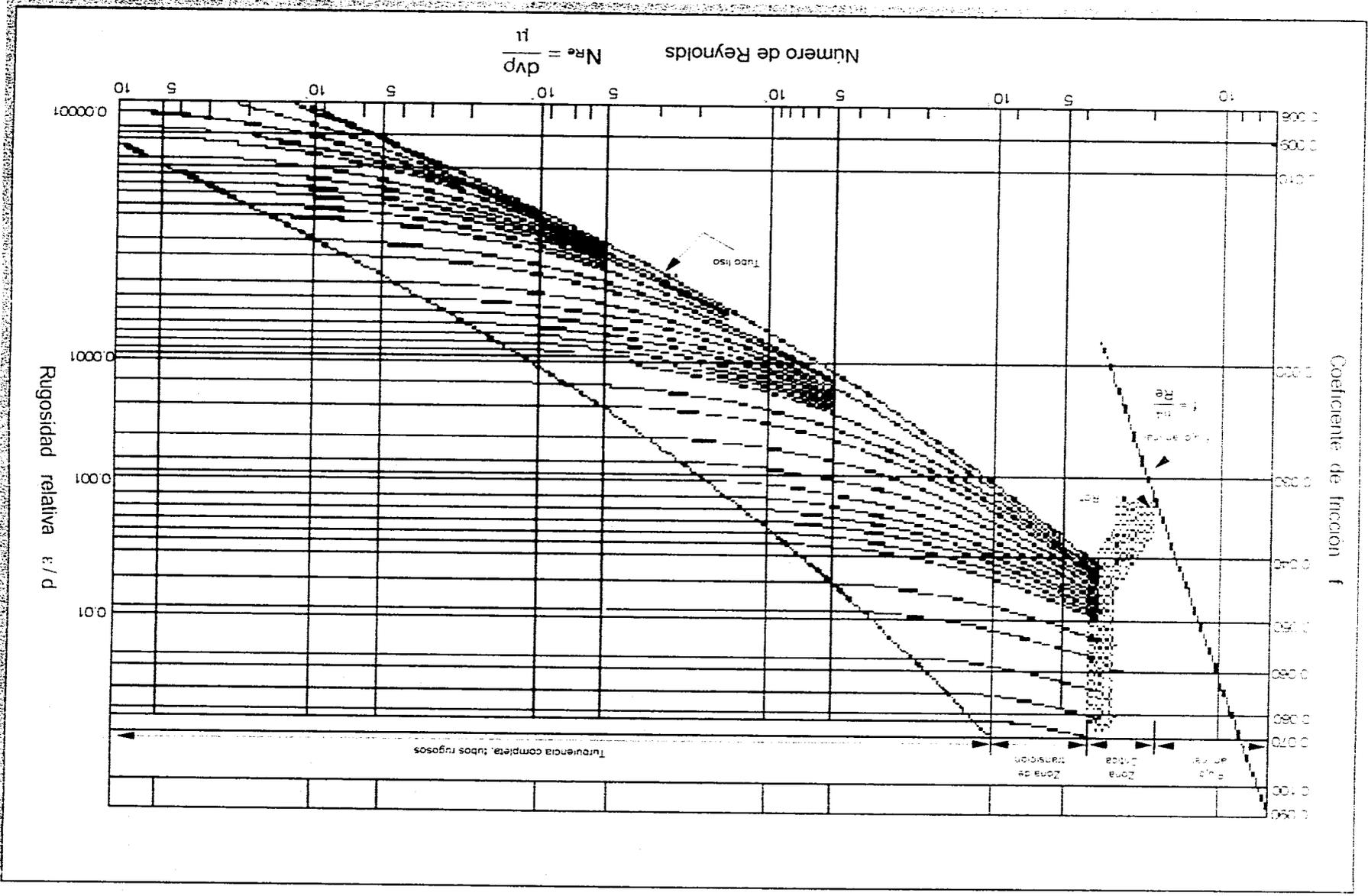
- a) Para $N_{Re} < 2300$ (flujo laminar) f depende exclusivamente del número de Reynolds.
- b) A partir de $N_{Re} = 3100$, se inicia la zona de transición. Dentro de ésta, f depende tanto de N_{Re} como de ϵ/d (rugosidad relativa).
- c) La zona francamente turbulenta se inicia a diferentes valores de N_{Re} , dependiendo del valor de ϵ/d . En esta zona f es independiente de N_{Re} y varía únicamente con la rugosidad relativa. El valor de f puede obtenerse para flujo turbulento, con:

$$f = (-2 \log(\epsilon / 3.715d))^{-2} \quad (2.12)$$

- d) Cuando el flujo es crítico ($2300 < N_{Re} < 3100$) el factor de fricción se puede aproximar con la siguiente expresión.

$$f = \frac{N_{Re} - 2300}{2300} \left[\frac{1.3521}{(2.3026 \log(\frac{\epsilon}{3.175d} + \frac{2.514}{3100\sqrt{f}}))} \right]^2 + 0.032 \quad (2.13)$$

Figura 2.4 Diagrama de Moody



Los valores de f , expresados en estas últimas cuatro ecuaciones se utilizarán, junto con la ecuación de Darcy en el cálculo de las pérdidas de presión por fricción.

Como se indicó, el valor de f , para flujo turbulento, es también función de la rugosidad (ϵ). Para tuberías comerciales (ϵ) varía de 0.0006 a 0.0008 μg . Para tuberías de producción comúnmente se emplea un valor de $\epsilon = 0.0006$ y para líneas superficiales de 0.0006 a 0.00075 μg .

La siguiente ecuación permite obtener un valor de f bastante aproximado, cuando el régimen de flujo turbulento ($N_{Re} > 3100$).

$$f = \left[1.14 - 2 \log \left(\frac{\epsilon}{d} + \frac{21.25}{N_{Re}^{0.9}} \right) \right] \quad (2.14)$$

Gregory y Fogarasi definen una nueva ecuación diferencial para f en régimen turbulento.⁽¹¹⁾

2.4.5 DENSIDAD Y VELOCIDAD DE LA MEZCLA.⁽⁷⁾

La densidad de la mezcla (ρ_m) se define, a partir del colgamiento como:

$$\rho_m = \rho_l Y_L + \rho_g (1 - Y_L) \quad (2.15)$$

Donde ρ_l y ρ_g son las densidades de la fase líquida y gaseosa a condiciones de escurrimiento. Sin considerar el resbalamiento entre las fases, la densidad de la mezcla se calcula con;

$$\rho_m = \rho_l \lambda + \rho_g (1 - \lambda) \quad (2.16)$$

Los valores de f , expresados en estas últimas cuatro ecuaciones se utilizarán, junto con la ecuación de Darcy en el cálculo de las pérdidas de presión por fricción.

Como se indicó, el valor de f , para flujo turbulento, es también función de la rugosidad (ϵ). Para tuberías comerciales (ϵ) varía de 0.0006 a 0.0008 μg . Para tuberías de producción comúnmente se emplea un valor de $\epsilon = 0.0006$ y para líneas superficiales de 0.0006 a 0.00075 μg .

La siguiente ecuación permite obtener un valor de f bastante aproximado, cuando el régimen de flujo turbulento ($N_{Re} > 3100$).

$$f = \left[1.14 - 2 \log \left(\frac{\epsilon}{d} + \frac{21.25}{N_{Re}^{0.9}} \right) \right] \quad (2.14)$$

Gregory y Fogarasi definen una nueva ecuación diferencial para f en régimen turbulento.⁽¹¹⁾

2.4.5 DENSIDAD Y VELOCIDAD DE LA MEZCLA.⁽⁷⁾

La densidad de la mezcla (ρ_m) se define, a partir del colgamiento como:

$$\rho_m = \rho_L Y_L + \rho_g (1 - Y_L) \quad (2.15)$$

Donde ρ_L y ρ_g son las densidades de la fase líquida y gaseosa a condiciones de escurrimiento. Sin considerar el resbalamiento entre las fases, la densidad de la mezcla se calcula con;

$$\rho_m = \rho_L \lambda + \rho_g (1 - \lambda) \quad (2.16)$$

Donde:

$$\lambda = \frac{q_L}{q_L + q_S} = \frac{1}{1 + \frac{q_o(R - R_S)Bg}{5.615(q_o Bo + q_w Bw)}} \quad (2.17)$$

La velocidad de la mezcla se define como:

$$V_m = v_{SL} + v_{SG} \quad (2.18)$$

Y la velocidad real de cada una de las fases se obtiene aplicando el concepto de colgamiento:

$$V_L = \frac{q_L}{A_L} = \frac{q_L}{A_p Y_L} = \frac{v_{sl}}{Y_L} \quad (2.19)$$

$$V_g = \frac{q_g}{A_g} = \frac{q_g}{A_p (1 - Y_L)} = \frac{v_{sg}}{(1 - Y_L)} \quad (2.20)$$

Lo anterior en unidades consistentes.

2.4.6 ANÁLISIS DEL COMPORTAMIENTO DE FASES Y DE TRANSPORTE DE LA PRODUCCIÓN.

Para la realización de este trabajo se utilizó la información del trabajo "Revisión y Análisis Económico del Estudio para el Manejo Superficial de los Hidrocarburos Volátiles del Área Muspac - Chiapas del Distrito Reforma" ⁽⁸⁾. En el

cual se describe el manejo de la producción y nuevas alternativas, basándose en la filosofía de que a medida que vaya disminuyendo la presión de los pozos productores, se debe acercar las instalaciones a estos para requerirles una menor energía en el proceso de producción.

Para dar un diagnóstico de la magnitud de los problemas que se presentan en forma cotidiana en las instalaciones estudiadas, se requirió simular composicionalmente el comportamiento de los hidrocarburos durante el proceso de producción, para realizar el balance de materia correspondiente utilizando el modelo **CMGPROP**⁽⁶⁾ que cuenta con ecuaciones de estado para determinar las propiedades de los fluidos en cada punto del proceso, como se muestra en las figuras (2.4A,B,C,D,E), que corresponden a las envolventes de fases para diferentes pozos piloto (M - 1, M - 22, M - 44, M - 61 y M - 62).

Las caídas de presión a lo largo de la línea de escurrimiento se analizaron de manera individual utilizando el Modelo **GASCOND**⁽⁵⁾ considerando un perfil topográfico abrupto asemejando las condiciones reales de los pozos anteriormente mencionados y un suelo arcilloso húmedo, así como sus condiciones actuales de operación como se muestra en la tabla (2.2).

Para la caracterización de la composición del fluido producido por cada pozo se realizó una recombinación a partir de la mezcla transportada por el cabezal de recolección, y considerando densidad relativa, peso molecular, relación gas - aceite, presión y temperatura de separación.

Cada gráfica presión - temperatura presenta la envolvente de fases así como su composición en porcentaje mol, presión y temperatura de yacimiento (P_y, T_y), presión de fondo fluyendo (P_{wf}), presión en la cabeza del pozo (P_{wh}), presión y temperatura a la entrada de la línea de descarga (P_e, T_e), presión y temperatura de separación (P_s, T_s).

POZO PILOTO M-1; En la figura 2.4A se muestra el comportamiento de presión y temperatura a lo largo de la línea de descarga del pozo piloto M-1, la cual tiene una longitud de 4200 m dividido en 5 tramos, resulta una caída de presión y temperatura de 148.8 lb/pg² y 63 °F respectivamente para llegar a la etapa de separación con 1188.3 lb/pg² y 147 °F de temperatura media. La topografía contempla pendientes suaves por lo que se considera escasamente abrupta.

Por lo anterior se obtiene un 3 % aproximadamente de incremento en la fase líquida a lo largo de la línea de descarga.

POZO PILOTO M-22; La figura 2.4B presenta el pozo piloto M-22, en el cual se tiene una topografía más accidentada ya que existe una cañada de 150 m de profundidad, la longitud de la línea de 3000 m seccionada en 6 tramos, lo que ocasiona una caída de presión y temperatura de 147.7 lb/pg² y 67 °F respectivamente llegando a separación con 1189.4 lb/pg² y 133 °F. Obteniéndose un aumento de líquido en la línea de aproximadamente 3 %.

POZO PILOTO M-44; La figura 2.4C muestra un incremento seguido de un decremento de presión y temperatura en los tramos 2 y 3, esto se debe al cruce de una cañada de 170 m de profundidad y 300 m de ancho. Lo cual ocasiona una pérdida de 247.0 lb/pg² de presión y 133 °F de temperatura, para llegar a condiciones de 1218.1 lb/pg² y 107 °F. La línea tiene una longitud de 4400 m seccionada en 7 tramos, tales condiciones provocan un aumento de líquido de aproximadamente 5 %.

POZO PILOTO M-61; La figura 2.4D muestra la nula condensación en la línea de descarga del pozo piloto M-61, esto se debe a la cercanía del pozo con la batería de separación, la línea tiene una longitud de 300 m dividida en dos tramos resultando pérdidas de 8.8 lb/pg² y 2 °F para tener condiciones de llegada de 1328.2 lb/pg² y 148 °F.

POZO PILOTO M-62; La figura 2.4E muestra el comportamiento del pozo piloto M-62, similar al anterior, con una longitud en la línea de 700 m seccionada en 3 tramos se presentan pérdidas de 1.0 lb/pg² y 7 °F para tener condiciones de llegada de 1321.8 lb/pg² y 143 °F, ocasionando una condensación inferior al 1 %.

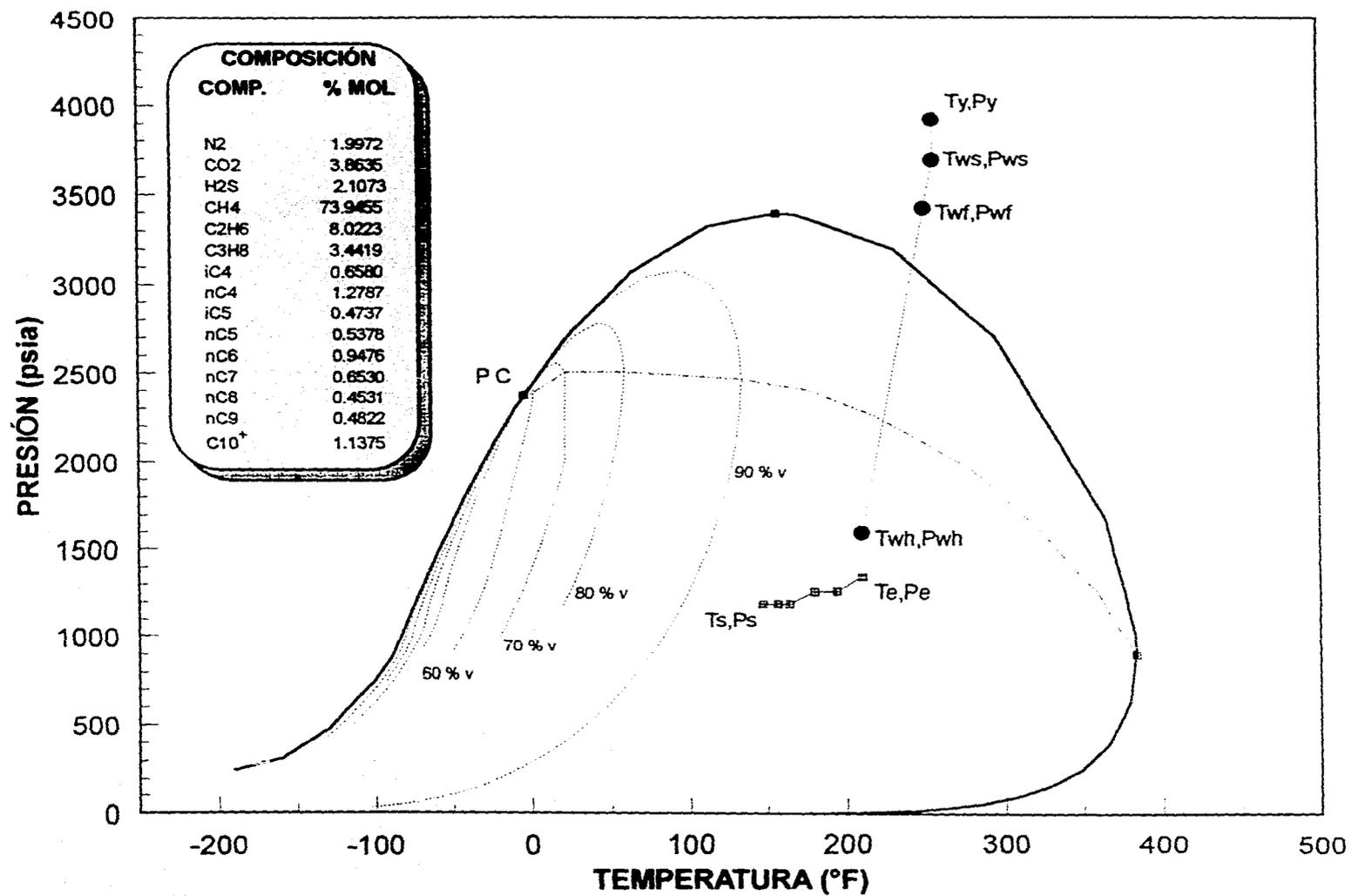


Figura 2.4A Envoltorio de fases del pozo piloto M-1

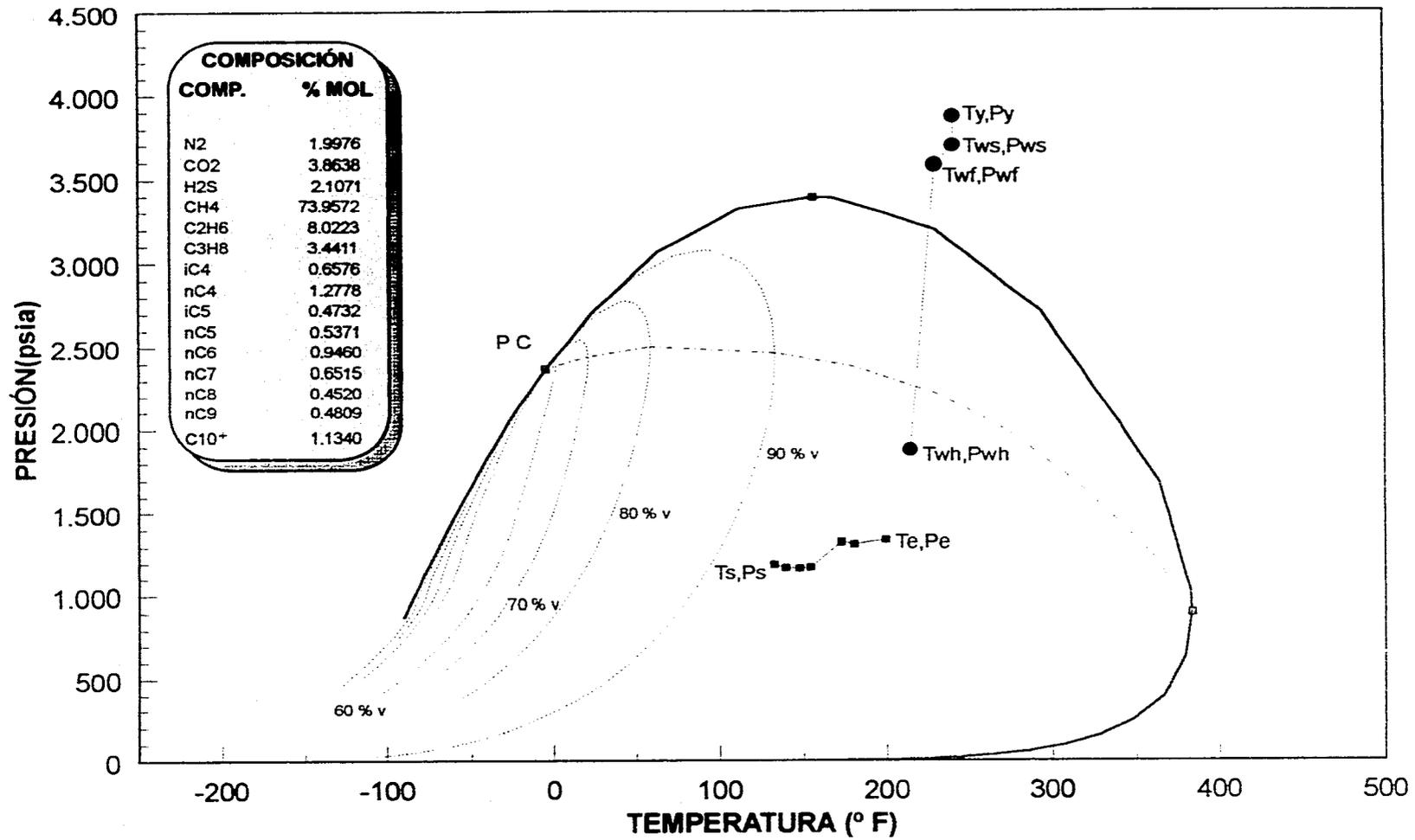


Figura 2.4B Envoltente de fases del pozo piloto M-22

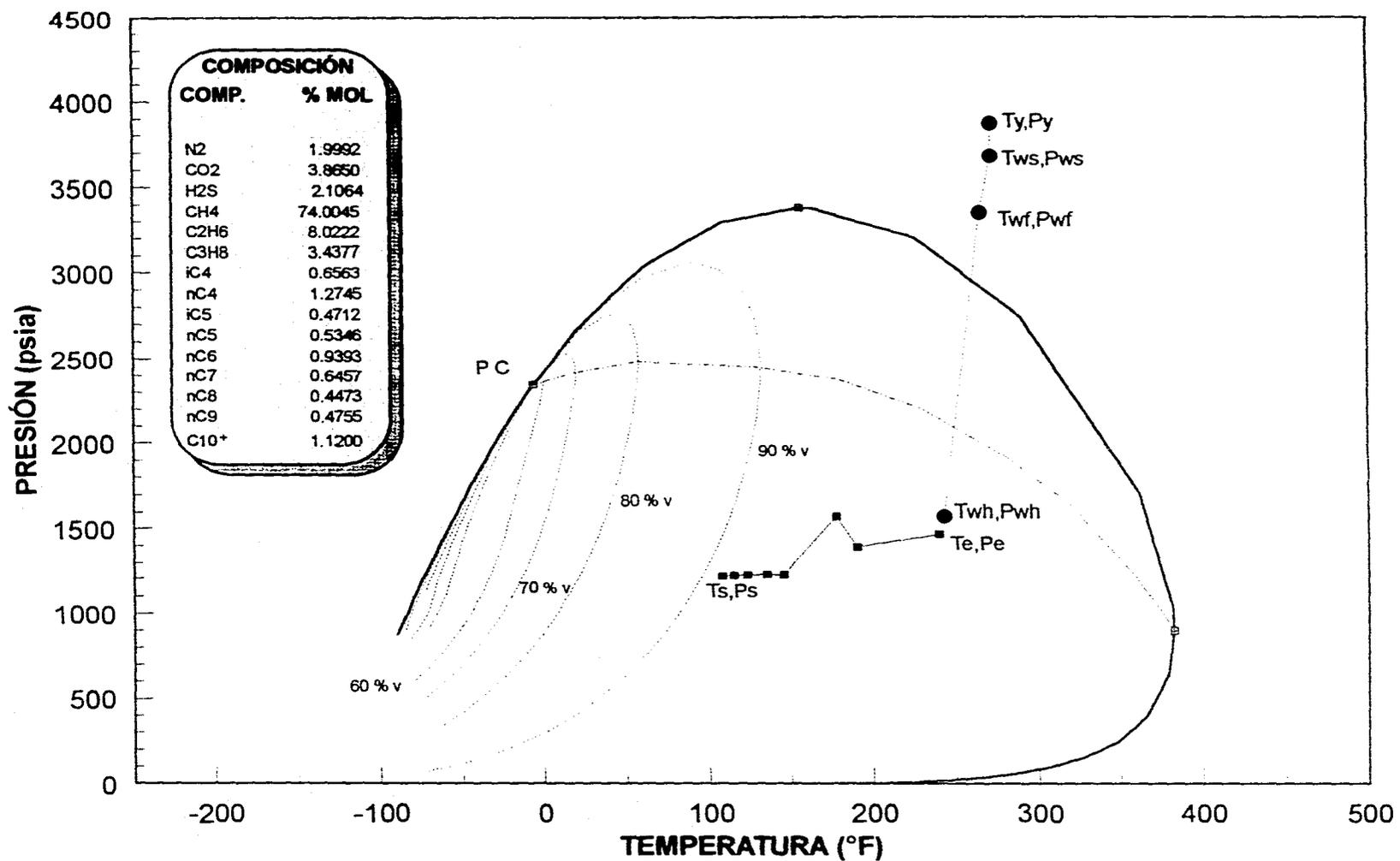


Figura 2.4C Envoltorio de fases del pozo piloto M-44

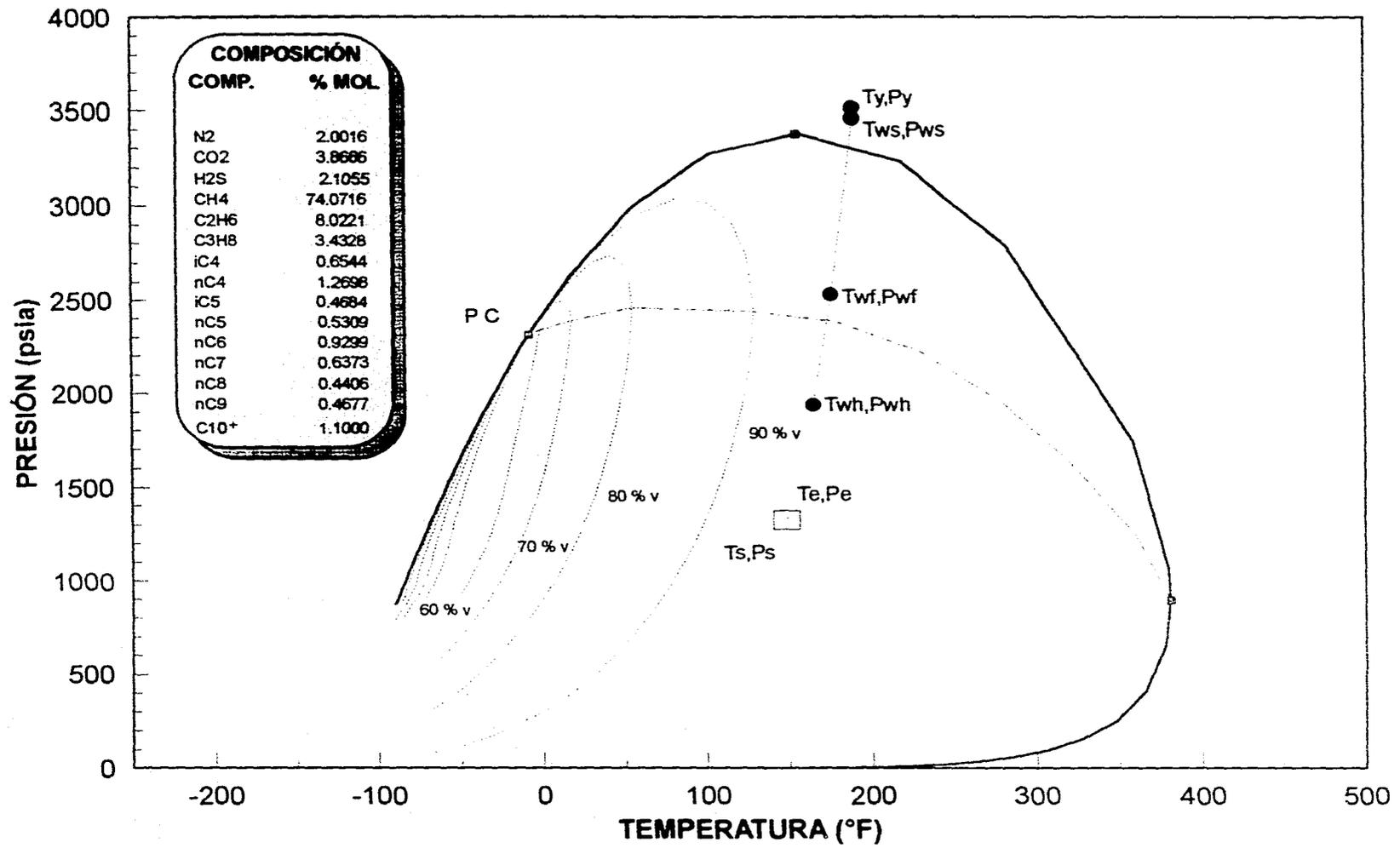


Figura 2.4D Envoltante de fases del pozo piloto M-61

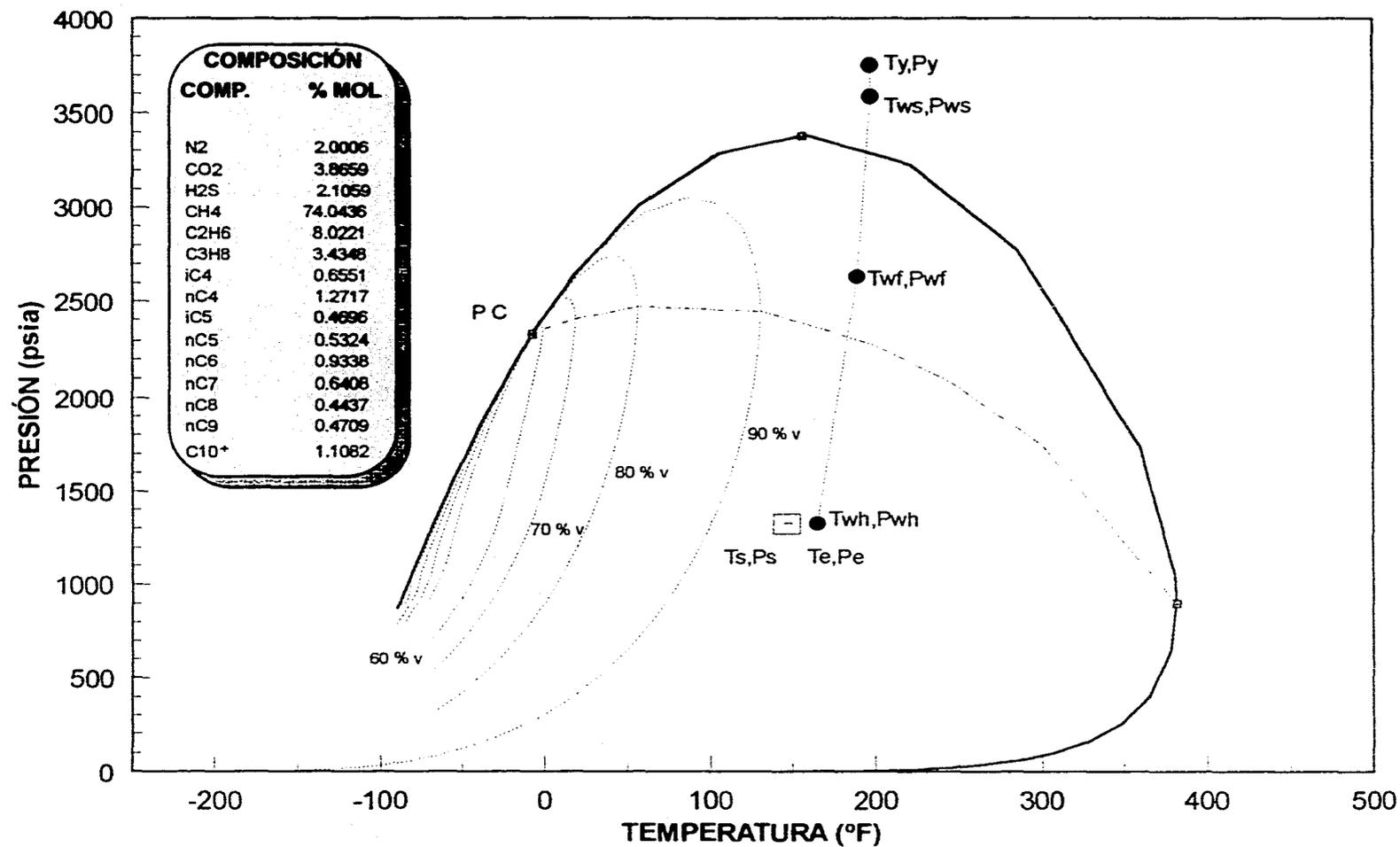


Figura 2.4E Envoltente de fases del pozo piloto M-62

POZO	Qo BPD	Qg MMPCD	RGA pie ³ /bl	AGUA %	pe Kg/cm ²	Te °F	Δp pe - ps
M - 1	974.90	12.580	16844.07	16.0	93.0	210	10.4
M - 22	647.83	10.875	16786.81	45.0	93.0	200	10.3
M - 44	572.40	7.327	12800.48	0.0	102.0	240	17.4
M - 61	1 364.86	23.684	17352.69	1.2	93.0	150	0.6
M - 62	786.13	13.531	17212.16	0.2	92.0	150	0.0

Tabla 2.2 Condiciones actuales de operación de los pozos analizados

2.5 HIDRATOS DE GAS. ⁽²⁾

El gas hidrocarburo y el agua líquida se combinan para formar sólidos parecidos a nieve mojada, a temperaturas un poco arriba en que se solidifica el agua. Estos sólidos son llamados "hidratos de gas". Ellos son una de las formas complejas que se conocen como "cloratos". Ese particular fenómeno es de interés en la industria petrolera, por que estos sólidos pueden formarse a las temperaturas y presiones encontradas normalmente en la producción y transporte de gas natural.

Los hidratos de gas pueden comportarse tanto cómo soluciones de gas en rango de sólidos cristalinos que como componentes sólidos. La estructura principal del cristal de hidrato es formada con moléculas de agua. Las moléculas de hidrocarburos ocupan el espacio vacío dentro del enrejado de las moléculas de agua.

2.5.1 CONDICIONES PARA LA FORMACIÓN DE HIDRATOS.

La consideración más importante en la formación de hidratos, es que el agua líquida debe estar presente para formar el hidrato. A la vez que el agua líquida, se presenta un equilibrio metaestable pudiendo existir entre el agua y el gas a condiciones de presión y temperatura, para los cuales la formación de hidratos puede ocurrir. Pero una vez que el cristal se origina comienza la hidratación.

Los cristales comienzan a formarse a temperatura de 3 a 10 °F, inferior a las temperaturas de formación de hidratos. O, a una temperatura dada, comienza el origen de los cristales formándose a 300 o más (lb/pg²) sobre la presión de formación de hidratos. Sin embargo, las partículas de polvo o moho pueden actuar semejante al origen de cristales en la formación inicial de hidratos.

Una porción del diagrama de fases para una mezcla de agua y un hidrocarburo ligero es dada en la figura (2.5). La línea BA separa la región en las cuales el agua líquida y el gas hidrocarburo existe de la región en la cual existe el hidrocarburo líquido y el agua líquida. Ninguna de las fases es pura; todos contienen pequeñas cantidades de las otras sustancias a medida que tengan solubilidad mutua.

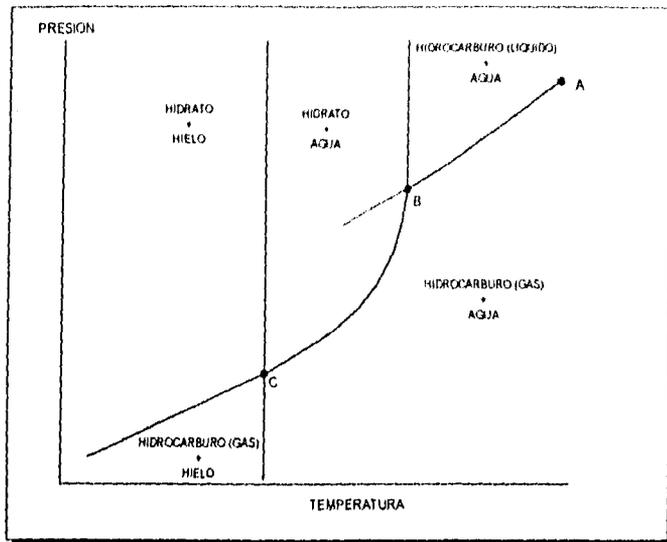


Figura 2.5 Distribución de hidratos del diagrama de fases de una mezcla típica de agua y un hidrocarburo ligero

La línea BA es paralela y ligeramente por encima de la línea de presión de vapor para el hidrocarburo puro. La línea pasa hacia la izquierda del punto B esto es simplemente una extensión de la línea de presión de vapor del hidrocarburo. El punto A es el punto crítico de las dos fases a las cuales las propiedades del gas hidrocarburo y líquido se combinan para formar una sola fase de hidrocarburo en equilibrio con el agua líquida.

La línea CB separa las áreas en las cuales el agua líquida y el gas hidrocarburo existen del área en la que el agua líquida y los hidratos existen. Esta línea representa las condiciones a las cuales gas y agua líquida se combinan para formar hidratos.

El punto B es un punto cuádruple. En B, cuatro fases están en equilibrio: Agua líquida, hidrocarburo líquido, gas hidrocarburo e hidrato sólido. La línea casi vertical se extiende desde el punto B separando el área de agua líquida e hidrocarburo líquido del área de agua líquida e hidratos.

El punto C de la figura 2.5 el cual ocurre a aproximadamente 32 °F, es también un punto cuádruple representando el punto al cual hielo, hidrato, agua líquida y gas hidrocarburo existen en equilibrio. La línea vertical extendida desde el punto C separa el área para hidrato y agua líquida del área para hidrato y el hielo.

La línea de mayor interés en este diagrama de fases es la línea CB las cuales representan el equilibrio entre gas hidrocarburo, agua líquida e hidrato.

Existe en la literatura ⁽²⁾, gráficas (p,T) que muestran la región en la cual se presenta la formación de hidratos para los cinco hidrocarburos constituyentes del gas natural (C₁, C₂, C₃, iC₄, nC₄). Marcando las líneas de presión - vapor de los hidrocarburos, así como las líneas verticales que parten de C y B de la figura 2.5. También las presiones y temperaturas a lo largo de la línea CB para cada hidrocarburo, indicando las condiciones para las cuales ocurre la formación de hidratos para mezclas de estos hidrocarburos con agua líquida.

La formación del hidrato de metano se lleva a cabo a mucho menor temperatura, ya que esta es la más grande de los hidrocarburos. Sin embargo, la

presión requerida para la formación de hidratos queda significativamente inferior mientras el tamaño molecular aumenta.

Las presiones a las cuales ocurre la formación de hidratos son significativamente más bajas para los gases naturales que para el metano. Los gases naturales con alta densidad relativa (estos son, los gases con más de los hidrocarburos pesados) forman hidratos a presiones mucho más bajas que los gases ligeros.⁽²⁾

Los datos son incompletos a las temperaturas altas, pero aparentemente todos los gases forman hidratos a temperaturas un poco abajo de los 70 °F.

Así mismo se han realizado correlaciones de condiciones de formación de hidratos para gases naturales con variación de densidad relativa. Estas correlaciones pueden ser usadas para estimar las condiciones bajo las cuales se forman los hidratos. Pero deben ser usadas con precaución, ya que existe una gran discrepancia entre los límites publicados de datos y las correlaciones.⁽²⁾

CAPITULO 3

PROCESOS DE SEPARACIÓN Y ESTABILIZACIÓN DE CRUDO Y CONDENSADO

La producción de pozos de gas y condensados de aceite y gas, es una mezcla compleja de hidrocarburos. cuyos hidrocarburos más volátiles en el líquido son el metano, etano, propano y butano. En un estado puro, cada uno de estos hidrocarburos permanecen en estado gaseoso a las condiciones atmosféricas de presión y temperatura por lo cual, también son llamados componentes ligeros o de alta volatilidad

Otros hidrocarburos en el crudo y condensados incluyen aquellos componentes de los cuales se obtienen la gasolina, combustibles, aceite, etc., por lo que podemos entonces definir que la composición es una mezcla de componentes ligeros, gasolina y combustible.

La mayoría de los componentes ligeros deberán ser removidos del condensado antes de entrar en el tanque de almacenamiento, de otra forma estos se vaporizarán en el tanque y habrá una pérdida de líquido así como un riesgo de explosión y contaminación.

La cantidad de componentes ligeros del crudo o condensado dependerá de la presión en la cabeza del pozo y la relación gas aceite (RGA) de la corriente en cuestión. El aceite de pozos de alta presión con alta RGA tienen una elevada concentración de componentes ligeros, mientras que el aceite de pozos de baja presión o aquellos con baja RGA tiene una menor cantidad de componentes ligeros. Los condensados de pozos de gas tienen una elevada concentración de componentes ligeros.

Los procesos para remover los componentes ligeros del crudo o condensado es llamado proceso de estabilización. El líquido que contiene componentes ligeros que vaporizaran en el tanque atmosférico también es referido como aceite inestable. La prueba para determinar si es o no un crudo inestable es la Presión de Vapor Reid (PVR). Un aceite con una presión de vapor en el rango de 12 a 13 psi (83 a 90 kPa) se considera como estable; una PVR por arriba del rango es inestable.

En este capítulo se discutirán los procesos más comunes para la estabilización de aceite y condensados, con altas concentraciones de componentes ligeros. El crudo producido de pozos de baja presión o con unidades de bombeo tienen bajo contenido de estos componentes, los cuales son removidos en separadores a boca de pozo o con unidades de tratamiento que no requieren instalaciones especiales de estabilización.

3.1 SEPARACIÓN GAS - LÍQUIDO.⁽¹⁾

La separación de una corriente de líquido y gas es por mucho la más común de las operaciones en el manejo de la producción y también uno de los procesos más críticos. La composición de la mezcla, la presión y temperatura del fluido, determinan el criterio para dimensionar y seleccionar un separador para una corriente.

3.2 ETAPA DE SEPARACIÓN.⁽¹⁾

Una etapa de separación es un proceso mediante el cual los hidrocarburos son separados en fases líquida y gaseosa por una separación instantánea. La figura (3.1) muestra una separación consecutiva de tres etapas en la que se requieren dos separadores y un tanque de almacenamiento. El tanque simple contiene la separación final de vapor y líquido debido a que la última separación de las fases ocurre en el tanque.

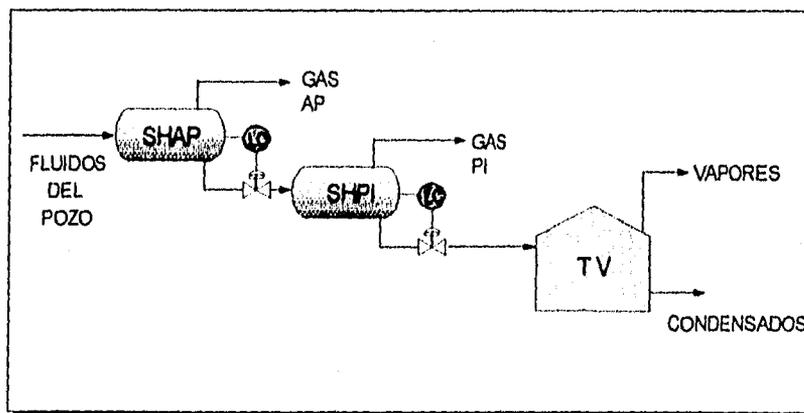


Figura 3.1 Diagrama de etapas de separación

El propósito de las etapas de separación es reducir la cantidad de gas que sea liberada en el tanque, reduciendo la presión en el líquido de la corriente de alimentación en poco tiempo. El método ideal de separación para conseguir la estabilización del crudo y la máxima recuperación de líquido, podría ser la liberación diferencial de gas por medio de una serie de decrementos en la presión desde el yacimiento hasta la presión del tanque. Sin embargo para que se lleve a cabo este proceso diferencial requerirá de un número infinito de etapas de separación. La liberación diferencial puede ser limitadamente aprovechada usando tres o más etapas de separación conectadas, en cada una de las cuales se lleve a cabo la vaporización.

En sistemas de separación de gas y condensado con alta presión, es aceptado que con una reducción gradual de presión en el líquido se incrementa apreciablemente la recuperación de condensado en el tanque. El análisis del comportamiento actual de los separadores en un sistema de separación multietapa puede hacerse como se describió en el capítulo 2 usando la composición de la corriente del pozo inicial y las presiones y temperaturas de operación de las etapas. Sin embargo, con ausencia de una computadora para completar un grupo de cálculos de equilibrio vapor - líquido los procedimientos generales pueden ser utilizados para estimar el comportamiento anticipado de las unidades de separación multietapa.

La presión óptima de operación de alta o primera etapa esta gobernada generalmente por la presión de la línea de gas y características de operación del pozo. Esto varía de 600 a 1200 lb / pg². Para cada presión de alta hay una óptima

presión de separación de baja que proporcionará la máxima recuperación de líquido. Esta presión de operación puede ser determinada de una ecuación propuesta por Campbell basada en la relación de presiones iguales entre las etapas.⁽¹⁾

$$R = \left(\frac{p_1}{p_s} \right)^{\frac{1}{n}}$$

$$p_2 = \frac{p_1}{R} = p_s (R)^{n-1}$$

La figura (3.2) fue diseñada para determinar la presión de separación de baja, basado en la presión de alta con parámetros adicionales de toda la recuperación de líquido en el tanque. Esta información fue determinada de abundantes datos de campo.⁽¹⁾

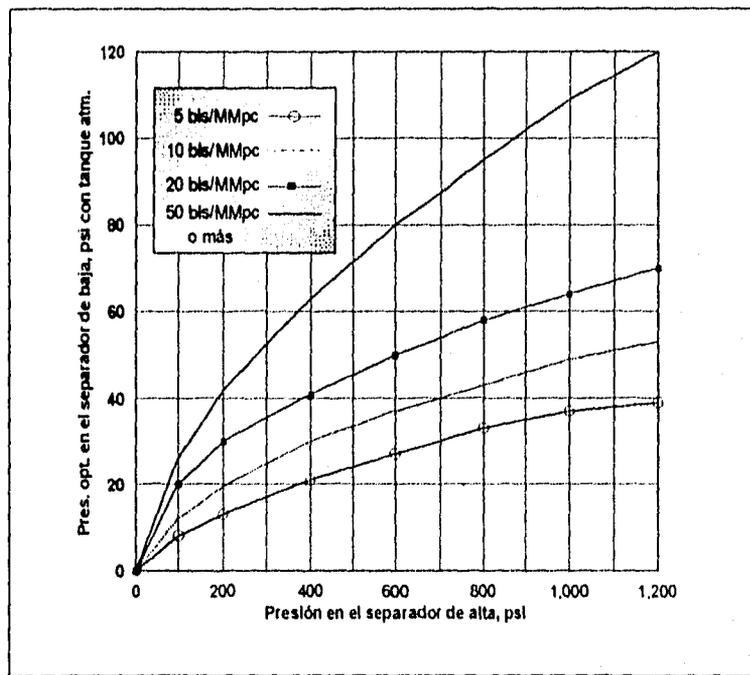


Figura 3.2 Presión óptima en el separador de baja

La figura (3.3) es una gráfica que ilustra el promedio de incremento en porcentaje de líquido recuperado para dos etapas de separación sobre una.

3.3 ESTABILIZACIÓN DE CRUDO

Independientemente del proceso de separación utilizado, la estabilización de los hidrocarburos líquidos es necesaria a fin de que no experimenten pérdidas substanciales por vaporización, al transportarlos o almacenarlos a condiciones superficiales. Por tanto la estabilización se realiza considerando el concepto de presión de vapor, y no es más que un ajuste de ésta, de tal manera que sea menor que la atmosférica a la temperatura máxima esperada.⁽²⁾

3.3.1 PRESIÓN DE VAPOR.^{(3),(4)}

Cualquier líquido en un recipiente abierto, hierve cuando es calentado a un nivel tal que su presión de vapor es la presión atmosférica. Inversamente, un líquido no hierve mientras que su presión de vapor es menor que dicha presión. De este modo, si la presión de vapor del aceite crudo en un tanque es menor que la presión atmosférica, no se presenta la evaporación.

El crudo es almacenado frecuentemente en tanques expuestos al calor del sol. La presión de vapor del aceite a la entrada del tanque puede ser menor que la atmosférica, de esta manera inicialmente no ocurre la vaporización; pero como el

tanque absorbe el calor del medio ambiente, la presión del vapor del aceite se incrementa y puede llegar a ser mayor que la atmosférica, comenzando la evaporación.^{(3),(4)}

Como se ha observado, la presión de vapor se incrementa cuando la temperatura se eleva. Una mezcla de hidrocarburos que tiene una presión de vapor menor que la presión atmosférica, puede entrar a un tanque atmosférico sin que ocurra la vaporización. Si embargo, si los líquidos absorben el suficiente calor del medio para incrementar su temperatura hasta el punto en el cual, su presión de vapor alcanza la presión atmosférica, comenzará la vaporización. Así la presión de vapor de un líquido que está entrando en un tanque, debe ser lo suficientemente baja para que no ocurra vaporización si es calentado durante su almacenamiento o su transporte al destino final.

Desde hace años, se desarrolló una prueba de presión de vapor a la que se le llamó Presión de Vapor Reid (PVR), la cual es todavía el procedimiento estándar de prueba para determinar el grado de estabilidad del aceite crudo, condensado, gasolina y otros productos del petróleo que se almacenan en tanques atmosféricos. El objetivo de la prueba PVR fue proporcionar un medio para determinar si un hidrocarburo líquido almacenado en tanque atmosférico vaporizará o no cuando su temperatura se eleva 100 °F. Se seleccionó arbitrariamente 100 °F como una temperatura probable para el tanque de almacenamiento, que podría esperarse durante los meses de verano.^{(3),(4)}

La prueba PVR, proporciona una aproximación a la presión de vapor verdadera (PVV) de un líquido derivado del petróleo, a una temperatura de 100 °F, el procedimiento para medir aproximadamente la Presión de Vapor Verdadera, es algo complicado y requiere equipo de laboratorio especial.

Cuando se desarrolló la prueba PVR, se intentó contar con un procedimiento rápido y aproximado para medir la presión de vapor verdadera. Sin embargo, el procedimiento para correr la prueba PVR implica que en ocasiones el líquido se exponga al medio ambiente; una vez cuando la muestra es recolectada en un recipiente y otra, cuando es transferida de éste al aparato de prueba. Durante estas exposiciones, parte de los hidrocarburos ligeros en el aceite se vaporizarán, y la lectura de presión de vapor resulta menor.

3.3.2 METODOLOGÍA PARA LA OBTENCIÓN DE LA PVR.⁽⁵⁾

La determinación del valor óptimo de PVR es de gran importancia, debido a que por regla general se tiene que por cada lb/pg^2 que se tenga por debajo de este valor óptimo, se tendrá un 0.5% de pérdidas en el volumen recuperado de aceite.⁽⁵⁾

En la definición de dicho valor de PVR, se requiere la elaboración de las curvas de comportamiento que relacionen la PVR con la presión en la etapa de separación previa al tanque de almacenamiento; estas curvas serán específicamente

para el tipo de crudo que se este manejando y no podrán utilizarse para crudos que presenten diferentes propiedades físicas.

En la figura (3.3) se muestran gráficamente los valores de PVR que deben ser determinadas para un tipo de crudo específicamente, los cuales deben obtenerse mediante el estándar ASTM D-323 para numerosas condiciones de presión y temperatura de separación en la etapa previa al tanque, para que finalmente se puedan obtener curvas de iso-PVR.

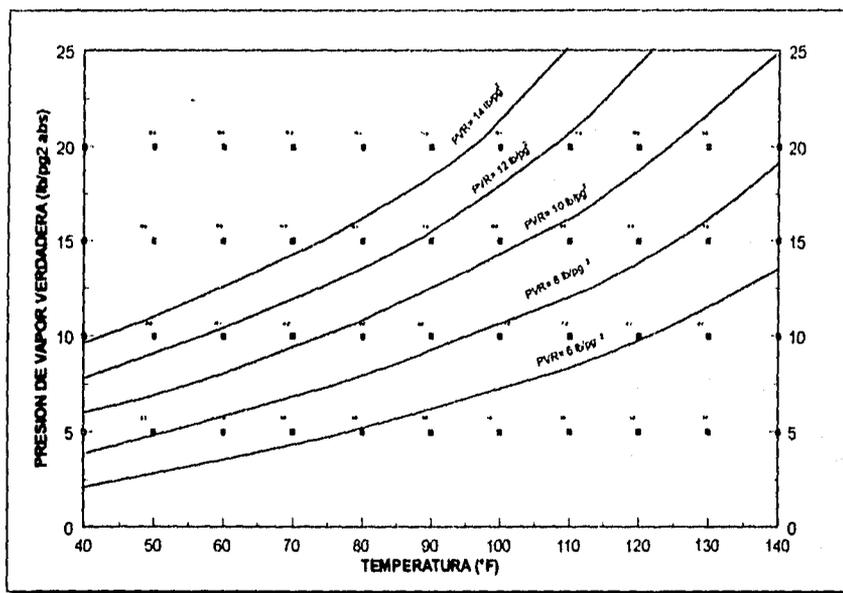


Figura 3.3 Esquema de elaboración de curvas de PVR

En el desarrollo de este trabajo se consideró el valor de 6.5 psi de PVR, debido a que se especificó en el contrato de compra - venta del hidrocarburo. El valor de PVR se obtiene con las curvas de la figura (3.3), a partir de la temperatura

máxima que se presente en el tanque de almacenamiento, subiendo hasta intersectar la presión atmosférica local y posteriormente interpolando el valor de PVR correspondiente a las curvas más cercanas.

En la figura (3.4) se ejemplifica este procedimiento, además de mostrar la forma de como se debe determinar la temperatura requerida en la etapa de estabilización manteniendo la presión constante en ésta (Método por incremento de temperatura).

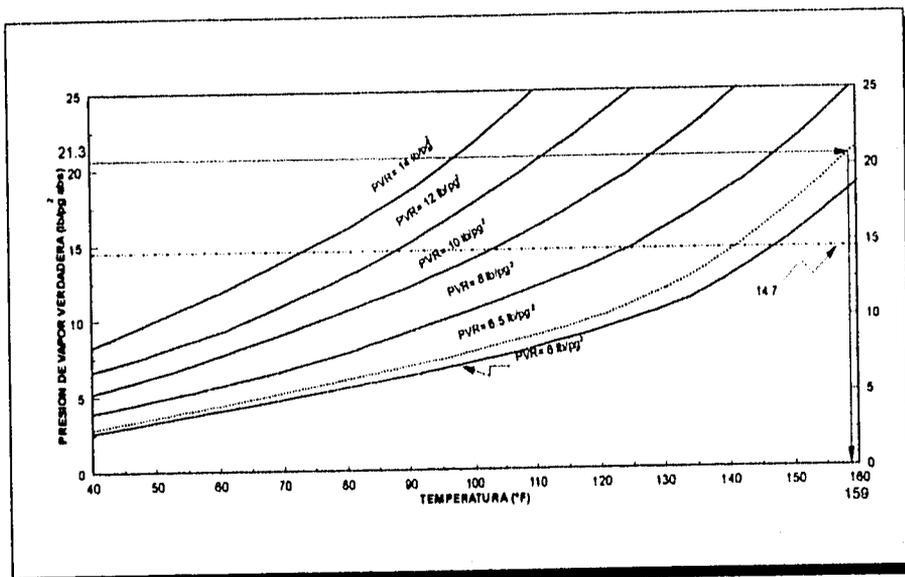


Figura 3.4 Determinación de la temperatura de estabilización manteniendo presión constante

En la figura (3.5) se ejemplifica el procedimiento para determinar el valor de la presión requerida en la etapa de estabilización, manteniendo constante la temperatura (Método de reducción de presión).

Las curvas de PVV de la figura (3.3) son valores promedio para muchos aceites crudos. Sin embargo, por diferencia entre la PVR y la PVV, puede variar hasta 50 % para ciertos crudos. La PVV de aceites producidos de pozos con unidades de bombeo, es cercana a la PVR. La PVV de pozos con una alta RGA, puede ser mayor que la mostrada en las curvas de la figura (3.3)⁽³⁾

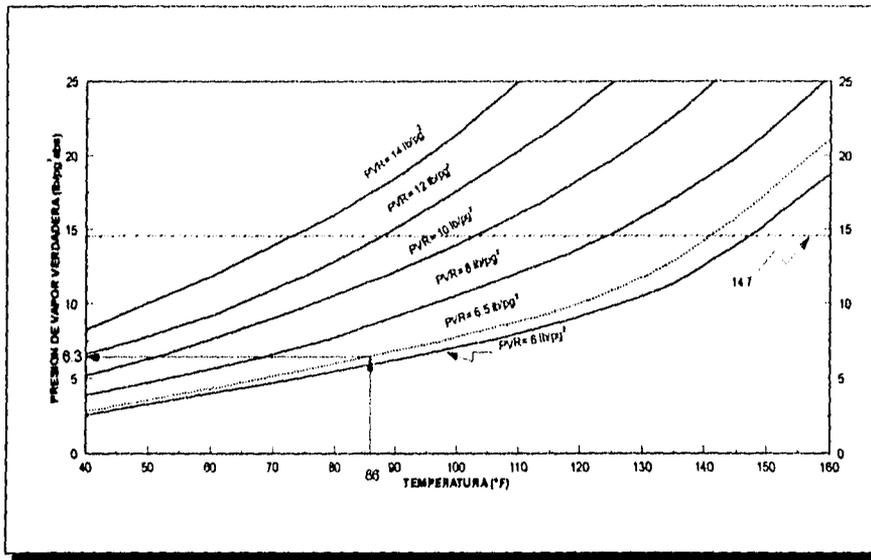


Figura 3.5 Determinación de la presión de estabilización manteniendo la temperatura constante

Otro aspecto acerca de la PVV de una mezcla de hidrocarburos es la siguiente: la PVV de una mezcla almacenada en un tanque atmosférico, no puede ser mayor que la presión atmosférica a su temperatura en el tanque, sin embargo la PVR sí puede ser mayor debido a que al fluido se le incrementa la energía cinética por una serie de agitaciones, además de que se le incrementa la temperatura, por lo cual se reportan generalmente valores mayores a la presión atmosférica. Si una

mezcla de hidrocarburos teniendo una PVV mayor que la presión atmosférica entra al tanque, parte de los componentes ligeros en la mezcla se vaporizarán inmediatamente y la PVV del líquido remanente será la presión atmosférica.⁽³⁾

CAPITULO 4

ALTERNATIVAS TÉCNICO - ECONÓMICAS PARA LA ESTABILIZACIÓN DE CRUDO Y CONDENSADO

En el mercado mundial un proceso eficiente es aquel que tiene productos bien definidos que permiten ser comercializados adecuadamente. En México se ha determinado que la eficiencia en los procesos de estabilización no es la adecuada así como el manejo de sus productos, lo que ocasiona reclamos de parte de los compradores, riesgo en la instalaciones y daño al medio ambiente.

En el presente trabajo se estudian alternativas para mejorar la eficiencia del proceso y calidad de sus productos, así como su adecuado manejo; considerando las instalaciones actuales y los métodos de plena estabilización que son:

- Variación de presión hasta valores vacuométricos.
- Variación de temperatura.

Por lo tanto los casos del estudio propuestos para mejorar la eficiencia del proceso son:

- + Separación multietapa con estabilización elevada.(Caso Base)
- + Estabilización elevada con presión de vacío y torre fraccionadora.
 - (Alternativa 1)
 - Manejo por separado de las corrientes de aceite, gas y condensado
 - (Alternativa 1.A.)
 - Incorporación de condensados a la corriente de crudo.(Alternativa 1.B.)
- + Estabilización elevada con incremento de temperatura y torre fraccionadora.(Alternativa 2)
 - Manejo por separado de las corrientes de aceite, gas y condensado
 - (Alternativa 2.A.)
 - Incorporación de condensados a la corriente de crudo.(Alternativa 2.B.)

La composición que se utilizó para llevar acabo la simulación corresponde a un campo de gas y condensado:⁽⁵⁾

COMPONENTE	% MOL
N2	2.0584
CO2	4.5203
H2S	2.6110
CH4	68.7931
C2H6	9.5715
C3H8	4.1239
iC4	0.7737
nC4	1.5013
iC5	0.5583
nC5	0.6179
C6	1.1681
C7	0.8200
C8	0.7057
C9	0.6484
C10 ⁺	1.5284

4.1 SEPARACIÓN MULTITAPA CON ESTABILIZACIÓN ELEVADA. (CASO BASE)

Para realizar una comparación de los distintos procesos propuestos para la estabilización, es necesario un caso base de referencia en el que se proporcione una descripción del manejo integral de la producción obtenida (aceite, gas y condensado) al final de un proceso.

4.1.1 MANEJO DE LA PRODUCCIÓN.

En la figura (4.1) se muestra el proceso multietapa con Estabilización Elevada correspondiente al caso base planteado, en la que se muestran las condiciones de presión y temperatura de operación para cada uno de los elementos físicos que intervienen en el proceso, así como la representación numérica de las corrientes manejadas, y por medio de la simulación composicional del proceso.⁽¹⁾ En dicha figura, se obtienen los flujos de hidrocarburos mostrados en las tablas 4.1A,B,C y D.

Para la simulación del proceso, se utilizó el modelo de comportamiento de fases CMGPROP.⁽¹⁾

MANEJO DEL ACEITE.

La mezcla de hidrocarburos líquidos y gaseosos producidos por los pozos entra a la etapa de separación de alta presión donde se pretende alcanzar el equilibrio vapor líquido correspondiente a las condiciones de presión y temperatura de esta etapa. El líquido obtenido pasa a la etapa de separación de presión intermedia y subsecuentemente a la de baja presión. Previa al tanque de almacenamiento pasa por un separador colocado en una estructura metálica elevada la cual esta situada a cierta altura del piso .

La presión a la que opera esta etapa de separación depende básicamente del equipo convencional de recuperación de vapores, el cual tiene una presión de succión mínima de $19.67 \text{ lb/pg}^2_{\text{abs}}$ (probada en campo) .

El objetivo del separador elevado, es provocar una disminución de la presión la cual permite mayor liberación del gas contenido en el aceite en esta etapa, evitando que esto suceda en el tanque de almacenamiento. El vapor obtenido de la separación elevada se integra, después de suministrarle la presión requerida a la corriente de gas descargada en la etapa anterior(baja presión).

Para proporcionar la carga neta positiva de succión (NPSH) necesaria para que el crudo llegue a las bombas con la presión requerida en la succión, y así poderlo impulsar adecuadamente hasta la central de almacenamiento y bombeo, se

requiere de una elevación del separador mencionado, la cual deberá estar de acuerdo con la densidad del líquido, para que se proporcione dicha carga neta a las bombas, contemplando las pérdidas por fricción desde la descarga de este separador hasta las bombas.

Cuando la producción requiere entrar a un tanque de almacenamiento la altura de elevación del separador deberá ser mayor a la altura de carga de fluidos al tanque considerando también las pérdidas por fricción.

En la figura (4.1) se muestra el manejo del aceite identificado con color café.

MANEJO DE GAS.

El gas del separador de alta presión pasa por un enfriador mecánico (soloaire) el cual le reduce la temperatura hasta una cercana a la temperatura ambiente, para entrar en un rectificador de alta presión (RVCAP). Este gas ya rectificado pasa por un medidor totalizador y uno de envío con la finalidad de obtener por diferencia el flujo enviado al quemador para después ser enviado a la planta petroquímica. La corriente de gas que sale del separador de presión intermedia después de pasar por enfriamiento mecánico entra a su respectivo rectificador, donde ya rectificado se mide en dos ocasiones (totalizador y envío) en forma similar al anterior, y entra a un paso de compresión para suministrarle la energía suficiente y reintegrarlo a la corriente de gas proveniente de la etapa de alta presión. El gas que abandona el

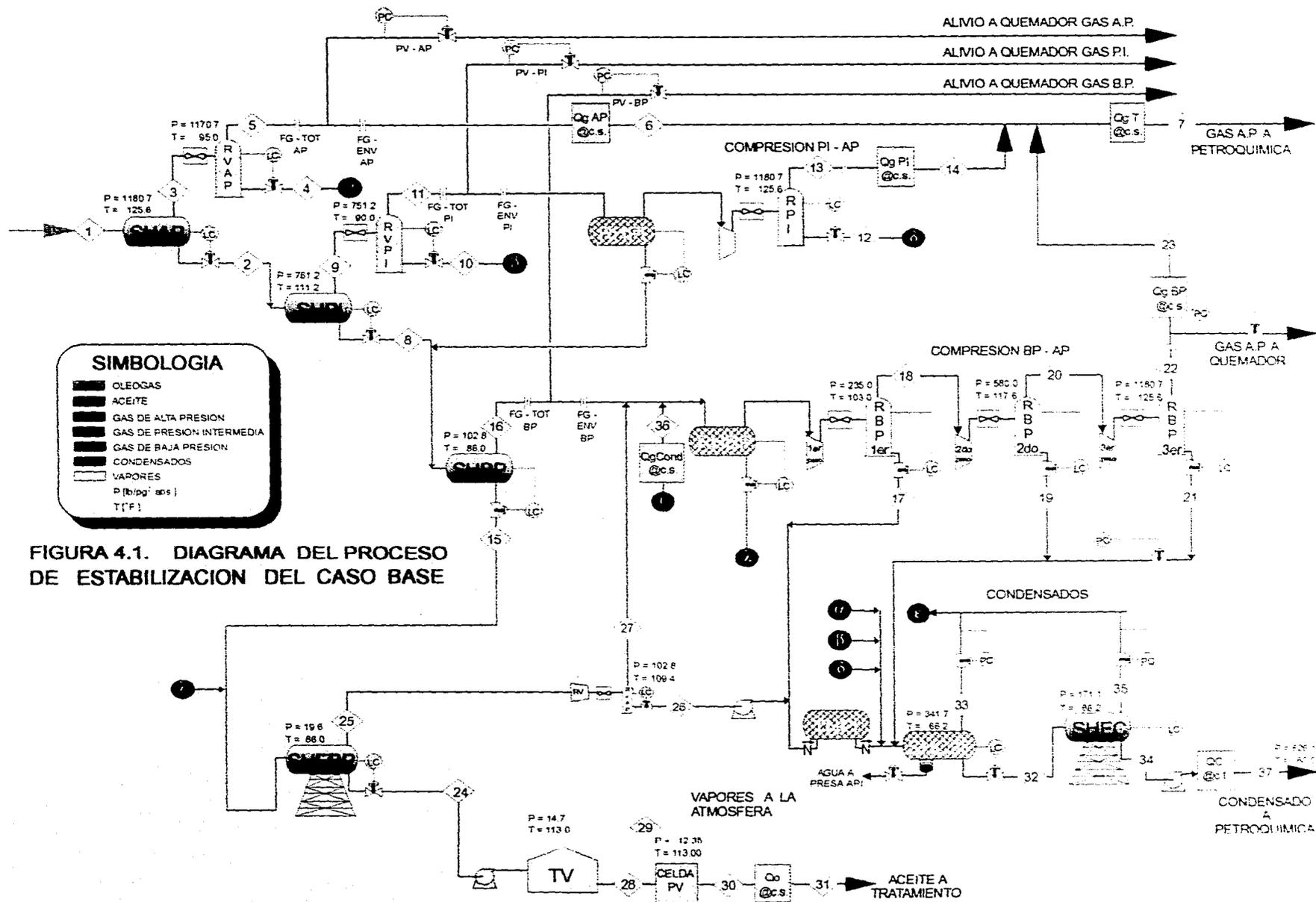
separador de baja presión, después de ser medido pasa a un sistema de compresión compuesto por tres pasos; cada uno de los cuales se compone de un compresor multietapa, un enfriador mecánico y un rectificador, como se muestra en la figura (4.1), con lo que se le adiciona la energía necesaria al gas para poderlo integrar a la corriente de gas de alta presión, ya antes mencionada.

El gas que se obtiene del separador elevado pasa por un enfriador, un rectificador y un paso de compresión para poder integrarlo a la corriente de gas de baja presión.

En la figura (4.1) se ilustra el manejo del gas con diferentes tonalidades de verde como se muestra en el recuadro.

MANEJO DE CONDENSADOS.

Los condensados generados por el enfriamiento del gas, obtenidos de los rectificadores de alta presión, presión intermedia, y de las etapas de rectificación correspondientes al sistema de compresión del gas de baja presión y estabilización elevada, entran a un separador tipo trifásico (aceite - agua - gas), de donde el agua es enviada a una presa API, el gas es reintegrado a la corriente de gas de baja presión y el condensado pasa a una etapa de estabilización elevada a las condiciones de presión y temperatura que se muestran en la figura (4.1). De ahí es desalojado automáticamente de este separador por medio de una bomba de acuerdo



SIMBOLOGIA

- OLEOGAS
- ACEITE
- GAS DE ALTA PRESION
- GAS DE PRESION INTERMEDIA
- GAS DE BAJA PRESION
- CONDENSADOS
- VAPORES

P (lb/in² abs)
T (°F)

FIGURA 4.1. DIAGRAMA DEL PROCESO DE ESTABILIZACION DEL CASO BASE

 * COMPUTER MODELLING GROUP PHASE PROPERTY PACKAGE *
 * CMGPROP VERSION PC-3.6.1 *

TABLA 4.1A. COMPOSICION DE LAS CORRIENTES DEL CASO BASE

stream table

stream	29	31	6	14	23	34	1	36	2
from unit to unit	TV <output>	Qocs <output>	QgAPcs <output>	QgPICs <output>	QgBPcs <output>	SHCC <output>	<input> SHAP	<input> RBP1	SHAP SHPI
P, psia	14.70	14.70	14.70	14.70	14.70	171.20	1180.70	14.70	1180.70
T, degF	113.00	60.00	60.00	60.00	60.00	66.20	125.60	60.00	125.60
	gas	liq	gas	gas	gas	liq	gas	gas	liq
Volume/time	K - ft3 1238.683	K - bbl 20.349	K - ft3 336301.693	K - ft3 5253.947	K - ft3 14046.091	K - bbl 1.772	K - ft3 51101.721	K - ft3 1031.196	K - bbl 31.641
1000 lb -mole / time	3.024	49.868	890.005	13.906	37.301	5.897	1000.000	2.733	105.208
Composition, %									
N2	0.0008	0.0000	2.2737	1.5274	0.3618	0.0058	2.0584	0.7029	0.3129
CO2	1.1413	0.0140	4.7077	5.2885	6.5961	1.1335	4.5203	6.2442	2.9908
H2S	6.2501	0.2153	2.5094	2.9290	7.6423	3.7612	2.6110	5.8533	3.4182
CH4	1.0848	0.0049	74.3551	72.7784	42.4253	3.1604	68.7931	55.1332	23.5513
C2H6	9.9530	0.2289	9.5981	10.9130	20.9881	8.9895	9.5715	18.1197	9.2705
C3H8	28.1077	2.0989	3.6652	3.9539	13.8328	17.1667	4.1239	9.2222	7.7639
IC4	9.3590	1.5733	0.6004	0.6010	2.3549	6.1662	0.7737	1.3863	2.1552
nC4	20.1823	4.7867	1.0709	1.0412	4.0227	14.2394	1.5013	2.2655	4.9411
IC5	6.7986	3.7798	0.3113	0.2755	0.7854	6.6224	0.5583	0.4324	2.5355
nC5	6.8529	4.9516	0.3123	0.2686	0.6646	7.4306	0.6179	0.3698	3.0666
nC6	6.9950	14.5709	0.3705	0.2818	0.2925	12.8538	1.1681	0.2117	7.5750
nC7	2.1550	12.9068	0.1396	0.0940	0.0301	7.3261	0.8200	0.0402	6.3130
nC8	0.7724	12.4275	0.0595	0.0351	0.0031	5.0981	0.7057	0.0100	5.9586
nC9	0.2741	12.1528	0.0229	0.0114	0.0002	3.5628	0.6484	0.0024	5.7840
C10+	0.0729	30.2885	0.0035	0.0012	0.0000	2.4835	1.5284	0.0002	14.3626
Z factor	0.97977	0.00604	0.99598	0.99588	0.99254	0.05119	0.96572	0.99424	0.31741
molar vol., ft3 / lb - MOL	409.62738	2.29113	377.86507	377.82960	376.56305	1.68747	51.10172	377.31282	1.68857
density, lb / ft3	0.13362	46.92996	0.05816	0.05874	0.07931	39.55634	0.52648	0.06955	39.87439
MW	54.7350	107.5228	21.9777	22.1949	29.8652	66.7503	26.9039	26.2406	67.3307

 * COMPUTER MODELLING GROUP PHASE PROPERTY PACKAGE *
 * CMGEROP VERSION PC-3.6.1 *

TABLA 4.1B. COMPOSICION DE LAS CORRIENTES DEL CASO BASE

 stream table

stream	3	8	9	15	16	24	25	28	30	4
from unit	SHAP	SHPI	SHPI	SHBP	SHBP	SHEBP	SHEBP	TV	PV	RVAP
to unit	RVAP	SHBP	RVPI	SHBP	RBP1	TV	RPI	PV	Qocs	SHC3P
P, psia	1180.70	761.20	761.20	102.80	102.80	19.60	19.60	14.70	12.35	1170.70
T, degF	125.60	111.20	111.20	86.00	86.00	86.00	86.00	113.00	100.00	95.00
	gas	liq	gas	liq	gas	liq	gas	liq	liq	liq
Volume/time	K - ft3 3831.648	K - bbl 28.924	K - ft3 95.145	K - bbl 23.474	K - ft3 1562.938	K - bbl 21.368	K - ft3 2857.591	K - bbl 20.671	K - bbl 20.735	K - bbl 1.301
1000 lb-mole/time	894.792	91.277	13.931	62.644	28.633	52.892	9.752	49.866	49.866	4.787
Composition, %										
N2	2.2636	0.1279	1.5249	0.0041	0.3987	0.0000	0.0259	0.0000	0.0000	0.3878
CO2	4.7001	2.6408	5.2839	0.6866	6.9163	0.0785	3.9845	0.0140	0.0140	3.2928
H2S	2.5160	3.4937	2.9305	1.9667	6.8347	0.5603	9.5938	0.2153	0.2153	3.7367
CH4	74.1125	16.0530	72.6797	1.6394	47.5874	0.0666	10.1693	0.0049	0.0049	29.0156
C2H6	9.6069	9.0199	10.9128	3.8718	20.2829	0.7848	20.6137	0.2289	0.2289	11.2420
C3H8	3.6959	8.3437	3.9654	7.1567	10.9406	3.5859	26.5227	2.0989	2.0989	9.4064
iC4	0.6113	2.3918	0.6054	2.6795	1.7623	2.0184	6.2648	1.5733	1.5733	2.6260
nC4	1.0969	5.5347	1.0519	6.6703	3.0500	5.6669	12.1122	4.7867	4.7867	5.9320
iC5	0.3258	2.8794	0.2816	3.8636	0.7262	3.9524	3.3822	3.7798	3.7798	3.0244
nC5	0.3300	3.4925	0.2762	4.7784	0.6792	5.0603	3.2493	4.9516	4.9516	3.6270
nC6	0.4148	8.6851	0.3013	12.3889	0.5819	14.1377	2.9043	14.5709	14.5709	8.6589
nC7	0.1741	7.2598	0.1096	10.5039	0.1624	12.2921	0.8053	12.9068	12.9068	6.6023
nC8	0.0881	6.8607	0.0482	9.9715	0.0548	11.7611	0.2655	12.4275	12.4275	5.3974
nC9	0.0446	6.6636	0.0212	9.7009	0.0183	11.4737	0.0865	12.1528	12.1528	4.0768
C10+	0.0194	16.5536	0.0074	24.1178	0.0045	28.5610	0.0201	30.2885	30.2885	2.9738
Z factor	0.80495	0.22105	0.84856	0.03693	0.95821	0.00759	0.98069	0.00562	0.00460	0.30022
molar vol., ft3 / lb - MOL	4.28217	1.77915	6.82963	2.10390	54.58502	2.26825	293.01161	2.34989	2.33457	1.52651
density, lb / ft3	5.17276	41.70998	3.26064	45.17810	0.52414	46.07289	0.14939	45.75648	46.05674	35.67336
MW	22.1506	74.2083	22.2689	95.0501	28.6102	104.5048	43.7736	107.5228	107.5228	54.3032

 * COMPUTER MODELLING GROUP PHASE PROPERTY PACKAGE *
 * CMGPROP VERSION PC:3.6.1 *

TABLA 4.1C. COMPOSICION DE LAS CORRIENTES DEL CASO BASE

stream table										
stream	5	10	11	12	13	26	27	17	18	19
from unit to unit	RVAP QgAPcs	RVPI SHC3F	RVPI RPI	RPI SHC3F	RPI QgPIcs	RPI SHC3F	RPI RBP1	RBP1 SHC3F	RBP1 RBP2	RBP2 SHC3F
P, psia	1170.70	751.20	751.20	1180.70	1180.70	102.80	102.80	235.00	235.00	580.00
T, degF	95.00	90.00	90.00	125.60	125.60	109.40	109.40	103.00	103.00	117.50
	gas	liq	gas	liq	gas	liq	gas	liq	gas	liq
Volume/time	K - ft3 3467.180	K - bbl 0.008	K - ft3 90.582	K - bbl 0.000	K - ft3 59.342	K - bbl 0.251	K - ft3 488.106	K - bbl 0.109	K - ft3 917.545	K - bbl 0.725
1000 lb-mole/time	890.035	0.026	13.906	0.000	13.906	0.776	8.976	0.358	39.984	2.683
Composition, %										
N2	2.2737	0.1515	1.5274	1.5274	1.5274	0.0004	0.0281	0.0110	0.3402	0.0400
CO2	4.7077	2.7825	5.2885	5.2885	5.2885	0.3427	4.2994	1.1480	6.3345	2.6979
H2S	2.5094	3.7379	2.9290	2.9290	2.9290	2.1489	10.2376	3.5224	7.5512	10.4342
CH4	74.3551	19.2287	72.7784	72.7784	72.7784	0.4492	11.0098	3.7525	40.2844	10.5242
C2H6	9.5981	10.8158	10.9130	10.9130	10.9130	3.9649	22.0535	8.1645	20.6411	15.8167
C3H8	3.6652	10.1766	3.9539	3.9539	3.9539	14.8599	27.5313	16.6825	14.4962	21.7175
iC4	0.6004	2.9855	0.6010	0.6010	0.6010	7.2922	6.1760	6.5877	2.6842	7.2618
nC4	1.0709	6.8373	1.0412	1.0412	1.0412	18.4116	11.5674	15.7764	4.7944	15.5221
iC5	0.3113	3.6114	0.2755	0.2755	0.2755	10.0848	2.8026	8.0258	1.1069	5.5760
nC5	0.3123	4.3672	0.2686	0.2686	0.2686	11.5526	2.5312	9.1336	0.9980	5.6338
nC6	0.3705	10.8550	0.2818	0.2818	0.2818	19.0718	1.5061	15.5081	0.6303	5.3267
nC7	0.1396	8.5836	0.0940	0.0940	0.0940	7.5780	0.2196	6.9289	0.1063	1.1644
nC8	0.0595	7.1714	0.0351	0.0351	0.0351	2.9563	0.0328	3.1486	0.0191	0.2416
nC9	0.0229	5.3321	0.0114	0.0114	0.0114	1.0361	0.0044	1.2615	0.0030	0.0409
C10+	0.0035	3.3635	0.0012	0.0012	0.0012	0.2507	0.0002	0.3484	0.0001	0.0020
Z factor	0.76616	0.21047	0.82953	0.80219	0.80219	0.03050	0.91531	0.06663	0.89305	0.14203
molar vol., ft3 / lb - MOL	3.89569	1.65274	6.51410	4.26748	4.26748	1.81209	54.37758	1.71212	22.94777	1.51703
density, lb / ft3	5.64154	37.75011	3.40721	5.20093	5.20093	37.70664	0.76594	37.08740	1.38364	31.45225
MW	21.9777	62.3912	22.1949	22.1949	22.1949	68.3279	41.6502	63.4980	31.0631	47.7141

 * COMPUTER MODELLING GROUP PHASE PROPERTY PACKAGE *
 * CMGPROP VERSION PC:3.6.1 *

TABLA 4.1D. COMPOSICION DE LAS CORRIENTES DEL CASO BASE

 stream table

stream	20	21	22	7	32	33	35	37
from unit	RBP2	RBP3	RBP3	QgTcs	SHC3F	SHC3F	SHC3F	QCct
to unit	RBP3	SHC3F	QgBPCs	<output>	SHC3F	QgCond	QgCond	<output>
W, usia	580.00	1180.70	1180.70	14.70	341.70	341.70	171.20	626.10
T, degF	117.60	125.60	125.60	60.00	66.20	66.20	66.20	60.00
	gas	liq	gas	gas	liq	gas	gas	liq
Volume/time	K - ft3 306.283	K - bbl 0.000	K - ft3 109.087	K - ft3 355608.950	K - bbl 1.946	K - ft3 25.966	K - ft3 28.799	K - bbl 1.744
1000 lb-mole/time	37.301	0.000	37.301	941212.000	6.849	1.781	0.952	5697.000
Composition, %								
N2	0.3618	0.3618	0.3618	2.1869	0.0425	0.9438	0.2696	0.0058
CO2	6.5961	6.5961	6.5961	4.7911	1.9071	6.0009	6.6994	1.1392
H2S	7.6423	7.6423	7.6423	2.7190	4.3000	4.8993	7.6381	3.7801
CH4	42.4253	42.4252	42.4253	73.0665	8.7467	61.4291	43.3542	3.1763
C2H6	20.9881	20.9881	20.9881	10.0689	10.9186	15.5809	22.8696	9.0307
C3H8	13.8328	13.8329	13.8328	4.0724	16.5447	7.3678	12.6917	17.2530
iC4	2.3549	2.3549	2.3549	0.6699	5.5759	1.1018	1.9185	6.1972
nC4	4.0227	4.0227	4.0227	1.1874	12.6955	1.8029	3.1309	14.3110
iC5	0.7854	0.7854	0.7854	0.3296	5.7835	0.3498	0.5869	6.6627
nC5	0.6646	0.6646	0.6646	0.3256	6.4672	0.3008	0.4990	7.4679
nC6	0.2925	0.2925	0.2925	0.3661	11.1057	0.1772	0.2763	12.4129
nC7	0.0301	0.0301	0.0301	0.1343	6.3149	0.0347	0.0507	7.3629
nC8	0.0031	0.0031	0.0031	0.0567	4.3912	0.0088	0.0121	5.1237
nC9	0.0002	0.0002	0.0002	0.0218	3.0680	0.0022	0.0028	3.5807
C10+	0.0000	0.0000	0.0000	0.0033	2.1383	0.0002	0.0003	2.4960
Z factor	0.76874	0.54974	0.54974	0.99586	0.09657	0.88270	0.91775	0.18645
molar vol., ft3 / lb - MOL	8.21118	2.92452	2.92452	377.82025	1.59502	14.57883	30.25348	1.66079
density, lb / ft3	3.63714	10.21204	10.21201	0.05901	38.56684	1.69579	0.96124	40.13379
MW	29.8652	29.8653	29.8652	22.2934	61.5148	24.7226	29.0809	66.6540

al nivel que se presenta en el mismo para hacerlo llegar a una planta petroquímica a las condiciones de transferencia especificadas.

En la figura(4.1) se indican el manejo de condensado con color rojo.

4.1.2 ANÁLISIS ECONÓMICO DEL CASO BASE.

Para el análisis económico, se considera que la producción de los pozos durante el tiempo de vida del proyecto se verá afectado por la declinación natural, con la finalidad de no contraer compromisos con una producción no tangible.

Debido a la situación y últimos sucesos en el país al realizarse el presente trabajo, se decidió realizar el análisis de mercado en dólares (USD) a la vez que se logra mantener la vigencia de estudio por más tiempo, para hacer de este una base para futuros proyectos a desarrollarse.

INGRESOS DEL CASO BASE.

Los ingresos que se tienen por concepto de la comercialización de la producción son mostrados en la tabla 4.2.

PRODUCTO	FLUJO	ESPECIFICACION	PRECIO	INGRESOS (USD)
ACEITE Q _o @ c.s. (BPD)	20 349.00	56.64 ° API	20.00 (USD/BI)	406 980.00
GAS Q _g @ c.s. (MMPCD)	355.608	1 137.34 BTU/pie ³	2788.98 (USD/MMPCS)	991 784.03
CONDENSADOS Q _{cond} @ c.s. (BPD)	1 744.00	88.50 ° API	11.92 (USD/BI)	20 788.48
INGRESO DIARIO TOTAL				1 419 552.51

Tabla 4.2 Ingresos por concepto de la comercialización de la producción para el caso base

Los precios de los hidrocarburos corresponden al mes de Agosto de 1996 bajo las siguientes consideraciones:

- El precio del petróleo crudo corresponde al crudo Olmeca (38 °API)
- El precio del condensado es exageradamente menor que el correspondiente al crudo
- El precio del gas esta en función de su poder calorífico y se obtiene de la siguiente manera:

$$PGAS = (Pcal. \times 8.891 \times P_{gcal.}) / 35.3146$$

donde: **PGAS** ; precio del gas (USD / MMPCS)

Pcal. ; poder calorífico del gas (BTU / pie³)

P_{gcal.} ; precio de la gigacaloría (9.74 USD/GCal)

Los ingresos actuales afectados por los derechos sobre hidrocarburos (gubernamentales) del 60.8 % son:

$$\text{ICASO BASE} = \text{INGRESO BRUTO TOTAL} \times (1 - 0.608)$$

$$= 1\,419\,552.51 \times (1 - 0.608)$$

$$= 556\,464.58 \text{ (USD/día)}$$

$$= 203\,109\,573.10 \text{ (USD/año)}$$

Cabe señalar que adicionalmente al derecho sobre hidrocarburo aplicado anteriormente, se aplican los derechos sobre extracción de hidrocarburos (52.3%), derecho extraordinario sobre la extracción de petróleo (25.5%) y derecho adicional sobre la extracción de petróleo (1.1%), de acuerdo con la **Ley del Impuesto Especial sobre Producción y Servicios de la Secretaría de Hacienda y Crédito Público**. Los valores antes mencionados fueron obtenidos del **Diario Oficial de fecha 27 de Diciembre de 1993.**^{(2),(3)}

En la tabla 4.3 se presenta el comportamiento de la producción (expresada en flujos diarios), los ingresos anuales correspondientes a cada producto, los ingresos anuales brutos y los netos para el horizonte del proyecto (10 años), considerando una declinación anual de la producción de 5.54%, pero sin considerar ninguna mejora en el sistema estudiado, ya que dicho comportamiento corresponde al caso base.

AÑOS	PRODUCCION DIARIA E INGRESOS ANUALES						INGRESOS BRUTOS (lo+lg+lc)	INGRESOS NETOS MMUSD
	Qo @ c.s.	lo MMUSD	Qg @ c.s.	lg MMUSD	Qc @ c.s.	lc MMUSD		
0	20 349.00		355.608		1 744.00			
1	19 221.67	140.32	335.910	341.95	1 647.38	7.17	489.44	191.86
2	18 156.79	132.54	317.300	323.00	1 556.12	6.77	462.31	181.23
3	17 150.90	125.20	299.720	305.11	1 469.91	6.40	436.71	171.19
4	16 200.74	118.27	283.120	288.21	1 388.48	6.04	412.52	161.71
5	15 303.22	111.71	267.440	272.24	1 311.56	5.71	389.66	152.75
6	14 455.42	105.52	252.620	257.17	1 238.90	5.39	368.08	144.28
7	13 654.59	99.68	238.620	242.91	1 170.26	5.09	347.68	136.29
8	12 898.13	94.16	225.400	229.45	1 105.43	4.81	328.42	128.74
9	12 183.57	88.94	212.910	216.74	1 044.19	4.54	310.22	121.61
10	11 508.60	84.01	201.110	204.73	986.34	4.29	293.03	114.87
TOTAL		1 100.35		2 681.51		56.21	3 838.07	1 504.53

Tabla 4.3 Comportamiento de la producción y de los ingresos respectivos para el Caso Base

EGRESOS DEL CASO BASE

Los egresos que se mantienen constantes respecto al tiempo, se obtienen de los egresos actuales menos los rubros que variarán respecto al tiempo, como son: Energía eléctrica para enfriadores, Recuperadora de vapores, Bombeo de crudo, Deshidratación de crudo, Bombeo de condensados y Compresión de gas, teniéndose la tabla 4.4.

TIPO	CONCEPTO	EGRESOS USD/AÑO
O P E R A C I O N	3 ½ Operadores (Batería de separación)	22 293.59
	3 ½ Operadores (Sistema de bombeo)	22 293.59
	¼ Ingeniero jefe de sector	21 541.34
	¼ Ingeniero supervisor	15 708.10
	Energía eléctrica de enfriadores de gas AP (336.301) MMPCD ^F	10 692.22
	Energía eléctrica de enfriadores de gas PI (5.253) MMPCD ^F	159.10
	Energía de recuperadora de vapores (1) ^F	61 107.24
	Bombeo de crudo ^F	20 089.37
	Deshidratación del crudo ^F	354 912.35
	Bombeo de condensado ^F	1 017.24
	Op. y mmto. por compresión del gas liberado del aceite separado en PI - AP [*] (Q _{gPI-AP} = 5.253 MMPCD) ^F	212 990.00
	Op. y mmto. por compresión del gas liberado del aceite separado en BP - AP ^{**} (Q _{gBP-AP} = 10.665 MMPCD) ^F	864 853.84
M A N T E N I M I E N T O	Separadores y rectificadores	49 884.21
	Separador elevado y estructura metálica (1)	23 344.48
	Enfriadores de gas (Predictivo y preventivo)	30 773.57
	Tanques de almacenamiento	140 322.00
	Tanque de agua contra incendio (TACI)	14 032.20
	Bomba MBI	956.74
	Recuperadora de vapores (1)	140 959.82
	Obra civil	133 943.73
	Bombas de crudo (2 trasegros y 2 de envío)	34 885.32
	Bombas de condensado (2)	3 664.95
EGRESO TOTAL ANUAL (USD / AÑO)		2 180 425.00

* C_{comp} (PI-AP) = 111.08 USD/MMPCS

** C_{comp} (BP-AP) = 239.17 USD/MMPCS

^F Egreso fijo

Tabla 4.4 Costos de operación y mantenimiento del Caso Base

De la tabla 4.4 se tiene que los egresos actuales son:

$$E_{ACT_{TOTAL}} = 2\,180\,425.00 \text{ USD / AÑO}$$

En la tabla 4.5 se presenta el comportamiento de los egresos respecto al tiempo de vida del proyecto.

$$E_{\text{FIJO}} = E_{\text{ACT}_{\text{TOTAL}}} - E_{\text{VAR}}$$

$$E_{\text{FIJO}} = 2\,180\,425.00 - 10\,692.22 - 159.60 - 61\,107.24 - 20\,089.37 - 354\,912.35 - \\ 1\,017.24 - 212\,990.00 - 864\,853.84$$

$$E_{\text{FIJO}} = 654\,603.14 \text{ USD/AÑO}$$

AÑO	EGRESOS VARIABLES (USD)	EGRESOS FIJOS (USD)	EGRESOS TOTALES (USD)
1	1 441 291.33	654 603.14	2 095 894.47
2	1 361 443.79	654 603.14	2 016 046.93
3	1 286 019.80	654 603.14	1 940 622.94
4	1 214 774.31	654 603.14	1 869 377.45
5	1 147 475.81	654 603.14	1 802 078.95
6	1 083 905.65	654 603.14	1 738 508.79
7	1 023 857.28	654 603.14	1 678 460.42
8	967 135.58	654 603.14	1 621 738.72
9	913 556.27	654 603.14	1 568 159.41
10	862 945.25	654 603.14	1 517 548.39
TOTAL	11 302 405.07	6 546 031.40	17 848 436.47

Tabla 4.5 Comportamiento de los egresos respecto al tiempo del Caso Base

4.1.3 COMPORTAMIENTO ECONÓMICO DEL CASO BASE.

El comportamiento económico del Caso Base se muestra en la tabla 4.6, en la cual se presentan los ingresos, egresos y flujo de efectivo que se tendrá cada año en el horizonte del proyecto.

AÑO	ICASO BASE INGRESOS USD	ECASO BASE EGRESOS USD	F_{CB}=I-E FLUJO EFECTIVO USD
1	191 860 000.00	2 095 894.47	189 764 105.53
2	181 230 000.00	2 016 046.93	179 213 953.07
3	171 190 000.00	1 940 622.94	169 249 377.06
4	161 710 000.00	1 869 377.45	159 840 622.55
5	152 750 000.00	1 802 078.95	150 947 921.05
6	144 280 000.00	1 738 508.79	142 541 491.21
7	136 290 000.00	1 678 460.42	134 611 539.58
8	128 740 000.00	1 621 738.72	127 118 261.28
9	121 610 000.00	1 568 159.41	120 041 840.59
10	114 870 000.00	1 517 548.39	113 352 451.61
TOTAL	1 504 530 000.00	17 848 436.47	1 486 681 563.53

Tabla 4.6 Comportamiento económico del Caso Base

4.2 ESTABILIZACIÓN ELEVADA CON PRESIÓN DE VACÍO Y TORRE FRACCIONADORA (ALTERNATIVA 1).

El proceso de estabilización elevada con presión de vacío consta además de la separación multietapa, donde el aceite descargado del separador elevado de baja presión, previa al tanque de almacenamiento pasa a otro separador elevado cuya presión de operación esta por debajo de la presión atmosférica, lo cual se logra con un equipo de vacío.

La presión de vacío, es limitada por la presión de vapor y temperatura del fluido que se esta manejando, de esta forma se determina que una alta temperatura reduce la eficiencia del equipo en su operación. Para presiones vacuométrcas durante el funcionamiento del compresor, la influencia de la temperatura y de la presión de vapor es menor en su porcentaje por lo que generalmente este efecto es inelegrible. Los equipos son capaces de succionar gotas de líquido y partículas de sólidos, mostrando claro un cierto incremento en el consumo de energía. El consumo de energía es función de la relación de compresión y del volumen de gas succionado.^{(2),(5)}

La presión de operación del equipo de vacío dentro del proceso de estabilización se determina con el método establecido en el Capítulo 3, según los lineamientos de PVR y la temperatura de trabajo.

4.2.1 MANEJO DE LA PRODUCCIÓN.

El aceite descargado de la etapa de baja presión entra al separador elevado de baja presión y posteriormente al separador elevado de presión de vacío (SHEVAC), de donde sale el aceite estabilizado hacia el tanque de almacenamiento.

El gas liberado en la etapa de presión de vacío (SHEVAC), es succionado por el equipo vacuométrico el cual proporciona la presión necesaria para integrar esta corriente de gas a la proveniente del SHEBP, el cual a su vez entra a una recuperadora de vapores de donde obtiene la presión requerida para incorporarse al gas liberado en el SHBP.

La descripción del manejo de la producción en el proceso completo de estabilización del aceite y gas es similar a la presentada en el caso base, la cual se representa con color café y diferentes tonalidades de verde respectivamente en la figura (4.2), y en las tablas 4.7A,B,C,D y E se muestran las características de las corrientes manejadas en dicho proceso las cuales representan el balance de masa que se lleva a cabo en el mismo.

El manejo del condensado tiene un proceso diferente al del Caso Base, ya que además estos se integran las corrientes que provienen de los rectificadores Rvac y Rvap, de tal forma que todas las corrientes de condensado entran a un

separador trifásico, donde es removido el gas liberado del condensado además del agua. El condensado fluye hacia una torre fraccionadora⁽⁶⁾ que con un controlador de nivel en el separador regula el gasto de flujo. El condensado pasa a través del precalentador, donde es calentado con el líquido caliente que sale del fondo de la torre, y entra a ésta aproximadamente en la parte media. La porción de líquido de alimentación fluye a través de los platos hacia la parte más baja de la torre. Los componentes ligeros en el líquido son evaporados a medida que éstos fluyen hacia abajo.

El líquido fluye a través del plato inferior, se derrama a una sección del fondo de la torre la cual se encuentra aislada de las otras partes que integran dicha sección. El líquido fluye al calentador donde parte se vaporiza y la corriente combinada líquido - vapor del calentador regresa a la otra sección del fondo de la torre. La porción de vapor fluye hacia arriba de la torre, y proporciona calor para evaporar los componentes ligeros del líquido que se encuentra sobre los platos; la porción de líquido de la corriente de salida del calentador entra a la sección de fondo de la torre que fluye hacia afuera por el fondo, pasa por el precalentador donde parte de su calor se transfiere a la corriente de alimentación y finalmente fluye a través de un enfriador para descargarse en el tanque de almacenamiento. Un sistema de control de nivel en el fondo de la torre regula el gasto de flujo.

El gas que entra a la torre en la corriente de alimentación fluye hacia arriba donde los componentes pesados son absorbidos por el líquido de los platos y sale a través de un condensador en la parte superior, donde es enfriado aproximadamente a temperatura ambiente. Parte del gas se condensa cuando es enfriado. La corriente que sale del condensador entra al acumulador de reflujo, donde la porción cae al fondo y es regresada al plato superior de la torre donde un controlador de nivel en el acumulador regula el flujo de líquido que es reintegrado a la torre, el gas que sale del acumulador se utiliza como combustible o se desecha. Un controlador de presión regula el flujo de gas que sale del acumulador.⁽⁶⁾

DESCRIPCIÓN DEL EQUIPO DE LA TORRE.⁽⁶⁾

El equipo de la torre incluye:

- 1 Una torre estabilizadora.⁽⁶⁾

La torre estabilizadora es una torre fraccionadora típica que segrega los componentes ligeros (los productos del domo) de los componentes pesados los cuales fluyen hacia el fondo. Tiene de 12 a 20 platos que son comúnmente cachuchas tipo burbujas, aunque pueden usarse también los platos tipo válvula.

La torre se fabrica comúnmente de acero al carbón bajo especificaciones rígidas, si el condensado que se va a manejar contiene sustancias corrosivas tales como H_2S o CO_2 , la torre debe ser revestida con un material resistente a la corrosión tal como acero monel o inoxidable o bien con un revestimiento protector. La torre tiene una válvula de alivio o disco de ruptura en la parte superior para prevenir y desfogar excesos de presión.

2 Calentador.⁽⁶⁾

El calentador proporciona un proceso de calor para evaporar los componentes ligeros contenidos en la corriente de alimentación, con este equipo se eleva la temperatura y se vaporiza parte de la corriente de los condensados que se están alimentando. El tipo de calentador depende de la cantidad de calor que es transferido en la unidad.

El aceite que sale del fondo de la torre hacia el calentador fluye a través de los tubos, los cuales se encuentran inmersos en el líquido caliente dentro del calentador de fuego directo, el aceite fluye a través de los bancos de tubos localizados a lo largo de las paredes internas de la cabina. Generalmente varios quemadores se localizan al final o en el piso del calentador, además casi siempre se usa una bomba con este tipo de calentador.

3 Un condensador para el reflujo.⁽⁶⁾

El condensador de reflujo enfría la corriente de gas de la parte superior del condensador aproximadamente a temperatura ambiente. Parte del gas se condensa al reducirse su temperatura. El condensador puede ser del tipo ventilador(soloaire), cuando no se tiene ningún medio de enfriamiento disponible, o puede ser del tipo de tubos y coraza si se cuenta con agua de enfriamiento.

4 Un enfriador de condensado.

El enfriador se usa para bajar la temperatura del condensado estable producido en el fondo de la torre a una temperatura cercana a la del ambiente. El enfriador es generalmente del mismo tipo que el condensador de reflujo; es decir, del tipo ventilador sino se tiene agua de enfriamiento, o del tipo de tubos y coraza si se dispone de ésta.

Si el enfriador y el condensador de reflujo son ambas del tipo soloaire, generalmente son montados en una sola estructura usándose un ventilador común para ambas unidades.

5 Precalentador.⁽⁶⁾

El precalentador es un intercambiador de calor en el cual parte del calor del producto de fondo se transfiere a la corriente de alimentación. Generalmente

es de tubos y coraza o del tipo tubo en "U" hecho de acero al carbón con tubos de acero.

6 Acumulador de Reflujo.⁽⁶⁾

El reflujo es generalmente un separador vertical, el cual segrega la corriente que sale del condensador en el gas y líquido, El líquido se va al fondo y se regresa a la torre para el reflujo. Un controlador de nivel regula el flujo de líquido que deja el acumulador. El gas sale por la parte superior del recipiente hacia un sistema para combustible o desecho el gasto de reflujo se regula con un controlador de presión.

El acumulador se fabrica de acero al carbón bajo un código de estrictas especificaciones, frecuentemente contiene un extractor de niebla en la parte superior para remover las partículas finas de líquido en la corriente si el volumen significativo de agua se condensa en el acumulador, se instala un controlador de nivel para remover el agua hacia el sistema de drene.

7 Bomba de reflujo.

Los hidrocarburos líquidos que caen hacia el fondo del acumulador de reflujo, son regresados hacia la torre con una bomba de reflujo, esta es generalmente del tipo centrífuga accionada por un motor eléctrico y dimensionada

para manejar el volumen de líquido que se forma en el condensador. Esta eleva la presión del líquido a 30 lb/pg² aproximadamente.

Con frecuencia, se dispone de una bomba de relevo, la cual es idéntica a la unidad en operación. Esta se usa cuando la unidad que se encuentra en operación debe ser desconectada para proporcionarle mantenimiento.

4.2.2 MANEJO POR SEPARADO DE LAS CORRIENTES DE ACEITE, GAS Y CONDENSADO (ALTERNATIVA 1.A.).

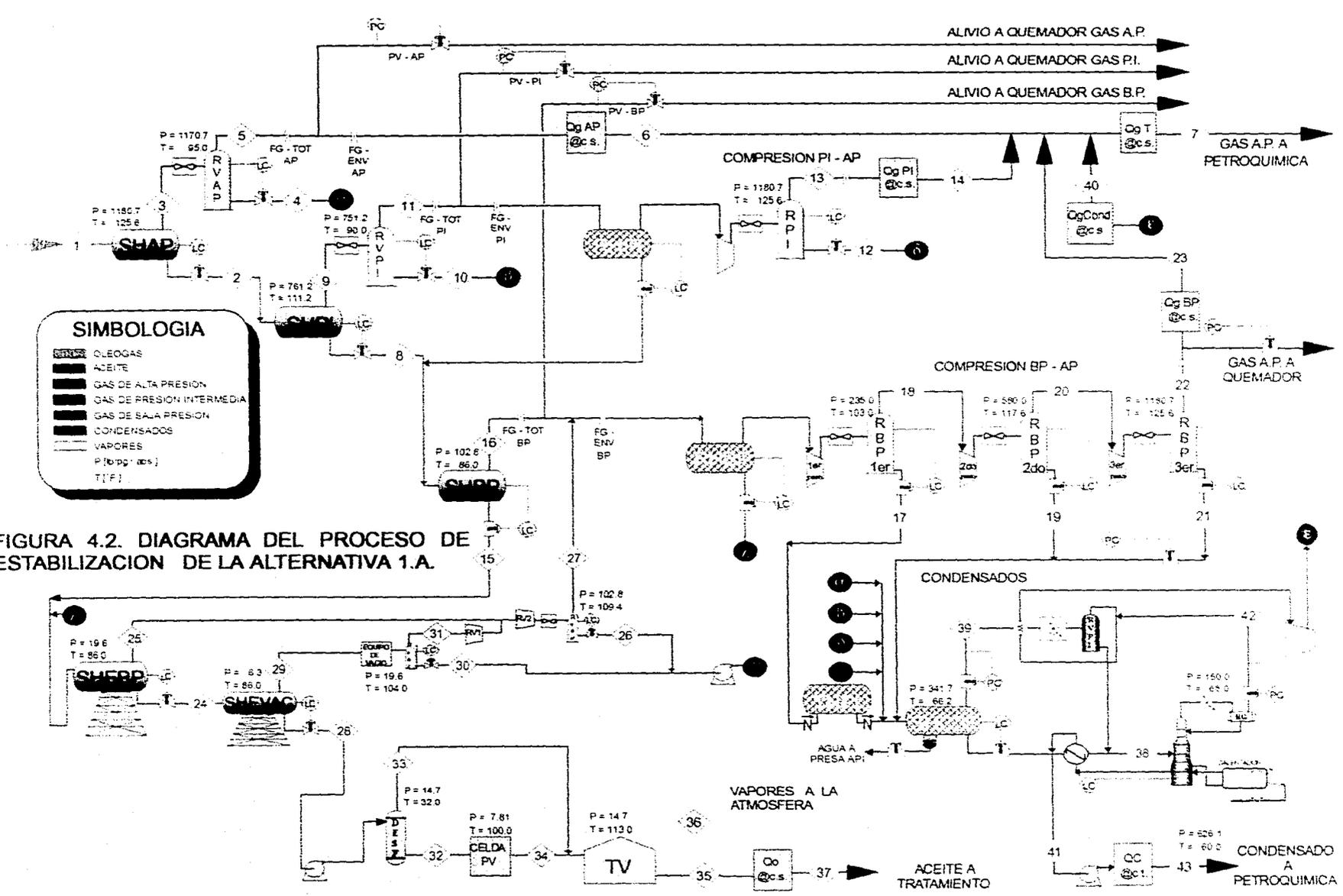
Para el estudio de esta alternativa se planteo el manejo por separado de las corrientes de aceite, gas y condensado con la finalidad de determinar las ventajas y desventajas técnico - económicas que se tienen con un manejo como este.

Se tomo en cuenta para compararlos más a futuro el grado de estabilización del crudo por medio de reducción de presión hasta valores vacuométricos, con lo que se logra las especificaciones de PVR para su comercialización, cabe señalar que el crudo en el diagrama propuesto (figura 4.2) es sometido a dos celdas, una llamada desfogue (DESF) y otra de presión de vapor (Celda PV). Lo anterior se determinó para simular lo más fielmente posible la prueba PVR según el ASTM D-323. En lo que se refiere al gas, su manejo es

similar al del Caso Base, ya que la única modificación que se tiene es la reincorporación del gas liberado en la torre.

Para el manejo de la corriente de condensado como se describió en el apartado anterior, pasa a una torre fraccionadora con el fin de que la estabilización del mismo sea más eficiente.

Para llevar acabo la simulación de la torre, se tomo la corriente de líquido que sale del SHC3F y se pasó a las condiciones que operaría la torre, una vez a las condiciones de la misma se hizo un fraccionamiento considerado 100 % eficiente y se tomaron para la corriente de gas, de las impurezas hasta el etano (C_2H_6) dicho gas se comprime para reincorporarlo al gas total. El resto de la composición se consideró condensado que se manda a petroquímica a las condiciones de transferencia establecidas.



COMPUTER MODELLING GROUP PHASE PROPERTY PACKAGE
 CMGPROP VERSION PC:3.6.1

TABLA 4.7A. COMPOSICION DE LAS CORRIENTES DE LA ALTERNATIVA 1.A.

stream table										
stream	36	37	1	3	38	39	2	4	8	9
from unit to unit	TV <output>	Qocs <output>	<input> SHAP	SHAP RVAP	SH3FC <output>	SH3FC <output>	<input> SHPI	<input> SH3FC	SHPI SHRP	SHPI RVPI
P, psia	14.70	14.70	1180.70	1180.70	341.70	341.70	1180.70	1170.70	761.20	761.20
P, degF	113.00	60.00	125.60	125.60	66.20	66.20	125.60	95.00	111.20	111.20
Volume/time	K - ft3 0.000	K - bbl 19.578	K - ft3 51101.721	K - ft3 3831.648	K - bbl 3.700	K - ft3 23.224	K - bbl 31.641	K - bbl 1.302	K - bbl 28.924	K - ft3 95.145
Phase	gas	liq	gas	gas	liq	gas	liq	liq	liq	gas
lb -mole / time	0.000	47095.892	1000000.00	894792.000	13559.918	1600.934	105208.000	4787.000	91276.738	13931.262
Composition, %										
N2	0.0000	0.0000	2.0584	2.2636	0.0463	0.9861	0.3129	0.3878	0.1279	1.5250
CO2	0.0044	0.0044	4.5203	4.7001	1.8923	5.9698	2.9908	3.2928	2.6408	2.2839
H2S	0.0848	0.0848	2.6110	2.5160	4.3169	5.0176	3.4192	3.7367	3.4938	2.9305
CH4	0.0012	0.0012	68.7931	74.1125	8.8677	60.6168	23.5513	29.0156	16.8530	72.6786
C2H6	0.0797	0.0797	9.5715	9.6069	10.5175	14.8629	9.2705	11.2420	9.0198	12.9118
C3H8	1.0583	1.0583	4.1239	3.6959	17.9448	7.9863	7.7639	9.4064	8.3436	3.9654
iC4	1.0438	1.0438	0.7737	0.6113	6.7511	1.3376	2.1552	2.6268	5.5347	1.0251
nC4	3.5286	3.5286	1.5013	1.0969	15.7981	2.2613	4.9411	5.9320	2.8795	0.2815
iC5	3.3627	3.3627	0.5583	0.3258	8.8819	0.4213	2.5355	3.0244	2.4925	0.2762
nC5	4.5848	4.5848	0.6179	0.3300	7.3819	0.3486	3.0666	3.6270	2.6851	0.1013
nC6	14.7538	14.7539	1.1681	0.4148	9.8568	0.1604	7.5750	6.6023	5.2598	0.1096
nC7	13.4796	13.4797	0.8200	0.1741	4.3659	0.0246	6.3130	5.3974	3.8607	0.0462
nC8	13.1001	13.1001	0.7057	0.0881	2.5988	0.0054	5.9586	5.3974	4.0768	0.0212
nC9	12.8503	12.8504	0.6484	0.0446	1.6723	0.0012	5.7846	4.0768	3.6635	0.0074
nC10	32.0676	32.0677	0.5284	0.0194	1.1077	0.0001	14.3626	2.9738	16.5536	0.0074
Z factor	0.00572	0.00615	0.96572	0.80495	0.09275	0.87833	0.31741	0.30022	0.22105	0.84856
molar vol., ft3 / lb - MOL	2.39182	2.33407	51.10172	4.28217	1.53192	14.50664	1.68857	1.52652	1.77915	6.82963
density, lb / ft3	46.06471	47.20452	0.52648	5.17276	37.66660	1.73351	39.87439	35.57338	41.70999	3.26064
MW	110.1783	110.1786	26.9039	22.1506	57.7021	25.1474	67.3307	54.3033	74.2083	22.2690

 * COMPUTER MODELLING GROUP PHASE PROPERTY PACKAGE *
 * CMGPROP VERSION PC-3.6.1 *

TABLA 4.7B. COMPOSICION DE LAS CORRIENTES DE LA ALTERNATIVA 1.A.

stream table										
stream	15	16	24	25	28	29	30	31	26	27
from unit	SHEBP	SHBP	SHEBP	SHEBP	SHEVAC	SHEVAC	RVac	RVac	RVap	RVap
to unit	SHEBP	RBPI	SHEVAC	RVap	DRSF	RVac	SH3FC	RVap	SH3FC	RBPI
P, psia	102.80	102.80	19.60	19.60	6.30	6.30	19.60	19.60	102.80	102.80
T, degF	86.00	86.00	86.00	86.00	86.00	86.00	104.00	104.00	109.40	109.40
	liq	gas	liq	gas	liq	gas	liq	gas	liq	gas
Volume/time	K - bbl	K - ft3	K - bbl	K - ft3	K - bbl	K - ft3	K - bbl	K - ft3	K - bbl	K - ft3
	23.474	1562.929	21.368	2857.580	19.807	5326.835	0.091	1663.241	1.175	622.181
lb -mole / time										
	62643.814	28632.924	52891.368	9752.447	47095.892	5795.476	234.021	5561.454	3766.817	11547.094
Composition, %										
N2	0.0041	0.3988	0.0000	0.0259	0.0000	0.0004	0.0000	0.0005	0.0003	0.0220
CO2	0.6866	6.9163	0.0785	3.9845	0.0044	0.6807	0.0111	0.7088	0.2904	3.6119
H2S	1.9667	6.8348	0.5603	9.5939	0.0848	4.4250	0.2068	4.6025	2.0156	9.6620
CH4	1.6394	47.5873	0.0666	10.1692	0.0012	0.5979	0.0046	0.6229	0.3658	8.7594
C2H6	3.8718	20.2828	0.7848	20.6136	0.0797	6.5147	0.2464	6.7784	3.5472	19.5174
C3H8	7.1567	10.9405	3.5859	26.5225	1.0583	24.1256	2.9515	25.0166	15.8653	29.2738
iC4	2.6795	1.7622	2.0184	6.2648	1.0438	9.9385	2.7826	10.2396	8.7180	7.3789
nC4	6.6704	3.0500	5.6670	12.1123	3.5286	23.0440	8.8678	23.6406	22.6104	14.2400
iC5	3.8637	0.7262	3.9525	3.3823	3.3627	8.7453	7.8722	8.7820	11.6957	3.2710
nC5	4.7784	0.6792	5.0603	3.2493	4.5848	8.9245	10.2697	8.8679	12.8222	2.8326
nC6	12.3889	0.5819	14.1378	2.9043	14.7539	9.1310	28.5938	8.3121	15.8940	1.2714
nC7	10.5038	0.1624	12.2921	0.8053	13.4797	2.6416	19.4374	1.9349	4.5317	0.1338
nC8	9.9715	0.0548	11.7611	0.2655	13.1001	0.8798	11.7752	0.4214	1.2656	0.0144
nC9	9.7009	0.0183	11.4737	0.0865	12.8504	0.2863	5.4486	0.0691	0.3217	0.0014
C10+	24.1177	0.0045	28.5610	0.0201	32.0677	0.0646	1.5323	0.0028	0.0561	0.0000
Z factor	0.03693	0.95821	0.00759	0.98069	0.00254	0.98881	0.00706	0.96899	0.02947	0.90727
molar vol., ft3 / lb - MOL	2.10390	54.58502	2.26825	293.01160	2.36135	919.13676	2.17896	299.06580	1.75101	53.89943
density, lb / ft3	45.17809	0.52414	46.07288	0.14939	46.65922	0.06353	40.36526	0.19111	37.12611	0.80318
MW	95.0501	28.6102	104.5048	43.7736	110.1786	58.3971	87.9543	57.1533	65.0082	43.2907

 * COMPUTER MODELLING GROUP PHASE PROPERTY PACKAGE *
 * CMGPROP VERSION PC:3.6.1 *

TABLA 4.7C. COMPOSICION DE LAS CORRIENTES DE LA ALTERNATIVA 1.A.

***** stream table *****										
stream	32	33	34	35	10	11	12	13	17	18
from unit to unit	DESF PV	DESF TV	PV TV	TV QOCS	RVPI SH3FC	RVPI RPI	RPI SH3FC	RPI QgPics	RBP1 SH3FC	RBP1 RBP2
P, psia	14.70	14.70	7.81	14.70	751.20	751.20	1180.70	1180.70	235.00	235.00
T, degF	32.00	32.00	100.00	113.00	90.00	90.00	125.60	125.60	103.00	103.00
	liq	gas	liq	liq	liq	gas	liq	gas	liq	gas
Volume/time	K - bbl 19.353	K - ft3 0.000	K - bbl 19.938	K - bbl 20.063	K - bbl 0.008	K - ft3 90.582	K - bbl 0.000	K - ft3 59.342	K - bbl 0.265	K - ft3 891.703
lb -mole / time	47095.892	0.000	47095.892	47095.892	25.671	13905.591	0.000	13905.591	902.438	39277.570
Composition, %										
N2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.1515	1.5276	1.5276	1.5276	0.0100	0.2969
CO2	0.0044	0.0044	0.0044	0.0044	2.7825	5.2886	5.2886	5.2886	1.1132	6.0782
H2S	0.0848	0.0848	0.0848	0.0848	3.7379	2.9290	2.9290	2.9290	3.5740	7.7409
CH4	0.0012	0.0012	0.0012	0.0012	19.2286	72.7783	72.7783	72.7783	1.5581	37.1870
C2H6	0.0797	0.0797	0.0797	0.0797	10.8158	10.9130	10.9130	10.9130	8.1267	20.3371
C3H8	1.0583	1.0583	1.0583	1.0583	10.1766	3.9539	3.9539	3.9539	18.5905	16.4543
iC4	1.0438	1.0438	1.0438	1.0438	2.9855	0.6010	0.6010	0.6010	7.9831	3.2705
nC4	3.5286	3.5286	3.5286	3.5286	6.8374	1.0412	1.0412	1.0412	19.4311	5.9659
iC5	3.3627	3.3627	3.3627	3.3627	3.6114	0.2755	0.2755	0.2755	9.1414	1.1810
nC5	4.5848	4.5848	4.5848	4.5848	4.3672	0.2686	0.2686	0.2686	9.8864	1.1007
nC6	14.7539	14.7539	14.7539	14.7539	10.8551	0.2818	0.2818	0.2818	12.3356	0.5146
nC7	13.4797	13.4797	13.4797	13.4797	8.5836	0.0940	0.0940	0.0940	4.0601	0.0644
nC8	13.1001	13.1001	13.1001	13.1001	7.1714	0.0351	0.0351	0.0351	1.5082	0.0095
nC9	12.8504	12.8504	12.8504	12.8504	5.3320	0.0114	0.0114	0.0114	0.5415	0.0013
C10+	32.0677	32.0677	32.0677	32.0677	3.3635	0.0012	0.0012	0.0012	0.1400	0.0001
Z factor	0.00643	0.00643	0.00309	0.00572	0.21047	0.62953	0.80219	0.80219	0.06416	0.88351
molar vol., ft3 / lb - MOL	2.30721	2.30721	2.37688	2.39182	1.65274	6.51410	4.26746	4.26746	1.64856	22.70259
density, lb / ft3	47.75408	47.75408	46.35430	46.06485	37.75012	3.40721	5.20094	5.20094	36.33054	1.41866
MW	110.1786	110.1786	110.1786	110.1786	62.3912	22.1949	22.1949	22.1949	59.8929	32.2074

 * COMPUTER MODELLING GROUP PHASE PROPERTY PACKAGE *
 * CMGPROP VERSION PC-3.6.1 *

TABLA 4.7D. COMPOSICION DE LAS CORRIENTES DE LA ALTERNATIVA 1.A.

stream table									

stream	7	43	5	42	6	14	23	41	40
from unit to unit	QgTcs <output>	Qconcs <output>	RVAP QgAPcs	<input> QgCond	<input> QgTcs	<input> QgTcs	<input> QgTcs	<input> Qconcs	QgCond QgTcs
P, psia	14.70	626.10	1170.70	150.00	14.70	14.70	14.70	150.00	14.70
T, degF	60.00	60.00	95.00	68.00	60.00	60.00	60.00	68.00	60.00
	gas	liq	gas	gas	gas	gas	gas	liq	gas
Volume/time	K - ft3 356216.358	K - bbl 3.055	K - ft3 3467.180	K - ft3 123.578	K - ft3 336395.991	K - ft3 5255.570	K - ft3 12741.161	K - bbl 3.104	K - ft3 1315.759
lb -mole / time	942822.147	10083.060	890000.005	3477.548	890005.000	13906.000	33832.665	10083.060	5078.482
Composition, %									
N2	2.1832	00.0000	2.2737	0.1806	2.2737	1.5274	0.3348	00.0000	0.4345
CO2	4.7942	00.0000	4.7077	7.3801	4.7077	5.2885	6.5456	00.0000	8.9355
H2S	2.7651	00.0000	2.5094	16.8361	2.5094	2.9290	7.8718	00.0000	13.1105
CH4	72.9650	00.0000	74.3551	34.5845	74.3550	72.7784	41.0050	00.0000	42.7908
C2H6	10.1480	00.0000	9.5981	41.0188	9.5981	10.9130	20.9036	00.0000	32.7734
C3H8	4.0630	24.1326	3.6652	00.0000	3.6652	3.9539	14.8056	24.1326	2.5176
iC4	0.6714	9.0790	0.6004	00.0000	0.6004	0.6010	2.6044	9.0790	0.4217
nC4	1.1889	21.2456	1.0709	00.0000	1.0709	1.0412	4.4258	21.2456	0.7128
iC5	0.3252	9.2549	0.3113	00.0000	0.3113	0.2755	0.7401	9.2549	0.1328
nC5	0.3202	9.9273	0.3123	00.0000	0.3123	0.2686	0.5815	9.9273	0.1099
nC6	0.3602	13.2556	0.3705	00.0000	0.3705	0.2818	0.1690	13.2556	0.0506
nC7	0.1336	5.8714	0.1396	00.0000	0.1396	0.0940	0.0117	5.8714	0.0078
nC8	0.0567	3.4949	0.0595	00.0000	0.0595	0.0351	0.0009	3.4949	0.0817
nC9	0.0218	2.2489	0.0229	00.0000	0.0229	0.0114	0.0001	2.2489	0.0004
C10+	0.0033	1.4897	0.0035	00.0000	0.0035	0.0012	00.0000	1.4897	0.0000
Z factor	0.99586	0.19097	0.76616	0.94128	0.99598	0.99588	0.99235	0.04579	0.99430
molar vol., ft3 / lb - MOL	377.81925	1.70108	3.89569	35.53591	377.97090	377.93543	376.59348	1.72857	377.23073
density, lb / ft3	0.05903	40.16087	5.64154	0.75752	0.05815	0.05873	0.08032	39.52219	0.06988
MW	22.3014	68.3167	21.9777	26.9190	21.9778	22.1949	30.2485	68.3167	26.3605

```

*****
*
* COMPUTER MODELLING GROUP PHASE PROPERTY PACKAGE *
* CMGPROP VERSION PC:3.6.1 *
*
*****

```

TABLA 4.7E. COMPOSICION DE LAS CORRIENTES DE LA ALTERNATIVA 1.A.

```

*****
stream table
*****
stream      19      20      21      22
from unit   RBP2     RBP2     RBP3     RBP3
to unit     SH3FC     RBP3     SH3FC     QGBPcs
P, psia     580.00    580.00    1180.70   1180.70
T, degF     117.60    117.60    125.60    125.60
           liq      gas      liq      gas
Volume/time K - bbl   K - ft3   K - bbl   K - ft3
           1.209    281.366   0.283     95.402
lb -mole / time
           4507.677 34769.893 937.228   33832.665
Composition, %
N2          0.0384    0.3305    0.1737    0.3348
CO2         2.7093    6.5149    5.4077    6.5456
H2S         6.6220    7.8859    8.3972    7.8718
CH4        10.3856    40.6616   28.2672   41.0049
C2H6       15.8699    20.9162   21.3702   20.9036
C3H8       25.4269    14.9524   20.2511   14.8056
iC4         8.0375    2.6525    4.3890    2.6044
nC4        17.0640    4.5242    8.0764    4.4258
iC5         5.2585    0.7654    1.6764    0.7401
nC5         4.9345    0.6037    1.4023    0.5815
nC6         3.1036    0.1789    0.5349    0.1690
nC7         0.4630    0.0127    0.0486    0.0117
nC8         0.0751    0.0010    0.0049    0.0009
nC9         0.0111    0.0001    0.0004    0.0001
C10+       0.0005    0.0000    0.0000    0.0000
Z factor    0.14100   0.75760   0.31882   0.53006
molar vol., ft3 / lb - MGL
           1.50607   8.09223   1.69607   2.81982
density, lb / ft3
           30.73843  3.75435  20.73252  10.72713
MW          46.2944  30.3811  35.1639  30.2486

```

4.2.2.1 ANÁLISIS ECONÓMICO DE LA ALTERNATIVA 1.A.

INGRESOS DE LA ALTERNATIVA 1.A.

Los ingresos que se tienen por concepto de la comercialización de la producción son mostrados en la tabla 4.8.

PRODUCTO	FLUJO	ESPECIFICACION	PRECIO	INGRESOS (USD/DIA)
ACEITE Qo @ c.s. (BPD)	19 578.00	55.54 API	20.00 USD/BI	391 560.00
GAS Qg @ c.s. (MMPCD)	356.216	1 136.86 BTU/pie ³	2 787.82 USD/MMPC	993 066.08
CONDENSADOS Qcond @ c.s. (BPD)	3 055.00	88.35 API	11.92 USD/BI	36 415.60
INGRESO DIARIO TOTAL				1 421 041.68

Tabla 4.8 Ingresos por concepto de la comercialización de la producción para la Alternativa 1.A.

$$I \text{ ALTERNATIVA 1.A.} = \text{INGRESO BRUTO TOTAL} \times (1 - 0.608)$$

$$= 1\,421\,041.68 \times (1 - 0.608)$$

$$= 557\,048.34 \text{ (USD/día)}$$

$$= 203\,322\,643.50 \text{ (USD/año)}$$

4.2.2.1 ANÁLISIS ECONÓMICO DE LA ALTERNATIVA 1.A.

INGRESOS DE LA ALTERNATIVA 1.A.

Los ingresos que se tienen por concepto de la comercialización de la producción son mostrados en la tabla 4.8.

PRODUCTO	FLUJO	ESPECIFICACION	PRECIO	INGRESOS (USD/DIA)
ACEITE Qo @ c.s. (BPD)	19 578.00	55.54 API	20.00 USD/BI	391 560.00
GAS Qg @ c.s. (MMPCD)	356.216	1 136.86 BTU/pie ³	2 787.82 USD/MMPC	993 066.08
CONDENSADOS Qcond @ c.s. (BPD)	3 055.00	88.35 API	11.92 USD/BI	36 415.60
INGRESO DIARIO TOTAL				1 421 041.68

Tabla 4.8 Ingresos por concepto de la comercialización de la producción para la Alternativa 1.A.

$$\begin{aligned}
 \text{I ALTERNATIVA 1.A.} &= \text{INGRESO BRUTO TOTAL} \times (1-0.608) \\
 &= 1\,421\,041.68 \times (1-0.608) \\
 &= 557\,048.34 \text{ (USD/día)} \\
 &= 203\,322\,643.50 \text{ (USD/año)}
 \end{aligned}$$

En la tabla 4.9 se representa el comportamiento de la producción (expresada en flujos diarios), los ingresos anuales correspondientes a cada producto, los ingresos anuales brutos y los netos para el horizonte del proyecto (10 años), considerando una declinación anual de la producción de 5.54%.

AÑOS	PRODUCCION DIARIA E INGRESOS ANUALES						INGRESOS BRUTOS (lo+lg+lc)	INGRESOS NETOS MMUSD
	Qo @ c.s.	lo MMUSD	Qg @ c.s.	lg MMUSD	Qc @ c.s.	lc MMUSD		
0*	19 578.00		356.216		3 055.00			
1*	18 493.37		336.482		2 885.75			
2	17 468.83	127.52	317.841	323.42	2 725.87	11.85	462.79	181.41
3	16 501.05	120.45	300.233	305.50	2 574.85	11.20	437.15	171.36
4	15 586.89	113.78	283.600	288.58	2 432.20	10.58	412.94	161.87
5	14 723.37	107.48	267.888	272.59	2 297.45	9.99	390.06	152.90
6	13 907.69	101.52	253.047	257.49	2 170.17	9.94	368.95	144.63
7	13 137.20	95.90	239.028	243.22	2 049.94	8.91	348.03	136.43
8	12 409.39	90.58	225.786	229.75	1 936.37	8.42	328.75	128.87
9	11 721.90	85.56	213.278	217.02	1 829.09	7.95	310.53	121.73
10	11 072.50	80.82	201.462	205.00	1 727.75	7.51	293.33	114.99
TOTAL		923.61		2 342.57		86.35	3 352.53	1 314.19

* Período considerado para la realización de adecuaciones

Tabla 4.9 Comportamiento de la producción y de los ingresos respectivos para la Alternativa 1.A.

EGRESOS DE LA ALTERNATIVA 1.A.

La inversión del equipo requerido para esta alternativa se muestra en la tabla 4.10.

CONCEPTO	CARACTERISTICAS	COSTOS USD
Separador elevado y estructura metálica	De = 144 pg x Lss = 30 pie	500 000.00
Equipo de vacío	5.4 MMPCD @ c. succión	700 000.00
Recuperadora de vapores (1)	1.6 MMPCD @ c. succión	450 000.00
Bomba de condensados R. vap. 1	1 175.0 BPD	19 134.82
Medidores totalizador y envío de vapores		81 960.80
Ductos y válvulas		159 456.82
Bomba de carga	1 154.0 GPM	41 713.90
Bomba de reflujo	144.0 GPM	6 569.62
Bomba de fondo de la torre	924.0 GPM	22 260.17
Enfriador del domo de la torre	EA = 2 113.0 pie ²	19 581.29
Enfriador del aceite	EA = 1 417.0 pie ²	16 455.94
Intercambiador de calor	3.2 MMBtu/hr	76 539.27
Torre agotadora	(13 559 lbmol/día)	84 384.54
Calentador del fondo de la torre	28.7 MMBtu/hr	224 585.36
Acumulador de reflujo		12 756.54
Instrumentación, aislamiento, eléctricos, tubería		774 258.55
SUBTOTAL		3 189 657.62
+ 30 % DE INGENIERIA E INSTALACION		956 897.29
TOTAL		4 146 554.91

Tabla 4.10 Inversión requerida de la Alternativa 1.A.

TIPO	CONCEPTO	EGRESOS USD/AÑO
O P E R A C I O N	3 ½ Operadores (Batería de separación)	22 293.59
	3 ½ Operadores (Sistema de bombeo)	22 293.59
	½ Ingeniero jefe de sector	21 541.34
	½ Ingeniero supervisor	15 708.10
	Energía eléctrica de enfriadores de gas AP (336.396) MMPCD ^F	10 692.22
	Energía eléctrica de enfriadores de gas PI (5.255) MMPCD ^F	159.10
	Energía eléctrica de recuperadora de vapores (2) ^F	122 214.47
	Energía eléctrica de equipo de vacío ^F	521 554.07
	Energía eléctrica del calentador de fondo ^F	101 801.36
	Bombeo de crudo ^F	19 981.47
	Deshidratación del crudo ^F	333 072.73
	Bombeo de condensado ^F	2 602.31
	Op. y mnto. por compresión del gas liberado del aceite separado en PI - AP ^F (Qg _{PI-AP} = 5.255 MMPCD) ^F	212 990.00
	Op. y mnto. por compresión del gas liberado del aceite separado en BP - AP ^F (Qg _{BP-AP} = 12.737 MMPCD) ^F	1 020 749.49
M A N T E N I M I E N T O	Separadores y rectificadores	49 884.21
	Separador elevado y estructura metálica (2)	46 688.95
	Enfriadores de gas (Predictivo y preventivo)	30 773.57
	Tanques de almacenamiento	140 322.00
	Tanque de agua contra incendio (TACI)	14 032.20
	Recuperadora de vapores	140 959.82
	Equipo de vacío	183 952.58
	Bomba MBCI	956.74
	Torre agotadora	4 788.82
	Calentador de fondo	12 745.21
	Intercambiador de calor	2 171.79
	Bombas	2 001.67
	Enfriador del domo de la torre	2 328.53
	Obra civil	133 943.73
	Bombas de crudo (2 traslados y 2 de envío)	34 885.32
	Bombas de condensado (2)	3 664.95
Instrumentos	77 425.85	
EGRESO TOTAL ANUAL (USD / AÑO)		3 309 179.78

* Ccomp (PI-AP)= 111.04 USD/MMPCS

** Ccomp (BP-AP)= 219.56 USD/MMPCS

F Egreso fijo

Tabla 4.11. Costos de operación y mantenimiento de la Alternativa 1.A.

De la tabla 4.11 se tiene que los egresos son:

$$E_{ACT_{TOTAL}} = 3\,309\,179.78 \text{ USD / AÑO}$$

En la tabla 4.12 se presenta el comportamiento de los egresos respecto al tiempo de vida del proyecto.

$$E_{FIJO} = 3\,309\,179.78 - 10\,692.22 - 159.10 - 122\,214.47 - 521\,554.07 - \\ 101\,801.36 - 19\,981.47 - 333\,072.73 - 2\,602.31 - 212\,990.00 - \\ 1\,020\,749.49$$

$$E_{FIJO} = 963\,362.66 \text{ USD/AÑO}$$

AÑO	EGRESOS VARIABLES (USD)	EGRESOS FIJOS (USD)	EGRESOS TOTALES (USD)
1	2 215 858.85	963 362.66	3 179 221.51
2	2 093 100.27	963 362.66	3 056 462.93
3	1 977 142.52	963 362.66	2 940 505.18
4	1 867 608.82	963 362.66	2 830 971.48
5	1 764 143.29	963 362.66	2 727 505.95
6	1 666 409.75	963 362.66	2 629 772.41
7	1 574 090.65	963 362.66	2 537 453.31
8	1 486 886.03	963 362.66	2 450 248.69
9	1 404 512.54	963 362.66	2 367 875.20
10	1 326 702.55	963 362.66	2 290 065.21
TOTAL	17 376 455.27	9 633 626.60	27 010 081.87

Tabla 4.12 Comportamiento de los egresos respecto al tiempo de la Alternativa 1.A.

4.2.2.2 COMPORTAMIENTO ECONÓMICO DE LA ALTERNATIVA 1.A.

El comportamiento económico de la alternativa se muestra en la tabla 4.13, en la cual se presentan los ingresos, egresos y flujo de efectivo que se tendrá cada año en el horizonte del proyecto.

AÑO	ALTERNATIVA 1.A. INGRESOS USD	ALTERNATIVA 1.A. EGRESOS USD	FALTA.=-I-E FLUJO EFECTIVO USD
1	0.00	3 179 221.51	-3 179 221.51
2	181 410 000.00	3 056 462.93	178 353 537.07
3	171 360 000.00	2 940 505.18	168 419 494.82
4	161 870 000.00	2 830 971.48	159 039 028.52
5	152 900 000.00	2 727 505.95	150 172 494.05
6	144 830 000.00	2 629 772.41	142 200 227.59
7	136 430 000.00	2 537 453.31	133 892 546.69
8	128 870 000.00	2 450 248.69	126 419 751.31
9	121 730 000.00	2 367 875.20	119 362 124.80
10	114 990 000.00	2 290 065.21	112 699 934.79
TOTAL	1 314 190 000.00	27 010 081.87	1 287 179 918.13

Tabla 4.13 Comportamiento económico de la Alternativa 1.A.

El análisis económico es de tipo incremental debido a que solo se evalúan los cambios propuestos en la alternativa respecto al caso base, teniendo que:

$$\Delta F = F_{ALT} - F_{C.B.}$$

A partir del flujo efectivo incremental de la inversión en el valor presente (VPI), la tasa de descuento y el tiempo de duración del proyecto se determinaron las utilidades netas o valor presente neto (VPN):

$$VPN = \sum_{t=1}^n \frac{\Delta F_t}{(1+i)^t} - VPI$$

Obteniéndose el Tri cuando se cumple la siguiente condición:

$$0 = \sum_{t=1}^t \frac{\Delta F_t}{(1+i)^t} - VPI$$

$$Tri = t$$

También se determina la TIR que es:

$$TIR = R$$

Cuando:

$$0 = \sum_{t=1}^t \frac{\Delta F_t}{(1+R)^t} - VPI$$

Para lo cual se requiere variar el valor de R hasta que cumpla con la condición anterior.

Indice de utilidad de la inversión:

VPN / VPI

Lo anterior es calculado por medio del programa de cómputo ECONOPET,⁽⁴⁾ considerando $i = 10\%$, $n = 10$ años, tipo de cambio a $\$7.5 = 1$ USD y cuyos resultados son:

Tri = no recuperable

La tasa interna de retorno o de rendimiento, determinada por el mismo programa será:

TIR ALT 1.A = - 0.099 %

ALTERNATIVA 1.A.

AÑOS	ING-ALT 1.A.	EGRE-ALT 1.A.	FLUJO ALT 1.A.	FLUJO C-BASE	DIF FLUJO	UTILIDADES
1	0.00	3 179 221.51	-3 179 221.51	189 764 105.53	-192 943 327.04	- 5 131 398
2	1814 100 00.00	3 058 462.93	178 353 537.07	179 213 953.07	-860 416.00	- 5 834 724
3	171 360 000.00	2 940 505.18	168 419 494.82	169 249 377.06	-829 882.24	- 6 451 543
4	161 870 000.00	2 830 971.48	159 039 028.52	159 840 622.55	-801 594.03	- 6 992 890
5	152 900 000.00	2 727 505.95	150 172 494.05	150 947 921.05	-775 427.00	- 7 468 378
6	144 630 000.00	2 629 772.41	142 000 227.59	142 541 491.21	-541 263.62	- 7 886 351
7	136 430 000.00	2 537 453.31	133 892 546.69	134 611 539.58	-718 992.89	- 8 254 043
8	128 870 000.00	2 450 248.69	126 419 751.31	127 118 261.28	-698 509.97	- 8 577 772
9	121 730 000.00	2 367 875.20	119 362 124.80	120 041 840.59	-679 715.79	- 8 863 015
10	114 990 000.00	2 290 065.21	112 699 934.79	113 352 451.61	-652 516.82	- 9 114 564
TOTAL	1 314 190 000.00	27 010 081.87	1 287 179 918.13	148 6681 563.53	-199 501 645.40	

4.2.3 INCORPORACIÓN DE CONDENSADOS A LA CORRIENTE DE CRUDO(ALTERNATIVA 1.B.).

A fin de comprobar las diferentes alternativas que se podrían tener para el manejo de los condensados es incorporar la corriente de estos al crudo, todo esto tomando en cuenta que dicha incorporación no ocasione una desestabilización en el mismo, ya que se ha logrado mediante la reducción de presión hasta valores vacuométricos.

De estudios anteriores⁽²⁾ se sabe que los elementos que ocasionan dicha desestabilización son los componentes ligeros, por ello como la torre fraccionadora permite hacer diferentes cortes; se tomó para el gas desde las impurezas hasta el etano (C_2H_6) y se eliminó de los condensados sus componentes ligeros que son del propano (C_3H_8) hasta el nButano (nC_4H_{10}) ya que su volatilidad es relativamente alta; este último grupo se considera como una base muy fuerte en la industria petroquímica para la producción de LPG tomado de las siglas en inglés Liquefied Petroleum Gas.⁽⁵⁾

Se tomo a bien, analizar esta alternativa por las siguientes razones:

- a) Se eliminaran de la corriente de condensados los componentes que la desestabilizan y se pueden incorporar sin problemas secundarios.
- b) Existen grandes problemas de abastecimiento de LPG en México, y sería esta una forma importante de tenerla sin necesidad de mandarlo a petroquímica.
- c) Estudiar el aumento de flujo en el crudo sin problemas en su transporte además de incrementar el API debido a los componentes ligeros.

En la figura (4.3) se muestra el proceso de estabilización tanto del crudo como los condensados, así como del manejo de gas correspondiente. En las tablas 4.14A,B,C,D y E se muestran las características de cada corriente así como su composición.

 * COMPUTER MODELLING GROUP PHASE PROPERTY PACKAGE *
 * CMGPROP VERSION PC:3.6.1 *

TABLA 4.14A. COMPOSICION DE LAS CORRIENTES DE LA ALTERNATIVA 1.B.

***** stream table *****										
stream	1	3	14	23	38	39	2	4	8	9
from unit to unit	<input> SHAP	SHAP RVAP	QgPIcs <output>	QgBPcs <output>	SH3FC <output>	SH3FC <output>	<input> SHPI	<input> SH3FC	SHPI SHEP	SHPI RVPI
P, psia	1180.70	1180.70	14.70	14.70	341.70	341.70	1180.70	1170.70	761.20	761.20
T, GsgF	125.60	125.60	60.00	60.00	66.20	66.20	125.60	95.00	111.20	111.20
	gas	gas	gas	gas	liq	gas	liq	liq	liq	gas
Volume/time	K - ft3 51101.721	K - ft3 3831.648	K - ft3 5253.944	K - ft3 12737.580	K - bbl 3.700	K - ft3 23.224	K - bbl 31.641	K - bbl 1.302	K - bbl 28.924	K - ft3 95.145
lb -mole / time	1000000.00	894792.000	13905.591	33832.665	13559.918	1600.934	105208.000	4787.000	91276.738	13931.262
Composition, %										
N2	2.0584	2.2636	1.5276	0.3348	0.0463	0.9861	0.3129	0.3878	0.1279	1.3250
CO2	4.5203	4.7001	5.2886	6.5456	1.8923	5.9698	2.9908	3.2928	2.6408	5.2539
H2S	2.6110	2.5160	2.9290	7.8718	4.3169	5.0176	3.4192	3.7367	3.4936	2.9305
CH4	68.7931	74.1125	72.7783	41.0049	8.8677	60.6168	23.5513	29.0156	16.0530	72.6796
C2H6	9.5715	9.6069	10.9130	20.9036	10.5175	14.8629	9.2705	11.2420	9.0198	10.9228
C3H8	4.1239	3.6959	3.9539	14.8056	17.9448	7.9863	7.7639	9.4064	8.3436	3.9654
iC4	0.7737	0.6113	0.6010	2.6044	6.7511	1.3376	2.1552	2.6260	2.3917	0.6054
nC4	1.5013	1.0969	1.0412	4.4258	15.7981	2.2613	4.9411	5.9320	5.9347	1.0519
iC5	0.5583	0.3258	0.2755	0.7401	6.8819	0.4213	2.5355	3.0244	2.8795	0.2316
nC5	0.6179	0.3300	0.2686	0.5815	7.3819	0.3486	3.0666	3.6270	3.4925	0.2762
nC6	1.1681	0.4148	0.2818	0.1690	9.8568	0.1604	7.5750	8.6589	8.6851	0.3013
nC7	0.8200	0.1741	0.0940	0.0117	4.3659	0.0246	6.3130	6.6023	7.2598	0.1096
nC8	0.7057	0.0881	0.0351	0.0009	2.5988	0.0054	5.9586	5.3974	6.6607	0.0482
nC9	0.6484	0.0446	0.0114	0.0001	1.6723	0.0012	5.7840	4.0768	3.6635	0.0212
C10+	1.5284	0.0194	0.0012	0.0000	1.1077	0.0001	14.3626	2.9738	16.5536	0.0074
Z factor	0.09672	0.80495	0.99588	0.99235	0.09275	0.87833	0.31741	0.30022	0.22105	0.84856
molar vol., ft3 / lb - MOL	51.10172	4.28217	377.82960	376.48762	1.53192	14.50664	1.68857	1.52652	1.77915	6.82963
density, lb / ft3	0.52648	5.17276	0.05874	0.08034	37.66660	1.73351	39.87439	35.57338	41.70999	3.26064
MW	26.3900	22.1506	22.1949	30.2486	57.7021	25.1474	67.3307	54.3033	74.2085	22.2650

 * COMPUTER MODELLING GROUP PHASE PROPERTY PACKAGE *
 * CMGPROP VERSION PC:3.6.1 *

TABLA 4.14B. COMPOSICION DE LAS CORRIENTES DE LA ALTERNATIVA 1.B.

stream table										
stream	15	16	24	25	28	29	30	31	26	27
from unit	SHBP	SHBP	SHEBP	SHEBP	SHEVAC	SHEVAC	RVac	RVac	RVap	RVap
to unit	SHEBP	RBPI	SHEVAC	RVap	DESF	RVac	SH3FC	RVap	SH3FC	RBPI
P, psia	102.80	102.80	19.60	19.60	6.30	6.30	19.60	19.60	102.80	102.80
T, degF	86.00	86.00	86.00	86.00	86.00	86.00	104.00	104.00	109.40	109.40
	liq	gas	liq	gas	liq	gas	liq	gas	liq	gas
Volume/time	K - bbl 23.474	K - ft3 1562.929	K - bbl 21.368	K - ft3 2857.580	K - bbl 19.807	K - ft3 5326.835	K - bbl 0.091	K - ft3 1663.241	K - bbl 1.175	K - ft3 622.381
lb -mole / time	62643.814	28632.924	52891.368	9752.447	47095.892	5795.476	234.021	5561.454	3766.817	11547.084
Composition, %										
N2	0.0041	0.3988	0.0000	0.0259	0.0000	0.0004	0.0000	0.0005	0.0003	0.0220
CO2	0.6866	6.9163	0.0785	3.9845	0.0044	0.6807	0.0111	0.7088	0.2904	3.6119
H2S	1.9667	6.8348	0.5603	9.5939	0.0848	4.4250	0.2068	4.6025	2.0156	9.6620
CH4	1.6394	47.5873	0.0666	10.1692	0.0012	0.5979	0.0046	0.6229	0.3658	0.7694
C2H6	3.8718	20.2828	0.7848	20.6136	0.0797	6.5147	0.2464	6.7784	3.5472	19.5174
C3H8	7.1567	10.9405	3.5859	26.5225	1.0583	24.1256	2.9515	25.0166	15.8653	49.2738
iC4	2.6795	1.7622	2.0184	6.2648	1.0438	9.9385	2.7826	10.2396	8.7180	7.3769
nC4	6.6704	3.0500	5.6670	12.1123	3.5286	23.0440	8.8678	23.6406	22.6104	14.2400
iC5	3.8637	0.7262	3.9525	3.3823	3.3627	8.7453	7.8722	8.7820	11.6957	3.2110
nC5	4.7784	0.6792	5.0603	3.2493	4.5848	8.9245	10.2697	8.8679	12.8222	2.8326
nC6	12.3889	0.5819	14.1378	2.9043	14.7539	9.1310	28.5938	8.3121	15.8940	1.2714
nC7	10.5038	0.1624	12.2921	0.8053	13.4797	2.6416	19.4374	1.9349	4.5317	0.1338
nC8	9.9715	0.0548	11.7611	0.2655	13.1001	0.8798	11.7752	0.4214	1.2658	0.0144
nC9	9.7009	0.0183	11.4737	0.0865	12.8504	0.2863	5.4486	0.0691	0.3217	0.0014
C10-	24.1177	0.0045	28.5610	0.0201	32.0677	0.0646	1.5323	0.0028	0.0561	0.0000
Z factor	0.03693	0.95821	0.00759	0.98069	0.00254	0.98881	0.00706	0.96899	0.02947	0.90727
molar vol., ft3 / lb - MOL	2.10390	54.58502	2.26825	293.01160	2.36135	919.13676	2.17896	299.06580	1.75101	53.89943
density, lb / ft3	45.17809	0.52414	46.07288	0.14939	46.65922	0.06353	40.36526	0.19111	37.12411	0.80318
MW	95.0501	28.6102	104.5048	43.7736	110.1786	58.3971	87.9543	57.1533	65.0082	43.2907

 * COMPUTER MODELLING GROUP PHASE PROPERTY PACKAGE *
 * CMGPROP VERSION PC-3.6.1 *

TABLA 4.14C. COMPOSICION DE LAS CORRIENTES DE LA ALTERNATIVA 1.B.

 stream table

stream	32	33	34	5	10	11	12	13	17	18
from unit to unit	DESF PV	DESF TV	PV TV	RVAP QgAPcs	RVPI SH3FC	RVPI RPI	RPI SH3FC	RPI QgPics	RBP1 SH3FC	RBPI RBP2
P, psia	14.70	14.70	7.61	1170.70	751.20	751.20	1180.70	1180.70	235.00	235.00
T, degF	32.00	32.00	100.00	95.00	90.00	90.00	125.60	125.60	103.00	103.00
	liq	gas	liq	gas	liq	gas	liq	gas	liq	gas
Volume/time	K - bbl 19.353	K - ft3 0.000	K - bbl 19.938	K - ft3 3467.180	K - bbl 0.008	K - ft3 90.582	K - bbl 0.000	K - ft3 59.342	K - bbl 0.265	K - ft3 891.703
lb -mole / time	47095.892	0.000	47095.892	890005.000	25.671	13905.591	0.000	13905.591	902.438	19277.570
Composition, %										
N2	0.0000	0.0000	0.0000	2.2737	0.1515	1.5276	1.5276	1.5276	0.0100	0.2959
CO2	0.0044	0.0044	0.0044	4.7077	2.7825	5.2886	5.2886	5.2886	1.1132	6.0752
H2S	0.0848	0.0848	0.0848	2.5094	3.7379	2.9290	2.9290	2.9290	3.5740	7.7409
CH4	0.0012	0.0012	0.0012	74.3551	19.2286	72.7783	72.7783	72.7783	3.5581	37.1870
C2H6	0.0797	0.0797	0.0797	9.5981	10.8158	10.9130	10.9130	10.9130	8.1267	20.3371
C3H8	1.0583	1.0583	1.0583	3.6652	10.1766	3.9539	3.9539	3.9539	18.5905	16.1545
IC4	1.0438	1.0438	1.0438	0.6004	2.9855	0.6010	0.6010	0.6010	7.9831	3.2705
nC4	3.5286	3.5286	3.5286	1.0709	6.8374	1.0412	1.0412	1.0412	19.4311	5.5633
IC5	3.3627	3.3627	3.3627	0.3113	3.6114	0.2755	0.2755	0.2755	9.8864	1.1807
nC5	4.5848	4.5848	4.5848	0.3123	4.3672	0.2686	0.2686	0.2686	12.3356	0.5146
nC6	14.7539	14.7539	14.7539	0.3705	10.8551	0.2818	0.2818	0.2818	4.0601	0.0644
nC7	13.4797	13.4797	13.4797	0.1396	8.5836	0.0940	0.0940	0.0940	1.5082	0.0095
nC8	13.1001	13.1001	13.1001	0.0595	7.1714	0.0351	0.0351	0.0351	0.5415	0.0013
nC9	12.8504	12.8504	12.8504	0.0229	5.3320	0.0114	0.0114	0.0114	0.1400	0.0001
C10+	32.0677	32.0677	32.0677	0.0035	3.3635	0.0012	0.0012	0.0012		
Z factor	0.00643	0.00643	0.00309	0.76616	0.21047	0.82953	0.80219	0.80219	0.06416	0.88351
molar vol., ft3 / lb - MOL	2.30721	2.30721	2.37688	3.89569	1.65274	6.51410	4.26748	4.26748	1.64856	22.70259
density, lb / ft3	47.75408	47.75408	46.35430	5.64154	37.75012	3.40721	5.20094	5.20094	36.33054	1.41666
MW	110.1786	110.1786	110.1786	21.9777	62.3912	22.1949	22.1949	22.1949	59.8929	32.2074

*
* COMPUTER MODELLING GROUP PHASE PROPERTY PACKAGE *
* CMGPROP VERSION PC:3.6.1 *
*

TABLA 4.14D. COMPOSICION DE LAS CORRIENTES DE LA ALTERNATIVA 1.E.

stream table										
stream	7	44	36	37	41	43	6	40	35	42
from unit to unit	QgTcs <output>	QLPct <output>	TV <output>	Qocs <output>	<input> TV	<input> Qgcond	<input> QgTcs	Qgcond QgTcs	TV Qocs	<input> QLPct
P, psia	14.70	626.10	14.70	14.70	150.00	150.00	14.70	14.70	14.70	150.00
T, degF	60.00	60.00	113.00	60.00	68.00	68.00	60.00	60.00	113.00	68.00
	gas	liq	gas	liq	liq	gas	gas	gas	liq	liq
Volume/time	K - ft3 356216.097	K - bbl 1.377	K - ft3 0.000	K - bbl 21.276	K - bbl 1.714	K - ft3 123.553	K - ft3 336395.991	K - ft3 1915.499	K - bbl 21.819	K - bbl 1.415
lb -mole / time	942821.457	5490.953	0.000	51687.999	4592.107	3476.858	890005.000	5077.792	51687.999	5490.953
Composition, %										
N2	2.1832	00.0000	00.0000	00.0000	0.0000	0.1806	2.2737	0.4345	0.0000	00.0000
CO2	4.7942	00.0000	0.0040	0.0040	0.0000	7.3801	4.7077	6.9354	0.0040	00.0000
H2S	2.7651	00.0000	0.0773	0.0773	0.0000	16.8361	2.5094	13.1100	0.0773	00.0000
CH4	72.9650	00.0000	0.0011	0.0011	0.0000	34.5845	74.3550	42.7920	0.0011	00.0000
C2H6	10.1480	00.0000	0.0726	0.0726	0.0000	41.0188	9.5981	32.7723	0.0726	00.0000
C3H8	4.0630	44.3147	0.9643	0.9643	0.0000	00.0000	3.6652	2.5179	0.9643	44.3147
iC4	0.6714	16.6719	0.9511	0.9511	0.0000	00.0000	0.6004	0.4217	0.9511	16.6719
nC4	1.1889	39.0134	3.2151	3.2151	0.0000	00.0000	1.0709	0.7129	3.2151	39.0134
iC5	0.3252	00.0000	4.8693	4.8694	20.3214	00.0000	0.3113	0.1328	4.8694	00.0000
nC5	0.3202	00.0000	6.1140	6.1140	21.7978	00.0000	0.3123	0.1099	6.1140	00.0000
nC6	0.3602	00.0000	16.0289	16.0290	29.1059	00.0000	0.3705	0.0506	16.0290	00.0000
nC7	0.1336	00.0000	13.4274	13.4275	12.8920	00.0000	0.1396	0.0078	13.4275	00.0000
nC8	0.0567	00.0000	12.6180	12.6180	7.6739	00.0000	0.0595	0.0017	12.6180	00.0000
nC9	0.0218	00.0000	12.1474	12.1474	4.9381	00.0000	0.0229	0.0004	12.1474	00.0000
C10+	0.0033	00.0000	29.5092	29.5093	3.2709	00.0000	0.0035	0.0000	29.5093	00.0000
Z factor	0.99586	0.15804	0.00567	0.00609	0.05550	0.94128	0.99598	0.99430	0.00567	0.03833
molar vol., ft3 / lb - MOL	377.81925	1.40779	2.37006	2.31109	2.09533	35.53591	377.97090	377.23074	2.37006	1.44716
density, lb / ft3	0.05903	36.87204	45.65382	46.81894	41.96825	0.75752	0.05815	0.06988	45.65392	35.86833
MW	22.3014	51.9080	108.2024	108.2027	87.9372	26.9190	21.9778	26.3604	108.2027	51.9080

 * COMPUTER MODELLING GROUP PHASE PROPERTY PACKAGE *
 * CMCPROP VERSION PC:3.6.1 *

TABLA 4.14E. COMPOSICION DE LAS CORRIENTES DE LA ALTERNATIVA 1.B.

stream table

stream	19	20	21	22
from unit	RBP2	RBP2	RBP3	RBP3
to unit	SH3FC	RBP3	SH3FC	QgBPCs
P, psia	580.00	580.00	1180.70	1180.70
T, degF	117.60	117.60	125.60	125.60
	liq	gas	liq	gas
Volume/time	K - bbl 1.209	K - ft3 281.366	K - bbl 0.283	K - ft3 95.402
lb -mole / time	4507.677	34769.893	937.228	33832.665
Composition, %				
N2	0.0364	0.3305	0.1737	0.3348
CO2	2.7093	6.5149	5.4077	6.5456
H2S	6.6220	7.8859	8.3972	7.8718
CH4	10.3856	40.6616	28.2672	41.0049
C2H6	15.8699	20.9162	21.3702	20.9036
C3H8	25.4269	14.9524	20.2511	14.8056
iC4	8.0375	2.6525	4.3890	2.6044
nC4	17.0640	4.5242	8.0764	4.4258
iC5	5.2585	0.7654	1.6764	0.7401
nC5	4.9345	0.6037	1.4023	0.5815
nC6	3.1036	0.1789	0.5349	0.1690
nC7	0.4630	0.0127	0.0486	0.0117
nC8	0.0751	0.0010	0.0049	0.0009
nC9	0.0111	0.0001	0.0004	0.0001
C10+	0.0005	0.0000	0.0000	0.0000
Z factor	0.14100	0.75760	0.31882	0.53006
molar vol., ft3 / lb - MOL	1.50607	8.09223	1.69607	2.81982
density, lb / ft3	30.73843	3.75435	20.73252	10.72713
MW	46.2944	39.3811	35.1639	30.2486

4.2.3.1 ANÁLISIS ECONÓMICO DE LA ALTERNATIVA 1.B.

INGRESOS DE LA ALTERNATIVA 1.B.

Los ingresos que se tienen por concepto de la comercialización de la producción son mostrados en la tabla 4.15.

PRODUCTO	FLUJO	ESPECIFICACION	PRECIO	INGRESOS (USD/DIA)
ACEITE Qo @ c.s. (BPD)	21 276.00	57.09 API	20.00 USD/BI	425 520.00
GAS Qg @ c.s. (MMPCD)	356.216	1 136.86 BTU/pe ³	2 787.82 USD/MMPC	993 066.08
L P G QLPG @ c.s. (BPD)	1 377.00	107.96 API	11.92 USD/BI	16 413.84
INGRESO DIARIO TOTAL				1 434 999.92

Tabla 4.15 Ingresos por concepto de la comercialización de la producción para la Alternativa 1.B.

$$I \text{ ALTERNATIVA 1.B.} = \text{INGRESO BRUTO TOTAL} \times (1 - 0.608)$$

$$= 1\,434\,999.92 \times (1 - 0.608)$$

$$= 562\,519.97 \text{ (USD/día)}$$

$$= 205\,319\,788.50 \text{ (USD/año)}$$

En la tabla 4.16 se representa el comportamiento de la producción (expresada en flujos diarios), los ingresos anuales correspondientes a cada

producto, los ingresos anuales brutos y los netos para el horizonte del proyecto (10 años), considerando una declinación anual de la producción de 5.54%.

AÑOS	PRODUCCION DIARIA E INGRESOS ANUALES						INGRESOS BRUTOS (lo+lg+lc)	INGRESOS NETOS MMUSD
	Qo @ c.s.	lo MMUSD	Qg @ c.s.	lg MMUSD	QLPG @c.s.	lLPG MMUSD		
0*	21 276.00		356.216		1 377.00			
1*	20 097.30		336.482		1 300.71			
2	18 983.90	138.58	317.841	323.42	1 228.65	5.34	467.34	183.20
3	17 932.19	130.90	300.233	305.50	1 160.58	5.04	441.44	173.04
4	16 938.74	123.65	283.600	288.58	1 096.28	4.76	416.99	163.46
5	16 000.33	116.80	267.888	272.59	1 035.54	4.50	393.89	154.40
6	15 113.91	110.33	253.047	257.49	978.17	4.25	372.07	145.85
7	14 276.59	104.21	239.028	243.22	923.97	4.02	351.45	137.77
8	13 485.66	98.44	225.786	229.75	872.78	3.79	331.98	130.14
9	12 738.55	92.99	213.278	217.02	824.42	3.58	313.59	122.93
10	12 032.83	87.83	201.462	205.00	778.74	3.38	296.21	116.11
TOTAL		1 003.73		2 342.57		38.66	3 384.96	1 326.90

* Período considerado para la realización de adecuaciones

Tabla 4.16 Comportamiento de la producción y de los ingresos respectivos para la Alternativa 1.B.

EGRESOS DE LA ALTERNATIVA 1.B.

La inversión del equipo requerido para esta alternativa se muestra en la tabla 4.17.

CONCEPTO	CARACTERISTICAS	COSTOS USD
Separador elevado y estructura metálica	De = 144 pg x Lss = 30 pie	500 000.00
Equipo de vacío	5.4 MMPCD @ c. succión	700 000.00
Recuperadora de vapores (1)	1.6 MMPCD @ c. succión	450 000.00
Bomba de condensados R. vap. 1	1 175.0 BPD	19 134.82
Medidores totalizador y envío de vapores		81 960.80
Ductos y válvulas		159 456.82
Bomba de carga	1 154.0 GPM	41 713.90
Bomba de reflujo	144.0 GPM	6 569.62
Bomba de fondo de la torre	924.0 GPM	22 260.17
Enfriador del domo de la torre	EA = 2 113.0 pie ²	19 581.29
Enfriador del aceite	EA = 1 417.0 pie ²	16 455.94
Intercambiador de calor	3.2 MMBtu/hr	76 539.27
Torre agotadora	(13 559 lbmol/día)	84 384.54
Calentador del fondo de la torre	28.7 MMBtu/hr	224 585.36
Acumulador de reflujo		12 756.54
Instrumentación, aislamiento, eléctricos, tubería		774 258.55
SUBTOTAL		3 189 657.62
+ 30 % DE INGENIERIA E INSTALACION		956 897.29
TOTAL		4 146 554.91

Tabla 4.17 Inversión requerida de la Alternativa 1.B.

TIPO	CONCEPTO	EGRESOS USD/AÑO
O P E R A C I O N	3 ½ Operadores (Batería de separación)	22 293.59
	3 ½ Operadores (Sistema de bombeo)	22 293.59
	½ Ingeniero jefe de sector	21 541.34
	½ Ingeniero supervisor	15 708.10
	Energía eléctrica de enfriadores de gas AP (336.396) MMPCD ^F	10 692.22
	Energía eléctrica de enfriadores de gas PI (5 255) MMPCD ^F	159.10
	Energía eléctrica de recuperadora de vapores (2) ^F	122 214.47
	Energía eléctrica de equipo de vacío ^F	521 554.07
	Energía eléctrica del calentador de fondo ^F	101 801.36
	Bombeo de crudo ^F	19 981.47
	Deshidratación del crudo ^F	333 072.73
	Bombeo de condensado ^F	2 602.31
		Op. y mmto. por compresión del gas liberado del aceite separado en PI - AP ^F (Q _{gPI-AP} = 5.255 MMPCD) ^F
Op. y mmto. por compresión del gas liberado del aceite separado en BP - AP ^{**} (Q _{gBP-AP} = 12.741 MMPCD) ^F		1 020 749.49
M A N T E N I M I E N T O	Separadores y rectificadores	49 884.21
	Separador elevado y estructura metálica (2)	46 688.95
	Enfriadores de gas (Predictivo y preventivo)	30 773.57
	Tanques de almacenamiento	140 322.00
	Tanque de agua contra incendio (TACI)	14 032.20
	Recuperadora de vapores (2)	140 959.82
	Equipo de vacío	183 952.58
	Bomba MBCI	956.74
	Torre agotadora	4 788.82
	Calentador de fondo	12 745.21
	Intercambiador de calor	2 171.79
	Bombas	2 001.67
	Enfriador del domo de la torre	2 328.53
	Obra civil	133 943.73
	Bombas de crudo (2 trasegros y 2 de envío)	34 885.32
	Bombas de LPG (2)	3 664.95
Instrumentos	77 425.85	
EGRESO TOTAL ANUAL (USD / AÑO)		3 309 179.78

* C_{comp} (PI-AP)= 111.08 USD/MMPCS

** C_{comp} (BP-AP)= 219.49 USD/MMPCS

F Egreso fijo

Tabla 4.18 Costos de operación y mantenimiento de la Alternativa 1.B.

De la tabla 4.18 se tiene que los egresos son:

$$EACT = 3\,309\,179.78 \text{ USD / AÑO}$$

En la tabla 4.19 se presenta el comportamiento de los egresos respecto al tiempo de vida del proyecto.

$$E \text{ FIJO} = 3\,309\,179.78 - 10\,692.22 - 159.10 - 122\,214.47 - 521\,554.07 -$$

$$101\,801.36 - 19\,981.47 - 333\,072.73 - 2\,602.31 - 212\,990.00 -$$

$$1\,020\,749.49$$

$$E \text{ FIJO} = 963\,362.66 \text{ USD/AÑO}$$

AÑO	EGRESOS VARIABLES (USD)	EGRESOS FIJOS (USD)	EGRESOS TOTALES (USD)
1	2 215 858.85	963 362.66	3 179 221.51
2	2 093 100.27	963 362.66	3 056 462.93
3	1 977 142.52	963 362.66	2 940 505.18
4	1 867 608.82	963 362.66	2 830 971.48
5	1 764 143.29	963 362.66	2 727 505.95
6	1 666 409.75	963 362.66	2 629 772.41
7	1 574 090.65	963 362.66	2 537 453.31
8	1 486 886.03	963 362.66	2 450 248.69
9	1 404 512.54	963 362.66	2 367 875.20
10	1 326 702.55	963 362.66	2 290 065.21
TOTAL	17 376 455.27	9 633 626.50	27 010 081.87

Tabla 4.19 Comportamiento de los egresos respecto al tiempo de la Alternativa 1.B.

4.2.3.2 COMPORTAMIENTO ECONÓMICO DE LA ALTERNATIVA 1.B.

El comportamiento económico de la alternativa se muestra en la tabla 4.20, en la cual se presentan los ingresos, egresos y flujo de efectivo que se tendrá cada año en el horizonte del proyecto.

AÑO	IALTERNATIVA 1.B. INGRESOS USD	EALTERNATIVA 1.B. EGRESOS USD	FALT1.B.=I-E FLUJO EFECTIVO USD
1	0.00	3 179 221.51	-3179221.51
2	183 200 000.00	3 056 462.93	180 143 537.07
3	173 040 000.00	2 940 505.18	170 099 494.82
4	163 460 000.00	2 830 971.48	160 629 028.52
5	154 400 000.00	2 727 505.95	151 672 494.05
6	145 850 000.00	2 629 772.41	143 220 227.59
7	137 770 000.00	2 537 453.31	135 232 546.69
8	130 140 000.00	2 450 248.69	127 689 751.31
9	122 930 000.00	2 367 875.20	120 562 124.80
10	116 110 000.00	2 290 065.21	113 819 934.79
TOTAL	1 326 900 000.00	27 010 081.87	1 299 889 918.13

Tabla 4.20 Comportamiento económico de la Alternativa 1.B.

El tiempo de recuperación de la inversión determinado por medio del programa de cómputo ECONOPET⁽⁴⁾ será:

Tri = mayor a 10 años

La tasa interna de retorno o de rendimiento, determinada por el mismo programa será:

TIR ALT 1.B. = 3.3009 %

ALTERNATIVA 1.B.

AÑOS	ING-ALT 1.B.	EGRE-ALT 1.B.	FLUJO ALT 1.B.107	FLUJO C-BASE	DIF FLUJO	UTILIDADES
1	0.00	3 179 221.51	-3 179 221.51	189 764 105.53	- 192 943 327.04	- 5 131 398
2	183 200 000.00	3 056 462.93	180 143 537.07	179 213 953.07	929 584.00	- 4 361 996
3	173 040 000.00	2 940 505.18	170 099 494.82	169 249 377.06	850 117.76	- 3 714 142
4	163 460 000.00	2 830 971.48	160 629 028.52	159 840 622.55	788 405.97	- 3 169 498
5	154 400 000.00	2 727 505.95	151 672 494.05	150 947 921.05	724 573.00	- 2 712 402
6	145 850 000.00	2 629 772.41	143 220 227.59	142 541 491.21	678 736.38	- 2 329 544
7	137 770 000.00	2 537 453.31	135 232 546.69	134 611 539.58	621 007.11	- 2 009 539
8	130 140 000.00	2 450 248.69	127 689 751.31	127 118 261.28	571 490.03	- 1 742 726
9	122 930 000.00	2 367 875.20	120 562 124.80	120 041 840.59	520 284.21	- 1 520 857
10	116 110 000.00	2 290 065.21	113 819 934.79	113 352 451.61	467 483.18	- 1 336 933
TOTAL	1 326 900 000.00	27 010 081.87	1 299 889 918.13	1 486 681 563.53	- 186 791 645.40	

4.3 ESTABILIZACIÓN ELEVADA CON INCREMENTO DE TEMPERATURA Y TORRE FRACCIONADORA (ALTERNATIVA 2).

La diferencia entre este método de estabilización y el caso base consiste en que el líquido descargado de la etapa de separación de baja presión, pasa por una serie de intercambiadores de calor antes de entrar al separador elevado, el esquema de dicho proceso se muestra en la figura (4.4) integrada al sistema de separación multietapa, el cual fue descrito en el caso base.

El objetivo de los intercambiadores de calor es provocar un incremento en la temperatura de la corriente de alimentación que permite la liberación del gas contenido en el aceite en esta etapa, evitando con esto problemas de desestabilización. El vapor obtenido de la separación elevada después de disminuirse la temperatura a un intercambiador de calor y de suministrarle la presión requerida, se integra a la corriente de gas descargada en la etapa de separación de baja presión.

Para la estabilización del crudo mediante este proceso es necesario la modificación o sustitución de los separadores de la etapa de baja presión de bifásicos (gas - aceite) a trifásicos (gas - aceite - agua), para evitar la incrustación de sales provocadas por el agua en los intercambiadores de calor.

4.3.1 MANEJO DE LA PRODUCCIÓN.

Después de separarse el gas, aceite y agua en la etapa de baja presión, el aceite pasará por la primera etapa de precalentamiento (EA-2) y una segunda etapa de transferencia de calor (EA-3), donde alcanza la temperatura requerida para lograr la estabilización del crudo. El calentamiento de esta última etapa se logra haciendo pasar a contracorriente el gas caliente comprimido de alta presión por los intercambiadores de calor como se muestra en la figura (4.4)

El aceite calentado entra al Separador Horizontal Elevado de Baja Presión para separarse y estabilizarse a una Presión de Vapor Reid (PVR) de 6.5 lb/pg², requerida en las especificaciones del crudo. El aceite separado aún con la temperatura elevada, después de ser descargado pasa a contracorriente por el intercambiador de calor EA-2 para lograr enfriarse adecuadamente y evitar con esto vaporizaciones adicionales en el tanque de almacenamiento.

Los condensados recuperados en la rectificación de vapores serán impulsados por medio de una bomba hasta el separador trifásico de condensados (SHC3F).

En la figura (4.4) se presenta el proceso anteriormente descrito, así como las condiciones de operación para el tratamiento adecuado del aceite producido.

En las tablas 4.21A,B,C y D se muestran las características de las corrientes manejadas en dicho proceso, las cuales representan el balance de masa que se lleva a cabo en el mismo.

La corriente de condensados recibe un manejo similar al descrito en la Alternativa 1.A., en la que se refiere el proceso de la torre fraccionadora.

4.3.2 MANEJO POR SEPARADO DE LAS CORRIENTES DE ACEITE, GAS Y CONDENSADO(ALTERNATIVA 2.A.).

De los diferentes métodos de estabilización, uno de los más importantes es por incremento de temperatura manteniendo la presión sin variación. Este método fué estudiado ya que es uno por los que se obtiene una cantidad considerable de condensados con respecto a los otros métodos de estabilización.⁽²⁾

Esta alternativa se planteó para compararla con el método de reducción de presión, con el fin de determinar las ventajas e inconvenientes que podría tener con respecto al otro. Se consideró que para poder hacerlo, el manejo de corrientes debiera ser como en la Alternativa 1.A., es decir aceite, gas y condensado con el uso de la torre para hacer el fraccionamiento de esta última.

 * COMPUTER MODELLING GROUP PHASE PROPERTY PACKAGE *
 * CMGPROP VERSION PC:3.6.1 *

TABLA 4.21C. COMPOSICION DE LAS CORRIENTES DE LA ALTERNATIVA 2.A.

 stream table

stream	10	11	12	13	17	18	19	20	21	22
from unit to unit	RVPI SH3FC	RVPI RPI	RPI SH3FC	RPI QgPics	RBP1 SH3FC	RBP1 RBP2	RBP2 SH3FC	RBP2 RBP3	RBP3 SH3FC	RBP3 QgBPcs
P, psia	751.20	751.20	1180.70	1180.70	235.00	235.00	580.00	580.00	1180.70	1180.70
T, degF	90.00	90.00	125.60	125.60	103.00	103.00	117.60	117.60	125.60	125.60
	liq	gas	liq	gas	liq	gas	liq	gas	liq	gas
Volume/time	K - bbl 0.008	K - ft3 90.582	K - bbl 0.000	K - ft3 59.342	K - bbl 0.131	K - ft3 846.404	K - bbl 0.735	K - ft3 280.049	K - bbl 0.011	K - ft3 98.805
lb -mole / time	25.671	13905.591	0.000	13905.591	431.425	36956.168	2727.324	34228.844	35.766	34193.078
Composition, %										
N2	0.1515	1.5276	1.5276	1.5276	0.0103	0.3156	0.0377	0.3378	0.1638	0.3379
CO2	2.7825	5.2886	5.2886	5.2886	1.1579	6.3789	2.7377	6.6690	5.4040	6.6703
H2S	3.7379	2.9290	2.9290	2.9290	3.6004	7.7388	6.5913	7.8302	8.4142	7.8286
CR4	19.2286	72.7783	72.7783	72.7783	3.6903	39.4475	10.4205	41.7604	27.7115	41.7751
C2H6	10.8158	10.9130	10.9130	10.9130	8.2310	20.7767	15.9654	21.1601	21.6604	21.1595
C3H8	10.1766	3.9539	3.9539	3.9539	16.9824	14.7591	23.9949	14.0232	19.7607	14.0172
iC4	2.9855	0.6010	0.6010	0.6010	6.7306	2.7453	7.3135	2.3814	4.2174	2.3794
nC4	6.8374	1.0412	1.0412	1.0412	16.2810	4.9566	15.7317	4.0980	7.9231	4.0940
iC5	3.6114	0.2755	0.2755	0.2755	8.1587	1.1284	5.4985	0.7802	1.9110	0.7750
nC5	4.3672	0.2686	0.2686	0.2686	9.2756	1.0169	5.5283	0.6574	1.7250	0.6563
nC6	10.8551	0.2818	0.2818	0.2818	15.0636	0.6150	4.9121	0.2726	0.9629	0.2719
nC7	8.5836	0.0940	0.0940	0.0940	6.5460	0.1010	1.0293	0.0270	0.1278	0.0259
nC8	7.1714	0.0351	0.0351	0.0351	2.8709	0.0175	0.2045	0.0026	0.0164	0.0026
nC9	5.3320	0.0114	0.0114	0.0114	1.1078	0.0026	0.0331	0.0002	0.0017	0.0002
C10+	3.3635	0.0012	0.0012	0.0012	0.2935	0.0001	0.0016	0.0000	0.0000	0.0000
Z factor	0.21047	0.82953	0.80219	0.80219	0.06620	0.89131	0.14172	0.76597	0.31184	0.54317
molar vol., ft3 / lb - MOL	1.65274	6.51410	4.26748	4.26748	1.70116	22.90292	1.51373	8.18166	1.65891	2.88957
density, lb / ft3	37.75012	3.40721	5.20094	5.20094	36.96889	1.36650	31.31926	3.66832	21.47406	10.38464
MW	62.3912	22.1949	22.1949	22.1949	62.8898	31.2968	47.4088	30.0130	35.6235	30.0071

 * COMPUTER MODELLING GROUP PHASE PROPERTY PACKAGE *
 * CMGPROP VERSION PC-3.6.1 *

TABLA 4.21D. COMPOSICION DE LAS CORRIENTES DE LA ALTERNATIVA 2.A.

stream table									
stream	7	39	5	38	6	1	3	37	36
from unit to unit	QgTcs <output>	Qconcs <output>	RVAP QgAPcs	<input> Qgcond	<input> QgTcs	<input> SHAP	SHAP RVAP	<input> Qconcs	Qgcond QgTcs
P, psia	14.70	626.10	1170.70	150.00	14.70	1180.70	1180.70	150.00	14.70
T, degF	60.00	60.00	95.00	68.00	60.00	125.60	125.60	68.00	60.00
	gas	liq	gas	gas	gas	gas	gas	liq	gas
Volume/time	K - ft3 355969.111	K - bbl 4.390	K - ft3 3467.180	K - ft3 143.558	K - ft3 336397.420	K - ft3 51101.721	K - ft3 3831.648	K - bbl 4.456	K - ft3 1530.100
lb -mole / time	942158.763	13918.958	890005.000	4015.061	890005.000	1000000.000	894792.000	13918.958	4054.685
Composition, %									
N2	2.1854	00.0000	2.2737	0.4694	2.2744	2.0584	2.2636	00.0000	0.4877
CO2	4.7977	00.0000	4.7077	6.7920	4.7091	4.5203	4.7001	00.0000	6.7731
H2S	2.7621	00.0000	2.5094	14.8557	2.5102	2.6110	2.5160	00.0000	14.7480
CH4	73.0361	00.0000	74.3551	42.8944	74.3773	68.7931	74.1125	00.0000	43.1308
C2H6	10.1481	00.0000	9.5981	34.9884	9.6010	9.5715	9.6069	00.0000	34.7548
C3H8	4.0307	19.0791	3.6652	00.0000	3.6663	4.1239	3.6959	19.0791	0.0636
IC4	0.6626	7.7602	0.6004	00.0000	0.6006	0.7737	0.6113	7.7602	0.0114
HC4	1.1476	19.0448	1.0709	00.0000	1.0412	1.5013	1.0969	19.0448	0.0201
IC5	0.3265	9.5705	0.3113	00.0000	0.3114	0.5583	0.3258	9.5705	0.0043
HC5	0.3229	10.8956	0.3123	00.0000	0.3124	0.6179	0.3300	10.8956	0.0038
HC6	0.3641	17.4522	0.3705	00.0000	0.3706	1.1681	0.4148	17.4522	0.0020
HC7	0.1343	8.0757	0.1396	00.0000	0.1396	0.8200	0.1741	8.0757	0.0003
HC8	0.0568	4.3366	0.0595	00.0000	0.0595	0.7057	0.0881	4.3366	0.0001
HC9	0.0218	2.4272	0.0229	00.0000	0.0229	0.6484	0.0446	2.4272	0.0000
C10+	0.0033	1.3582	0.0035	00.0000	0.0035	0.5284	0.0194	1.3582	0.0000
Z factor	0.99587	0.19881	0.76616	0.94708	0.99598	0.96572	0.80495	0.04761	0.99466
molar vol., ft3 / lb - MOL	377.82285	1.77094	3.89569	35.75497	377.97251	51.10172	4.28217	1.79727	377.36601
density, lb / ft3	0.05896	40.54651	5.64154	0.71559	0.05812	0.52648	5.17276	39.95259	0.06775
MW	22.2776	71.8054	21.9777	25.5861	21.9669	26.9039	22.1506	71.8054	25.5682

4.3.2.1 ANÁLISIS ECONÓMICO DE LA ALTERNATIVA 2.A.

INGRESOS DE LA ALTERNATIVA 2.A.

Los ingresos que se tienen por concepto de la comercialización de la producción son mostrados en la tabla 4.22.

PRODUCTO	FLUJO	ESPECIFICACION	PRECIO	INGRESOS (USD/DIA)
ACEITE Qo @ c.s. (BPD)	18 379.00	54.22 API	20.00 USD/BI	367 580.00
GAS Qg @ c.s. (MMPCD)	355.968	1 135.55 BTU/pie ³	2 784.61 USD/MMPC	991 232.05
CONDENSADOS Qcond @ c.s. (BPD)	4 390.00	86.24 API	11.92 USD/BI	52 328.80
INGRESO DIARIO TOTAL				1 411 140.85

Tabla 4.22 Ingresos por concepto de la comercialización de la producción para la Alternativa 2.A.

$$I \text{ ALTERNATIVA 2.A.} = \text{INGRESO BRUTO TOTAL} \times (1 - 0.608)$$

$$= 1\,411\,140.85 \times (1 - 0.608)$$

$$= 553\,167.21 \text{ (USD/día)}$$

$$= 201\,906\,031.60 \text{ (USD/año)}$$

En la tabla 4.23 se representa el comportamiento de la producción (expresada en flujos diarios), los ingresos anuales correspondientes a cada producto, los ingresos anuales brutos y los netos para el horizonte del proyecto (10 años), considerando una declinación anual de la producción de 5.54%.

AÑOS	PRODUCCION DIARIA E INGRESOS ANUALES						INGRESOS BRUTOS (lo+lg+lc)	INGRESOS NETOS MMUSD
	Qo @ c.s.	lo MMUSD	Qg @ c.s.	lg MMUSD	Qc @ c.s.	lc MMUSD		
0*	18 379.00		355.968		4 390.00			
1*	17 360.80		336.247		4 146.79			
2	16 399.01	119.71	317.619	322.82	3 917.05	17.02	459.55	180.14
3	15 490.50	113.08	300.023	304.94	3 700.04	16.09	434.11	170.17
4	14 632.32	106.81	283.402	288.04	3 495.05	15.20	410.05	160.74
5	13 821.68	100.89	267.701	272.09	3 301.42	14.36	387.34	151.84
6	13 055.95	95.30	252.871	257.01	3 118.52	13.57	365.88	143.42
7	12 332.65	90.02	238.862	242.78	2 945.75	12.81	345.61	135.48
8	11 649.42	85.04	225.629	229.33	2 782.55	12.10	326.47	127.98
9	11 004.04	80.32	213.129	216.62	2 628.39	11.43	308.37	120.88
10	10 394.41	75.87	201.322	204.62	2 482.77	10.80	291.29	114.19
TOTAL		867.04		2 338.25		123.38	3 328.67	1 304.84

* Período considerado para la realización de adecuaciones

Tabla 4.23 Comportamiento de la producción y de los ingresos respectivos para la Alternativa 2.A.

EGRESOS DE LA ALTERNATIVA 2.A.

La inversión del equipo requerido para esta alternativa se muestra en la tabla 4.24.

CONCEPTO	CARACTERISTICAS	COSTOS USD
Bomba de condensados R. vap. 1	3222.0 BPD	19 134.82
Medidores totalizador y envío de vapores		81 960.80
Intercambiador calor EA-2f(q calor)	q = 4.16 MMBtu/hr	191 348.18
Intercambiador calor EA-3 f(q calor)	q = 4.39 MMBtu/hr	191 348.18
Tubería para gas caliente		159 456.82
Modificación del separador SHBP a SHBP3F		162 645.96
Ductos y válvulas		159 456.82
Bomba de carga	461.0 GPM	41 713.90
Bomba de reflujo	58.0 GPM	6 569.62
Bomba de fondo de la torre	970.0 GPM	22 260.17
Enfriador del domo de la torre	A = 845.0 pie ²	19 581.29
Enfriador del aceite	A = 657.0 pie ²	16 455.94
Intercambiador de calor	1.3 MMBtu/hr	76 539.27
Torre agotadora	17 933.0 Lb - mol/día	84 384.54
Calentador del fondo de la torre	11.48 MMBtu/hr	224 585.36
Acumulador de reflujo		12 756.54
Instrumentación, aislamiento, eléctricos, tubería		774 258.55
SUBTOTAL		2 244 456.77
+ 30 % DE INGENIERIA E INSTALACION		673 337.03
TOTAL		2 917 793.80

Tabla 4.24 Inversión requerida de la Alternativa 2.A.

TIPO	CONCEPTO	EGRESOS USD/AÑO
O P E R A C I O N	3 ½ Operadores (Batería de separación)	22 293.59
	3 ½ Operadores (Sistema de bombeo)	22 293.59
	½ Ingeniero jefe de sector	21 541.34
	½ Ingeniero supervisor	15 708.10
	Energía eléctrica de enfriadores de gas AP (336.396) MMPCD ^F	10 692.22
	Energía eléctrica de enfriadores de gas PI (5 253) MMPCD ^F	159.10
	Energía eléctrica de recuperadora de vapores (1) ^F	61 107.23
	Energía eléctrica del calentador de fondo ^F	101 801.36
	Bombeo de crudo ^F	19 981.47
	Deshidratación del crudo ^F	333 072.73
	Bombeo de condensado ^F	2 602.31
	Op. y mmto. por compresión del gas liberado del aceite separado en PI - AP [*] (Qg _{PI-AP} = 5.253 MMPCD) ^F	212 990.00
	Op. y mmto. por compresión del gas liberado del aceite separado en BP - AP ^{**} (Qg _{BP-AP} = 12.875 MMPCD) ^F	1 020 749.49
M A N T E N I M I E N T O	Separadores y rectificadores	49 884.21
	Separador elevado y estructura metálica (1)	46 688.95
	Enfriadores de gas (Predictivo y preventivo)	30 773.57
	Tanques de almacenamiento	140 322.00
	Tanque de agua contra incendio (TACI)	14 032.20
	Recuperadora de vapores	140 959.82
	Bomba MBCI	956.74
	Torre agotadora	4 788.82
	Calentador de fondo	12 745.21
	Intercambiador de calor (3)	19 134.80
	Bombas	2 001.67
	Enfriador del domo de la torre	2 328.53
	Obra civil	133 943.73
	Bombas de crudo (2 Irasclegos y 2 de envío)	34 885.32
	Bombas de condensado (2)	3 664.95
Instrumentos	77 425.85	
EGRESO TOTAL ANUAL (USD / AÑO)		2 559 528.90

* Ccomp (PI-AP)= 111.08 USD/MMPCS

** Ccomp (BP-AP)= 217.21 USD/MMPCS

F Egreso fijo

Tabla 4.25 Costos de operación y mantenimiento de la Alternativa 2.A.

De la tabla 4.25 se tiene que los egresos son:

$$E_{ACT_{TOTAL}} = 2\,559\,528.90 \text{ USD / AÑO}$$

En la tabla 4.26 se presenta el comportamiento de los egresos respecto al tiempo de vida del proyecto.

$$E_{FIJO} = 2\,559\,528.90 - 10\,692.22 - 159.10 - 61\,107.23 - 101\,801.36 -$$

$$19\,981.47 - 333\,072.73 - 2\,602.31 - 212\,990.00 - 1\,020\,749.49$$

$$E_{FIJO} = 796\,372.99 \text{ USD/AÑO}$$

AÑO	EGRESOS VARIABLES (USD)	EGRESOS FIJOS (USD)	EGRESOS TOTALES (USD)
1	1 665 477.07	796 372.99	2 461 850.06
2	1 573 209.64	796 372.99	2 369 582.63
3	1 486 053.82	796 372.99	2 282 426.81
4	1 403 726.44	796 372.99	2 200 099.43
5	1 325 959.99	796 372.99	2 122 332.98
6	1 252 501.81	796 372.99	2 048 874.80
7	1 183 113.21	796 372.99	1 979 486.20
8	1 117 568.74	796 372.99	1 913 941.73
9	1 055 655.43	796 372.99	1 852 028.42
10	997 172.12	796 372.99	1 793 545.11
TOTAL	13 060 438.27	7 963 729.90	21 024 168.17

Tabla 4.26 Comportamiento de los egresos respecto al tiempo de la Alternativa 2.A.

4.3.2.2 COMPORTAMIENTO ECONÓMICO DE LA ALTERNATIVA 2.A.

El comportamiento económico de la alternativa se muestra en la tabla 4.27, en la cual se presentan los ingresos, egresos y flujo de efectivo que se tendrá cada año en el horizonte del proyecto.

AÑO	I ALTERNATIVA 2.A. INGRESOS USD	E ALTERNATIVA 2.A. EGRESOS USD	FALT 2.A.=I-E FLUJO EFECTIVO USD
1	0.00	2 461 850.06	-2 461 850.06
2	180 140 000.00	2 369 582.63	177 770 417.37
3	170 170 000.00	2 282 426.81	167 887 573.19
4	160 740 000.00	2 200 099.43	158 539 900.57
5	151 840 000.00	2 122 332.98	149 717 667.02
6	143 420 000.00	2 048 874.80	141 371 125.20
7	135 480 000.00	1 979 486.20	133 500 513.80
8	127 980 000.00	1 913 941.73	126 066 058.27
9	120 880 000.00	1 852 028.42	119 027 971.58
10	114 190 000.00	1 793 545.11	112 396 454.89
TOTAL	1 304 840 000.00	21 024 168.17	1 283 815 831.83

Tabla 4.27 Comportamiento económico de la Alternativa 2.A.

El tiempo de recuperación de la inversión determinado por medio del programa de cómputo ECONOPET⁽⁴⁾ será:

Tri = no recuperable

La tasa interna de retorno o de rendimiento, determinada por el mismo programa será:

TIR_{ALT 2.A.} = -0.09906 %

ALTERNATIVA 2.A.

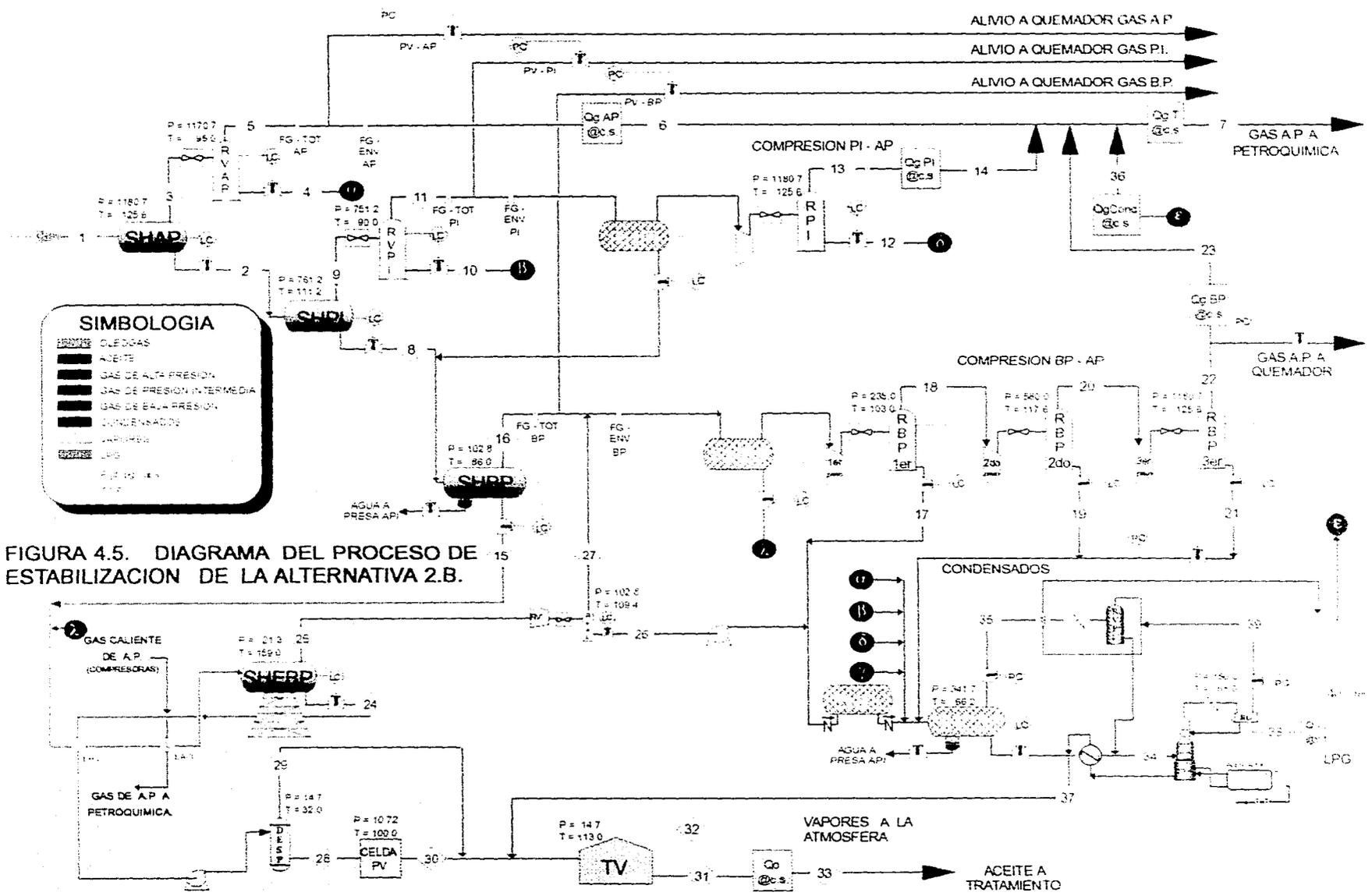
AÑOS	ING-ALT 2.A.	EGRE-ALT 2.A.	FLUJO ALT 2.A.	FLUJO C-BASE	DIF FLUJO	UTILIDADES
1	0.00	2 461 850.06	-2 461 850.06	189 764 105.53	-192 225 955.59	- 3 250 481
2	180 140 000.00	2 369 582.63	177 770 417.37	179 213 953.07	-1 443 535.70	- 4 430 844
3	170 170 000.00	2 282 426.81	167 887 573.19	169 249 377.06	-1 361 803.87	- 5 450 369
4	160 740 000.00	2 200 099.43	158 539 900.57	159 840 622.55	-1 300 721.98	- 6 331 217
5	151 840 000.00	2 122 332.98	149 717 667.02	15 094 7921.05	-1 230 254.03	-7 092 505
6	143 420 000.00	2 048 874.80	141 371 125.20	142 541 491.21	-1 170 366.01	- 7 750 681
7	135 480 000.00	1 979 486.20	133 500 513.80	134 611 539.58	-1 111 025.78	- 8 319 893
8	127 980 000.00	1 913 941.73	126 066 058.27	127 118 261.28	-1 052 203.01	- 8 812 358
9	120 880 000.00	1 852 028.42	11 902 7971.58	120 041 840.59	-1 013 869.01	- 9 238 582
10	114 190 000.00	1 793 545.11	112 396 454.89	113 352 451.61	-955 996.72	- 9 607 626
TOTAL	1 304 840 000.00	21 024 168.17	1 283 815 831.83	1 486 681 563.53	-202 865 731.70	

4.3.3 INCORPORACIÓN DE CONDENSADOS A LA CORRIENTE DE CRUDO(ALTERNATIVA 2.B.).

Al igual que en la alternativa 1.B. se llevó a cabo la simulación incorporando la corriente de condensados que salen de la torre, sin incluir los componentes ligeros que podrían ocasionar problemas en la estabilización del crudo, la cual se logra después de pasar por el proceso de calentamiento.

El gas que sale de la torre se incorpora a la corriente del liberado en el SHC3F, y este se envía al gas de alta presión previamente rectificado y comprimido.

En la figura (4.5) se ilustra el proceso anteriormente descrito, al igual que el número de corrientes que existen en el sistema. En las tablas 4.28A,B,C y D se muestran las características de cada una de ellas al igual que sus composiciones.



 * COMPUTER MODELLING GROUP PHASE PROPERTY PACKAGE *
 * CMGPROP VERSION PC:3.6.1 *

TABLA 4.26A. COMPOSICION DE LAS CORRIENTES DE LA ALTERNATIVA 2.B.

stream table										
stream	1	3	14	23	34	35	2	4	8	9
from unit to unit	<input> SHAP	SHAP RVAP	QgPics <output>	QgPcs <output>	SH3PC <output>	SH3PC <output>	<input> SHPI	<input> SH3PC	SHPI SHBP	SHPI RVAP
P, psia	1180.70	1180.70	14.70	14.70	341.70	341.70	1180.70	1170.70	761.20	761.20
T, degF	125.60	125.60	60.90	60.90	66.20	66.20	125.60	95.00	111.70	111.70
	gas	gas	gas	gas	liq	gas	liq	liq	liq	gas
Volume/time	K - ft3 51101.721	K - ft3 3831.648	K - ft3 5253.944	K - ft3 12875.033	K - bbl 5.127	K - ft3 0.585	K - bbl 31.641	K - bbl 1.302	K - bbl 28.924	K - ft3 95.145
lb -mole / time	1000000.00	894792.000	13905.591	34193.078	17933.935	39.624	105208.000	4787.000	91276.738	13631.060
Composition, %										
N2	2.0564	2.2636	1.5276	0.3379	0.1051	2.3360	0.3129	0.3878	0.1079	1.5255
CO2	4.5203	4.7001	5.2886	6.6703	1.5206	4.8587	2.9908	3.2928	2.6400	2.9908
H2O	2.6110	2.5160	2.9290	7.8296	3.3259	3.8344	3.4192	3.7367	3.4938	2.9290
CH4	68.7931	74.1125	72.7783	41.7751	9.6032	67.0622	23.5513	29.0156	18.0530	72.6784
C2H6	9.5715	9.6069	10.9130	21.1595	7.8332	11.0826	9.2705	11.2420	9.0198	10.9128
C3H8	4.1238	3.6959	3.9539	14.0172	14.8077	6.5043	7.7639	9.4064	8.3438	3.9539
iC4H10	0.7737	0.6113	0.6010	2.3794	6.0229	1.1678	2.1552	2.6260	1.3917	0.6010
nC4H10	1.5033	1.0969	1.0432	4.0940	14.7831	2.0608	4.9411	5.9320	1.5937	1.0432
iC5H12	0.5583	0.3258	0.2755	0.7790	7.4279	0.4387	2.5355	3.0244	0.8993	0.2755
nC5H12	0.6179	0.3300	0.2686	0.6563	8.4563	0.3839	3.0666	3.6270	1.4225	0.3300
nC6H14	1.1681	0.4148	0.2838	0.2719	13.5450	0.2096	7.5750	8.6589	1.6681	0.2719
nC7H16	0.8200	0.1741	0.0940	0.0269	6.2677	0.0332	6.3130	6.6023	1.2392	0.0940
nC8H18	0.7057	0.0881	0.0351	0.0026	3.3657	0.0065	5.9586	5.3974	6.8607	0.0351
nC9H20	0.6484	0.0446	0.0114	0.0002	1.8838	0.0013	5.7840	4.0768	6.6635	0.0114
nC10H22	1.5284	0.0194	0.0012	0.0000	1.0541	0.0001	14.3626	2.9738	16.5536	0.0000
Z factor	0.96572	0.80495	0.99588	0.99248	0.09719	0.89365	0.31741	0.30022	0.22105	0.84656
molar vol., ft3 / lb - MOL	51.10172	4.28217	377.82960	376.53916	1.60514	14.75967	1.68857	1.52652	1.77915	6.82963
density, lb / ft3	0.52648	5.17276	0.05874	0.07969	38.28810	1.60948	39.87439	35.57338	41.70999	1.26064
MW	26.9039	22.1506	22.1949	30.0071	61.4578	23.7554	67.3307	54.3833	74.2083	22.2690

 * COMPUTER MODELLING GROUP PHASE PROPERTY PACKAGE *
 * CMGPROP VERSION PC3.6.1 *

TABLA 4.28B. COMPOSICION DE LAS CORRIENTES DE LA ALTERNATIVA 2.B.

stream table										
stream	15	16	24	25	26	27	28	29	30	5
FROM UNIT TO UNIT	SHEP SHEP	SHEP RBP1	SHEBP DESP	SHEBP RVap	RVap SH3FC	RVap RBP1	DESP PV	DESP TV	PV TV	RVAP QoAPCS
Flow rate lb / day	102.80 86.00	102.80 86.00	21.30 159.00	21.30 159.00	102.80 109.40	102.80 109.40	14.70 32.00	14.70 32.00	10.72 100.00	1170.70 95.00
Phase	liq	gas	liq	gas	liq	gas	liq	gas	liq	gas
Volume/time K - bbl ft ³	23.472	1362.929	19.274	5692.218	3.222	476.158	18.172	0.000	18.708	3469.183
lb - mole / time	32643.814	28632.924	43922.773	18721.042	9966.373	8754.669	43922.773	0.000	43922.773	890005.004
Composition, %										
HC1	0.0041	0.3988	0.0000	0.0136	0.0004	0.0286	0.0000	0.0000	0.0000	0.2737
HC2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
HC3	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
HC4	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
HC5	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
HC6	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
HC7	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
HC8	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
HC9	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
HC10	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Z factor	0.03693	0.95821	0.00790	0.97543	0.03056	0.91550	0.00647	0.00647	0.00427	0.76616
molar vol., ft ³ / lb - MOL	2.10390	54.58502	2.46379	304.05454	1.81527	54.38877	2.32290	2.32290	2.39138	3.89569
density, lb / ft ³	45.17809	0.52414	45.33411	0.18418	37.80004	0.76560	48.08359	48.08359	46.70673	5.64154
MW	95.0501	28.6102	111.6935	56.0018	68.6172	41.6403	111.6935	111.6935	111.6935	21.9777

 * COMPUTER MODELLING GROUP PHASE PROPERTY PACKAGE *
 * CMGPROP VERSION PC:3.6.1 *

TABLA 4.28C. COMPOSICION DE LAS CORRIENTES DE LA ALTERNATIVA 2.B.

stream table										
stream	10	11	12	13	17	18	19	20	21	22
from unit	RVPI	RVPI	RPI	RPI	RBP1	RBP1	RBP2	RBP2	RBP3	RBP3
to unit	SH3FC	RPI	SH3FC	QgPics	SH3FC	RBP2	SH3FC	RBP3	SH3FC	QgPics
Flow rate	751.20	751.20	1180.70	1180.70	235.00	235.00	580.00	580.00	1180.70	1180.70
Temp	90.00	90.00	125.60	125.60	103.00	103.00	117.60	117.60	125.60	125.60
Phase	liq	gas	liq	gas	liq	gas	liq	gas	liq	gas
Volume/time	K - bbl 0.000	K - ft3 90.582	K - bbl 0.000	K - ft3 59.342	K - bbl 0.131	K - ft3 846.404	K - bbl 0.735	K - ft3 280.049	K - bbl 0.611	K - ft3 98.888
lb-mole / time	25.671	13905.591	0.000	13905.591	431.425	36956.168	2727.324	34228.844	35.766	34193.078
Composition, %										
H2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
N2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
CH4	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
C2H6	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
C3H8	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
iC4H10	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
nC4H10	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
iC5H12	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
nC5H12	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
iC6H14	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
nC6H14	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
iC7H16	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
nC7H16	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
iC8H18	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
nC8H18	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
iC9H20	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
nC9H20	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
iC10H22	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
nC10H22	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Z factor	0.21047	0.82953	0.80219	0.80219	0.06620	0.89131	0.14172	0.76597	0.31184	0.54317
molar vol., ft3 / lb-MOL	1.65274	6.51410	4.26748	4.26748	1.70116	22.90292	1.51373	8.18166	1.65891	2.88957
density, lb / ft3	37.75012	3.40721	5.20094	5.20094	36.96889	1.36650	31.31926	3.66832	21.47406	10.38464
MW	62.3912	22.1949	22.1949	22.1949	62.8898	31.2968	47.4088	30.0130	35.6235	30.0071

COMPUTER MODELLING GROUP PHASE PROPERTY PACKAGE
 CMGPROP VERSION PC:3.6.1

TABLA 4.28D. COMPOSICION DE LAS CORRIENTES DE LA ALTERNATIVA 2.B.

stream table										
stream	7	40	32	33	37	39	6	36	31	38
from unit to unit	QgTcs <output>	QLPct <output>	TV <output>	Qocs <output>	<input> TV	<input> QgTcs	<input> QgTcs	Qgcond QgTcs	TV Qocs	<input> QLPct
P. base	14.70	626.10	14.70	14.70	150.00	150.00	14.70	14.70	14.70	150.00
T. base	60.00	60.00	113.00	60.00	68.00	68.00	60.00	60.00	113.00	68.00
	gas	liq	gas	liq	liq	gas	gas	gas	liq	liq
Volume,time	K - ft3	K - bbl	K - ft3	K - bbl	K - bbl	K - ft3	K - ft3	K - ft3	K - bbl	K - bbl
	355967.663	1.608	0.000	21.185	2.834	143.558	336395.991	1530.100	21.725	1.608
lb -mole / time	942358.763	6386.598	0.000	51455.138	7532.365	4015.061	890005.000	4054.685	51455.138	6386.598
Composition, %										
N2	2.1847	00.0000	00.0000	00.0000	0.0000	0.4694	2.2737	0.4877	0.0000	00.0000
CO2	4.7964	00.0000	0.3259	0.0259	0.0000	6.7920	4.7077	6.7731	0.0000	00.0000
CH4	2.7613	00.0000	0.1821	0.1821	0.0000	14.8557	2.5994	14.7480	0.0000	00.0000
C2H6	73.0150	00.0000	0.0263	0.0263	0.0000	42.8944	74.3550	43.1308	0.0000	00.0000
C3H8	10.1454	00.0000	0.2520	0.2520	0.0000	34.9884	9.5981	34.7548	0.2520	00.0000
iC4	4.0297	41.5810	1.2003	1.2003	0.0000	00.0000	3.6552	0.0638	1.2003	11.5810
nC4	0.6624	16.5127	0.8073	0.8073	0.0000	00.0000	0.6004	0.0114	0.8073	4.8127
iC5	1.1757	41.5063	2.4994	2.4994	0.0000	00.0000	1.0709	0.0201	2.4994	16.5063
nC5	0.3264	00.0000	4.8732	4.8732	17.6853	00.0000	0.3113	0.0043	4.8732	00.0000
nC6	0.3228	00.0000	6.0986	6.0986	20.1338	00.0000	0.3123	0.0038	6.0986	00.0000
nC7	0.3640	00.0000	16.0367	16.0368	32.2496	00.0000	0.3705	0.0029	16.0368	00.0000
nC8	0.1342	00.0000	13.4788	13.4789	14.9229	00.0000	0.1396	0.0003	13.4789	00.0000
nC9	0.0566	00.0000	12.6741	12.6741	8.0135	00.0000	0.0595	0.0001	12.6741	00.0000
nC10	0.0218	00.0000	12.2023	12.2024	4.4852	00.0000	0.0229	0.0000	12.2024	00.0000
Cl2+	0.0033	00.0000	29.6428	29.6428	2.5097	00.0000	0.0035	0.0000	29.6428	00.0000
Z factor	0.99586	0.15867	0.00567	0.00609	0.05595	0.94708	0.99598	0.99466	0.00567	0.03847
molar vol., ft3 / lb - MOL	377.82131	1.41337	2.37054	2.31161	2.11235	35.75497	377.97090	377.36601	2.37054	1.45323
density, lb / ft3	0.008899	36.99770	45.67586	46.84025	41.83597	0.71559	0.05815	0.06775	45.67597	36.00764
MW	22.2878	52.2914	108.2763	108.2765	88.3511	25.5861	21.9778	25.5682	108.2765	52.2914

4.3.3.1 ANÁLISIS ECONÓMICO DE LA ALTERNATIVA 2.B.

INGRESOS DE LA ALTERNATIVA 2.B.

Los ingresos que se tienen por concepto de la comercialización de la producción son mostrados en la tabla 2.29.

PRODUCTO	FLUJO	ESPECIFICACION	PRECIO	INGRESOS (USD/DIA)
ACEITE Qo @ c.s. (BPD)	21 185.00	57.00 API	20.00 USD/BI	423 700.00
GAS Qg @ c.s. (MMPCD)	355.968	1 135.55 BTU/pie ³	2 784.61 USD/MMPC	991 232.05
L P G QLPG @ c.s. (BPD)	1 608.00	107.23 API	11.92 USD/BI	19 167.36
INGRESO DIARIO TOTAL				1 434 099.41

Tabla 4.29 Ingresos por concepto de la comercialización de la producción para la Alternativa 2.B.

$$\begin{aligned}
 \text{I ALTERNATIVA 2.B.} &= \text{INGRESO BRUTO TOTAL} \times (1 - 0.608) \\
 &= 1\,433\,381.31 \times (1 - 0.608) \\
 &= 562\,166.97 \text{ (USD/día)} \\
 &= 205\,190\,943.60 \text{ (USD/año)}
 \end{aligned}$$

En la tabla 4.30 se representa el comportamiento de la producción (expresada en flujos diarios), los ingresos anuales correspondientes a cada producto, los ingresos anuales brutos y los netos para el horizonte del proyecto (10 años), considerando una declinación anual de la producción de 5.54%.

AÑOS	PRODUCCION DIARIA E INGRESOS ANUALES						INGRESOS BRUTOS (lo+lg+lc)	INGRESOS NETOS MMUSD
	Qo @ c.s.	lo MMUSD	Qg @ c.s.	lg MMUSD	QLPG@c.s.	ILPG MMUSD		
0*	21 185.00		355.968		1 608.00			
1*	20 011.35		336.247		1 518.91			
2	18 902.72	137.98	317.619	322.82	1 434.76	6.24	467.04	183.08
3	17 855.50	130.34	300.023	304.94	1 355.27	5.89	441.17	172.94
4	16 866.30	123.12	283.402	288.04	1 280.18	5.56	416.72	163.35
5	15 931.90	116.30	267.701	272.09	1 209.25	5.26	393.65	154.31
6	15 049.27	109.85	252.871	257.01	1 142.25	4.96	371.82	145.75
7	14 215.54	103.77	238.862	242.78	1 078.96	4.69	351.24	137.69
8	13 247.99	98.02	225.629	229.33	1 019.18	4.43	331.78	130.06
9	12 684.07	92.59	213.129	216.62	962.71	4.18	313.39	122.85
10	11 981.37	87.46	201.322	204.62	909.37	3.95	296.03	116.04
TOTAL		999.43		2 338.25		45.16	3 382.84	1326.07

* Período considerado para la realización de adecuaciones

Tabla 4.30 Comportamiento de la producción y de los ingresos respectivos para la Alternativa 2.B.

EGRESOS DE LA ALTERNATIVA 2.B.

La inversión del equipo requerido para esta alternativa se muestra en la tabla 4.31.

CONCEPTO	CARACTERISTICAS	COSTOS USD
Bomba de condensados R. vap. 1	3222.0 BPD	19 134.82
Medidores totalizador y envío de vapores		81 960.80
Intercambiador calor EA-2f(q calor)	q = 4.16 MMBtu/hr	191 348.18
Intercambiador calor EA-3 f(q calor)	q = 4.39 MMBtu/hr	191 348.18
Tubería para gas caliente		159 456.82
Modificación del separador SHBP a SHBP3F		162 645.96
Ductos y válvulas		159 456.82
Bomba de carga	461.0 GPM	41 713.90
Bomba de reflujo	58.0 GPM	6 569.62
Bomba de fondo de la torre	970.0 GPM	22 260.17
Enfriador del domo de la torre	A = 845.0 pie ²	19 581.29
Enfriador del aceite	A = 657.0 pie ²	16 455.94
Intercambiador de calor	1.3 MMBtu/hr	76 539.27
Torre agotadora	17 933.0 Lb - mol /día	84 384.54
Calentador del fondo de la torre	11.48 MMBtu/hr	224 585.36
Acumulador de reflujo		12 756.54
Instrumentación, aislamiento, eléctricos, tubería		774 258.55
SUBTOTAL		2 244 456.77
+ 30 % DE INGENIERIA E INSTALACION		673 337.03
TOTAL		2 917 793.80

Tabla 4.31 Inversión requerida de la Alternativa 2.B.

TIPO	CONCEPTO	EGRESOS USD/AÑO
O P E R A C I O N	3 ¼ Operadores (Batería de separación)	22 293.59
	3 ¼ Operadores (Sistema de bombeo)	22 293.59
	¼ Ingeniero jefe de sector	21 541.34
	¼ Ingeniero supervisor	15 708.10
	Energía eléctrica de enfriadores de gas AP (336 396) MMPCD ^F	10 692.22
	Energía eléctrica de enfriadores de gas PI (5.253) MMPCD ^F	159.10
	Energía eléctrica de recuperadora de vapores (1) ^F	61 107.23
	Energía eléctrica del calentador de fondo ^F	101 801.36
	Bombeo de crudo ^F	19 981.47
	Deshidratación del crudo ^F	333 072.73
	Bombeo de condensado ^F	2 602.31
		Op. y mmto. por compresión del gas liberado del aceite separado en PI - AP ^F (Qg _{PI-AP} = 5.253 MMPCD) ^F
Op. y mmto. por compresión del gas liberado del aceite separado en BP - AP ^F (Qg _{BP-AP} = 12.875 MMPCD) ^F		1 020 749.49
M A N T E N I M I E N T O	Separadores y rectificadores	49 884.21
	Separador elevado y estructura metálica (1)	46 688.95
	Enfriadores de gas (Predictivo y preventivo)	30 773.57
	Tanques de almacenamiento	140 322.00
	Tanque de agua contra incendio (TACI)	14 032.20
	Recuperadora de vapores	140 959.82
	Bomba MBCI	956.74
	Torre agotadora	4 788.82
	Calentador de fondo	12 745.21
	Intercambiador de calor (3)	19 134.80
	Bombas	2 001.67
	Enfriador del domo de la torre	2 328.53
	Obra civil	133 943.73
	Bombas de crudo (2 trasciegos y 2 de envío)	34 885.32
	Bombas de condensado (2)	3 664.95
Instrumentos	77 425.85	
EGRESO TOTAL ANUAL (USD / AÑO)		2 559 528.90

* Ccomp (PI-AP)= 111.08 USD/MMPCS

** Ccomp (BP-AP)= 217.21 USD/MMPCS

F Egreso fijo

Tabla 4.32 Costos de operación y mantenimiento de la Alternativa 2.B.

De la tabla 4.32 se tiene que los egresos son:

$$E_{ACT_{TOTAL}} = 2\,559\,528.90 \text{ USD / AÑO}$$

En la tabla 4.33 se presenta el comportamiento de los egresos respecto al tiempo de vida del proyecto.

$$E_{FIJO} = 2\,559\,528.90 - 10\,692.22 - 159.10 - 61\,107.23 - 101\,801.36 -$$

$$19\,981.47 - 333\,072.73 - 2\,602.31 - 212\,990.00 - 1\,020\,749.49$$

$$E_{FIJO} = 796\,372.99 \text{ USD/AÑO}$$

AÑO	EGRESOS VARIABLES (USD)	EGRESOS FIJOS (USD)	EGRESOS TOTALES (USD)
1	1 665 477.07	796 372.99	2 461 850.06
2	1 573 209.64	796 372.99	2 369 582.63
3	1 486 053.82	796 372.99	2 282 426.81
4	1 403 726.44	796 372.99	2 200 099.43
5	1 325 959.99	796 372.99	2 122 332.98
6	1 252 501.81	796 372.99	2 048 874.80
7	1 183 113.21	796 372.99	1 979 486.20
8	1 117 568.74	796 372.99	1 913 941.73
9	1 055 655.43	796 372.99	1 852 028.42
10	997 172.12	796 372.99	1 793 545.11
TOTAL	13 060 438.27	7 963 729.90	21 024 168.17

**Tabla 4.33 Comportamiento de los egresos respecto al tiempo de la
Alternativa 2.B.**

4.3.3.2 COMPORTAMIENTO ECONÓMICO DE LA ALTERNATIVA 2.B.

El comportamiento económico de la alternativa se muestra en la tabla 4.34, en la cual se presentan los ingresos, egresos y flujo de efectivo que se tendrá cada año en el horizonte del proyecto.

AÑO	ALTERNATIVA 2.B. INGRESOS USD	ALTERNATIVA 2.B. EGRESOS USD	FALT2.B.=I-E FLUJO EFECTIVO USD
1	0.00	2 461 850.06	-2 461 850.06
2	183 080 000.00	2 369 582.63	180 710 417.37
3	172 940 000.00	2 282 426.81	170 657 573.19
4	163 350 000.00	2 200 099.43	161 149 900.57
5	154 310 000.00	2 122 332.98	152 187 667.02
6	145 750 000.00	2 048 874.80	143 701 125.20
7	137 690 000.00	1 979 486.20	135 710 513.80
8	130 060 000.00	1 913 941.73	128 146 058.27
9	122 850 000.00	1 852 028.42	120 997 971.58
10	116 040 000.00	1 793 545.11	114 246 454.89
TOTAL	1 326 070 000.00	21 024 168.17	1 305 045 831.83

Tabla 4.34 Comportamiento económico de la Alternativa 2.B.

El tiempo de recuperación de la inversión determinado por medio del programa de cómputo ECONOPET⁽⁴⁾ será:

Tri = 4.0 años

La tasa interna de retorno o de rendimiento, determinada por el mismo programa será:

TIR ALT 2.B. = 28.2 %

ALTERNATIVA 2.B.

AÑOS	ING-ALT 2.B.	EGRE-ALT 2.B.	FLUJO ALT 2.B.	FLUJO C-BASE	DIF FLUJO	UTILIDADES
1	0.00	2 461 850.06	- 2 461 850.06	189 764 105.53	- 192 225 955.59	- 3 250 481
2	183 080 000.00	2 369 582.63	180 710 417.37	179 213 953.07	1 496 464.30	- 2 008 510
3	172 940 000.00	2 282 426.81	170 657 573.19	169 249 377.06	1 408 196.13	- 947 915
4	163 350 000.00	2 200 099.43	161 149 900.57	159 840 622.55	1 309 278.02	- 42 492
5	154 310 000.00	2 122 332.98	152 187 667.02	150 947 921.05	1 239 745.97	730 144
6	145 750 000.00	2 048 874.80	143 701 125.20	142 541 491.21	1 159 633.99	1 389 189
7	137 690 000.00	1 979 486.20	135 710 513.80	134 611 539.58	1 098 974.22	1 951 100
8	130 060 000.00	1 913 941.73	128 146 058.27	127 118 261.28	1 027 796.99	2 429 963
9	122 850 000.00	1 852 028.42	120 997 971.58	120 041 840.59	956 130.99	2 837 848
10	116 040 000.00	1 793 545.11	114 246 454.89	113 352 451.61	894 003.28	3 185 073
TOTAL	1 326 070 000.00	21 024 168.17	1 305 045 831.83	1 486 681 563.53	- 181 635 731.70	

4.4 COMPARACIÓN Y EVALUACIÓN DE LAS ALTERNATIVAS PARA EL MANEJO Y ESTABILIZACIÓN DE LOS CONDENSADOS.

En esta sección se presenta de forma comparativa los parámetros económicos determinados en cada una de las alternativas, descritas anteriormente.

La evaluación económica de cada una de ellas se llevó a cabo utilizando el programa ECONOPET⁽⁴⁾ que efectúa el análisis de manera diferencial en los ingresos, egresos y del flujo efectivo para calcular las utilidades(VPN); así como el tiempo de recuperación de la inversión (Tri) y la tasa interna de retorno (TIR) los resultados se muestran en la tabla 4.35.

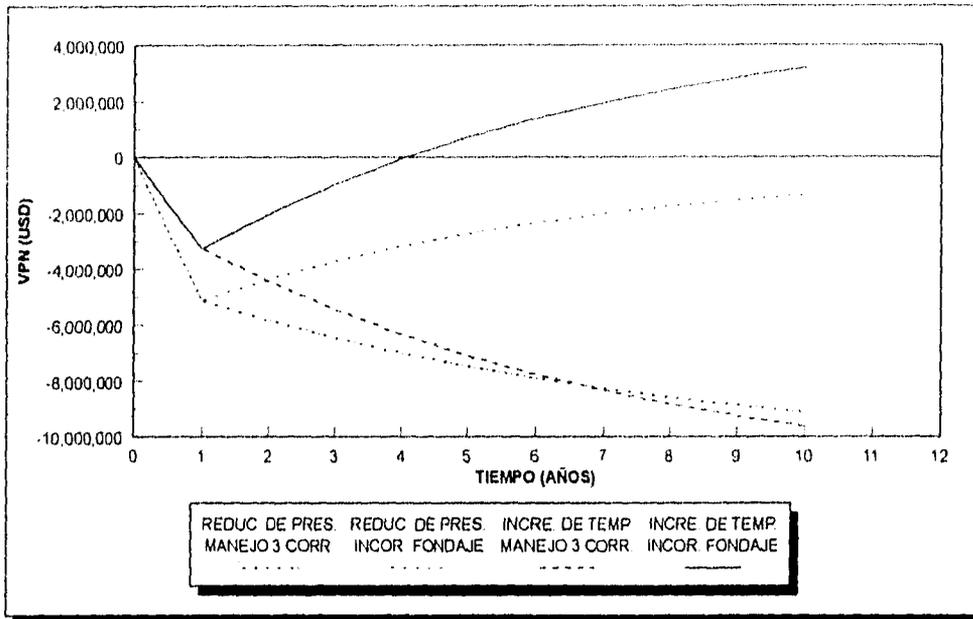
PARÁMETRO	Reducción de Presión		Incremento de Temperatura	
	ALTERNATIVA 1.A. MAN. 3 CORRIENTES	ALTERNATIVA 1.B. INCOR. FONDAJE	ALTERNATIVA 2.A. MAN. 3 CORRIENTES	ALTERNATIVA 2.B. INCOR. FONDAJE
INVERSIÓN (USD)	4 146 554.91	4 146 554.91	2 917 793.80	2 917 793.80
INGRESOS (USD)	1 314 190 000.00	1 326 900 000.00	1 304 840 000.00	1 326 070 000.00
EGRESOS (USD)	27 010 081.00	27 010 081.87	21 024 168.17	21 024 168.70
FLUJO DE EFECTIVO (USD)	1 287 179 918.13	1 299 889 918.13	1 283 815 831.83	1 305 045 831.83
VPN (USD)	- 9 114 564.00	- 1 336 933.00	- 9 607 626.00	3 185 073.00
Tri (AÑOS)	no recuperable	> 10.0	no recuperable	4.0
TIR (%)	- 0.099	3.3009	- 0.09906	28.2
VPN/VPI	- 2.1981	- 0.3224	- 3.2927	1.0916

n = 10 años, i = 10 %

Análisis después de obligaciones fiscales

Tabla 4.35 Tabla comparativa de las diferentes alternativas

En la gráfica 4.1 se muestra el comportamiento económico que se tiene para cada método analizado, todos ellos para un horizonte del proyecto a 10 años y una tasa de descuento de 10 % anual.



Gráfica 4.1 Comportamiento económico de las diferentes alternativas

De la gráfica se deduce que la mejor alternativa es la 2.B. que utiliza el incremento de temperatura y la incorporación del fondo de la torre a la corriente de crudo.

En la mayoría de los casos se tienen valores negativos de VPN, lo que significa que se tienen pérdidas de los ingresos aunque realmente es un ahorro ya que evita así una serie de reclamos por parte del comprador debidas al incumplimiento en la calidad contratada.

CAPITULO 5

CONCLUSIONES

- Un proceso óptimo en la actualidad no es aquel que cumple solamente con el contrato de compra venta, sino que además las emisiones contaminantes que anteriormente se presentaban ahora son aprovechadas no siendo el tanque de almacenamiento la última etapa de separación.
- El aprovechamiento de las emanaciones contaminantes se refleja en el enriquecimiento del crudo en grados API, eliminación de la quema de gas liberado en el tanque de almacenamiento, obtención de licuables del gas, además de reducir el riesgo de accidentes en instalaciones por liberación y acumulación de gas tóxico.
- Los beneficios que se tendrán del presente trabajo son evidentes, los que justifica un análisis técnico - económico a nivel nacional con una posible inversión para un mejor aprovechamiento de los recursos del país, y así satisfacer demandas futuras.
- Es importante resaltar que si el valor comercial del condensado fuese revalorado, métodos como el que utiliza torres fraccionadoras en combinación

con variación de presión o temperatura en la que la producción de los condensados es considerable, es una opción rentable y de menores complicaciones técnicas; siendo ésto comprobado por compañías extranjeras experimentadas en el comercio del producto.

- Por lo anterior es recomendable aplicar una política de revaloración de precios de los hidrocarburos producidos, tomando como referencia los estándares internacionales, los cuales están en función de las características fisicoquímicas de los mismos.
- Existen más procesos de estabilización de condensados en la industrias extranjeras a la vanguardia en tecnología y equipo, los cuales deben ser tomados en cuenta para obtener un panorama más amplio de posibilidades a fin de lograr el proceso óptimo.
- El trabajo realizado engloba aspectos 100% reales, considerados para la realización de cualquier proyecto afín, por lo cual se recomienda utilizarlo como patrón en este tipo de proyectos.
- Es conveniente realizar este tipo de análisis para diferentes tipos de crudos con la finalidad de determinar el proceso óptimo para la estabilización y comercialización de condensados.

- De la investigación se concluye que cuando se utiliza torre fraccionadora se obtienen los beneficios siguientes: 1- El gas completamente seco que para aprovecharse en la inyección al yacimiento, contribuyendo así al proceso de recuperación secundaria. 2- Un incremento de LPG del cual existe una gran demanda a nivel nacional. 3- Un condensado listo para ser comercializado 4. Un crudo mejor estabilizado sin problemas para su manejo.
- Tres de las alternativas para el manejo de condensado resultaron con utilidades negativas significando ésto pérdidas de ingresos, aunque verdaderamente representa un ahorro. Ya que se obtiene un producto estabilizado evitando así un gran número de reclamos de parte del comprador por falta de calidad y volumen del producto adquirido.
- Otro de los aspectos que cabe recalcar es la protección al medio ambiente lo que se traduce en un ahorro en sanciones por parte de organismos de protección al mismo aunque en este estudio no se contó con elementos necesarios para poder evaluarlos.

NOMENCLATURA

API	Densidad API del aceite
B _g	Factor de volumen del gas (pies _g ³ @ c. esc./pies _g ³ @ c.s.)
B _o	Factor de volumen del aceite (pies _o ³ @ c. esc./pies _o ³ @ c.s.)
B _w	Factor de volumen del agua (pies _w ³ @ c. esc./pies _w ³ @ c.s.)
d	Diámetro
dp	Diferencia de presiones
E	Energía interna (cal)
e	Expansión Térmica
F	Moles de alimentación al sistema
f	Factor de fricción
H	Entalpía (cal)
K	Constante de equilibrio (adim.)
L	Moles de líquido liberados durante la separación
N _{Re}	Número de Reynolds
PM	Peso molecular
p	Presión (lb _f /pg ²)
p _e	Presión a la entrada de la línea (lb _f /pg ² abs)
p _s	Presión de separación (lb _f /pg ² abs)
p _y	Presión de yacimiento (lb _f /pg ² abs)
Q	Calor
q _o	Gasto de aceite (bl _o @ c.s./día)
q _w	Gasto de agua (bl @ c.s./día)
RGA	Relación gas - aceite (pie ³ g @ c.s./blo a c.s.)
T	Temperatura (°F)
T _e	Temperatura a la entrada de la línea (°F)

T_s	Temperatura de separación (°F)
V	Volumen
V	Moles de vapor liberados durante la separación
v	Velocidad de flujo (pies/seg)
v_m	Velocidad de la mezcla (pies/seg)
v_{sg}	Velocidad superficial del gas (pies/seg)
v_{sl}	Velocidad superficial del líquido (pies/seg)
W	Trabajo
x_i	Fracción molar del componente "i" en la fase líquida
Y_L	Colgamiento del líquido
y_i	Fracción molar del componente "i" en la fase gaseosa
Z	Factor de compresibilidad del gas
γ_c	Densidad relativa del condensado (agua = 1)
γ_g	Densidad relativa del gas (aire = 1)
ϵ	Rugosidad de la pared en tuberías (pg)
η	Coefficiente Joule - Thompson
λ	Colgamiento del líquido sin resbalamiento
μ	Viscosidad (cp)
ρ_{agua}	Densidad del agua (lb_m/pie^3)
ρ_{aire}	Densidad del aire (lb_m/pie^3)
ρ_c	Densidad del condensado (lb_m/pie^3)
ρ_g	Densidad del gas (lb_m/pie^3)
ρ_L	Densidad del líquido (lb_m/pie^3)
ρ_m	Densidad de real de la mezcla (lb_m/pie^3)
ρ_{ns}	Densidad de la mezcla sin resbalamiento (lb_m/pie^3)

BIBLIOGRAFÍA

CAPÍTULO 1

1. Almanza Méndez J.M., Moctezuma Berthier A. E; **Proceso de Estabilización de Aceite Crudo y Condensado**, Tesis profesional F.I. UNAM, 1985.
2. Arnold K., Stewart M.; **Surface Production Operations**, Vol. 1, Cap 2, Gulf Publishing Company, Houston TX, USA, 1986.
3. González Hernández. S. y De la Garza Carrasco N.; **Apuntes de Físicoquímica y Termodinámica de los Hidrocarburos**, F.I. , UNAM.
4. Garaicochea Petrirena F., et al; **Transporte de Hidrocarburos por Ductos**, CIPM. México 1991.
5. Cid Munguía A.; **Análisis de Sistemas de Separación a Baja Temperatura para el Manejo de la Producción de Yacimientos de Gas y Condensados**, F.I. UNAM, 1984.
6. Perry R.H, Green D.W.; **Perry Manual del ingeniero Químico, Procesos de Separación Gas- Líquido**, Tomo 5, Mc Graw - Hill , Sexta edición español, 1992, México.
7. **Alternativas Tecnológicas para el Desarrollo de la Industria Petrolera**. Folleto Técnico, Facultad de Química, UNAM, 1990.

CAPÍTULO 2

1. Méndez López T., Teyssier S. T., **Caracterización de Fluidos de Yacimientos Petroleros**, Revista IMP, Vol. XI, No. 4, Octubre 1979.
2. McCain William, **The Properties of Petroleum Fluids**, 2da Edición,
3. Bradley Howard B. et al., **Petroleum Engineering Handbook**, SPE, Richardson, T.X. USA.
4. Eaton Benny Alan, **The Prediction of Flow Patterns, Liquid Holdup and Pressure Losses Occurring During Continuous Two-phase Flow in Horizontal Pipelines**, Ann Arbor, Michigan, U. S. A. , 1967.
5. Clavel López J. , **GASCOND: Modelo para Determinar Pérdidas de Presión y Temperatura con Flujo de Gas y Condensado**, México, D.F. 1992.
6. **CMGPROP: COMPUTER MODELING GROUP, PHASE PROPERTY PACKAGE**, CMGPROP, Version PC: 3.6.1, 1990.
7. Garaicochea Petrírena F. et al. **Tranporte de Hidrocarburos por Ductos**, CIPM, México, 1991.
8. Clavel López J. "**Revisión y Análisis Económico del Estudio para el Manejo Superficial de los Hidrocarburos Volátiles del Área Muspac-Chiapas del Distrito Reforma**", Proyecto CDC-6303 , Gerencia de Ingeniería de Producción, IMP, Julio 1994.

9. Arnold K., Stewart M., **Surface Production Operations**, Vol. 1, Design of Oil- Handling Systems and facilities, Gulf Publishing Company, Houston, Texas, 1986.

10. Ayala Odilón J. A., Vázquez Nolasco S., **Optimización de la Producción de Pozos de Gas y Condensado**, Tesis profesional F.I. UNAM.

11. Economides M. J. **Petroleum Production System**, PTR, Prentice Hall, USA, 1996.

CAPÍTULO 3

1. Chi U. Ikoku; **Natural Gas Production Engineering**, KRIEGER Publishing Company, Malabar, Florida, 1992.

2. Cid Munguia A.; **Análisis de Sistemas de Separación a baja Temperatura para el manejo de la producción de yacimientos de gas y condensados**, Tesis profesional, F.I. UNAM, 1984.

3. Almanza Méndez J.M., Moctezuma Berthier A.E.; **Proceso de Estabilización de Aceite Crudo y condensado**, Tesis profesional, F.I. UNAM, 1985.

4. Ward Rosen, **Stabilizing Crude Oil and Condensate**, Petroleum Learning Programs Ltd, 1988
5. Clavel López J., Hernández Rojas J. G.; **"Simulación y Análisis de Métodos de Estabilización del Petróleo Crudo"**, CONEXPO ARPEL, 1996.
6. Hernández Rojas J.G., Cabello Martínez L. B.; **Comparación de Métodos de Estabilización de Aceite Crudo mediante Simulación Composicional**, Tesis profesional, F.I. UNAM, 1995.
7. **Diario Oficial de la Federación**, 27 de diciembre de 1993, Primera Sección.

CAPÍTULO 4

1. **CMGPROP: COMPUTER MODELING GROUP, PHASE PROPERTY PACKAGE.**, CMGPROP, Versión PC: 3.6.1, 1990.
2. Hernández Rojas J.G., Cabello Martínez L. B.; **Comparación de Métodos de Estabilización de Aceite Crudo mediante Simulación Composicional**, Tesis profesional, F.I. UNAM, 1995.
3. **Diario Oficial de la Federación**, 27 de diciembre de 1993, Primera Sección.

4. Clavel López J.; **ECONOPET**, Modelo para el Análisis Económico en Proyectos de Optimización, Versión 1.96. México, D.F., 1994.

5. Clavel López J. "**Revisión y Análisis Económico del Estudio para el Manejo Superficial de los Hidrocarburos Volátiles del Área Muspac-Chiapas del Distrito Reforma**", Proyecto CDC-6303 , Gerencia de Ingeniería de Producción, IMP, Julio 1994.

6. Cid Munguia A.; **Análisis de Sistemas de Separación a baja Temperatura para el manejo de la producción de yacimientos de gas y condensados**, Tesis profesional, F.I. UNAM, 1984.

**MIMPREN
MENDEZ**

PORTAL DE STO. DOMINGO
No. 10-E PLANTA BAJA
COL. CENTRO
C.P. 06010, MEXICO, D.F.
TEL. 521-37-38