



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA  
DE MEXICO

FACULTAD DE INGENIERIA

ANALISIS Y AUTOMATIZACION DE TECNICAS  
DE OPTIMIZACION APLICADAS A LAS CONDICIONES  
DE SEPARACION ACEITE-GAS

**TESIS PROFESIONAL**  
QUE PARA OBTENER EL TITULO DE:  
**INGENIERO PETROLERO**  
P R E S E N T A  
EVA / SANCHEZ OLEA

ASESOR: ING. NESTOR MARTINEZ ROMERO



MEXICO, D. F.

1997

TESIS CON  
FALLA DE ORIGEN

38  
2ej.



Universidad Nacional  
Autónoma de México



**UNAM – Dirección General de Bibliotecas**  
**Tesis Digitales**  
**Restricciones de uso**

**DERECHOS RESERVADOS ©**  
**PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL**

Todo el material contenido en esta tesis 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.



UNIVERSIDAD NACIONAL  
AVENIDA DE MEXICO

FACULTAD DE INGENIERIA  
DIRECCION  
60-I-023

**SRITA. EVA SANCHEZ OLEA**  
Presente

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

**ANALISIS Y AUTOMATIZACION DE TECNICAS DE OPTIMIZACION APLICADAS A LAS  
CONDICIONES DE SEPARACION ACEITE-GAS**

- I INTRODUCCION
  - II CONCEPTOS BASICOS
  - III TECNICAS DE OPTIMIZACION
  - IV DESARROLLO DEL PROGRAMA DE COMPUTO
  - V APLICACION DE CAMPO
- CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES  
NOMENCLATURA  
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 15 de abril de 1996  
EL DIRECTOR

ING. JOSE MANUEL COVARRUBIAS SOLIS

JMCS\*RLR\*gtg



UNIVERSIDAD NACIONAL  
AVENIDA DE  
MEXICO



**“Análisis y automatización de técnicas de optimización aplicadas  
a las condiciones de separación aceite - gas”**

Presentada por: Eva Sánchez Olea  
Dirigida por: Ing. Néstor Martínez Romero

**JURADO DEL EXAMEN PROFESIONAL**

PRESIDENTE: ING. HÉCTOR DÍAZ ZERTUCHE  
VOCAL: ING. NÉSTOR MARTÍNEZ ROMERO  
SECRETARIO: M. EN I. JOSÉ ÁNGEL GÓMEZ CABRERA  
1ER. SUPLENTE: M. EN I. CARLOS BALDERAS JOERS  
2º SUPLENTE: ING. CARLOS LIRA SIL

Mayo de 1997.



*A mis padres, a mis hermanos Roberto, Guadalupe, Florencia, Luis, Armando, Lenin, Alejandro y Carmina, a mis primas Lupe y Cecilia, porque juntos hemos compartido tristezas y alegrías, esperanzas y desesperanzas, y logros como éste.*

*A mi tío Pedro, que con su cariño y sabios consejos me encamina siempre a la superación y desarrollo personal.*

*A mis sobrinos Andrea, Moisés, Ricardo, Marcos y a los que vienen en camino, por la alegría y el amor que han dado a mi vida.*

*A toda la familia por su confianza y apoyo brindado hacia mi persona.*

*A mis compañeros y amigos de trabajo, tanto de las ciudades de Villahermosa y México, por su amistad, cariño y compañerismo incondicional.*

*A mis amigas, por su fidelidad y cariño a través de tantos años compartidos.*





*A mi director de tesis Ing. Néstor Martínez Romero y al Ing. Carlos Balderas por el impulso que dieron a mi vida.*

*Al Ing. Carlos Lira Sil, por su interés y colaboración*

*A mis profesores por su esfuerzo y cariño en mi formación.*

*A la Universidad Nacional Autónoma de México y a la Facultad de Ingeniería por la formación que me han brindado.*

*Al Instituto Mexicano del Petróleo, por su apoyo para la realización de este trabajo.*

*A Dios, por su infinito cariño y por estar siempre presente en mi vida.*



## ÍNDICE

Resumen	i
Introducción	ii
Relación de tablas y figuras	v
Capítulo 1. Conceptos básicos	1
Introducción	1
Proceso de separación	1
Balance de materia	4
Cálculos de balance de materia	7
Constantes de equilibrio	8
Correlación de Wilson	11
Correlación de Standing	11
Ecuación de estado de Peng - Robinson	13
Cálculo de las propiedades del $C_7^+$	16
Cálculo de las constantes de equilibrio con ecuaciones de estado	18
Equilibrio vapor - líquido	20
Determinación de propiedades PVT	24
Densidad del aceite	24
Con ecuaciones de estado	24
Con las densidades de los componentes puros y la masa molecular de la mezcla	25
Con la correlación modificada de Standing	25
Densidad del gas	29
Con ecuaciones de estado	29
Con la masa molecular media	29
Relación gas-aceite	30
Factor de volumen	32

Equipos de separación	33
Condiciones de separación	36
Factores que afectan la eficiencia de separación de gas y líquido	37
<b>Capítulo 2. Técnicas de optimización</b>	<b>44</b>
Introducción	44
Sistema de separación	44
Simulación	47
Criterios para definir las presiones óptimas de separación	49
Máxima recuperación de líquidos	49
Mínimos requerimientos de compresión	52
Maximización de la ganancia	56
Valor presente neto (VPN)	58
Tasa interna de retorno (TIR)	61
Relación beneficio costo (RBC)	62
Determinación de las presiones óptimas de separación	63
Técnicas numéricas para la determinación de presiones óptimas	63
Técnica de maximización	65
Interpolación y aproximación numérica	66
<b>Capítulo 3. Programa de cómputo</b>	<b>68</b>
Introducción	68
Objetivo	69
Diagrama general del Opti_pre	69
Características del programa	69
Conocimientos requeridos para el uso del Opti_pre	71
Equipo y periféricos necesarios	72
Software requerido	72
Aplicación de los botones de comando	73

---



Cambio de unidades	73
Datos requeridos para el uso del Opti_pre	74
Procedimiento de cálculo	75
Programa Opti_pre	76
Capítulo 4. Aplicación de campo.	103
Introducción	103
Ejemplos para condiciones de presión fijadas por el usuario	103
Ejemplo 1. Presiones determinadas para tres etapas	104
Ejemplo 2. Presiones determinadas para cuatro etapas	106
Ejemplo 3. Aceite ligero y tres etapas de separación	109
Ejemplos de optimización	111
Ejemplo 4. Optimización con cuatro etapas	111
Ejemplo 5. Optimización con tres etapas	114
Ejemplo 6. Optimización con tres etapas y diferentes temperaturas	115
Ejemplo 7. Optimización con tres etapas y diferentes valores de la caracterización del $C_7^*$	117
Conclusiones y Recomendaciones	119
Bibliografía	121

---

## **RESUMEN**

En este trabajo se analiza la influencia que tienen las presiones de separación en las propiedades de los hidrocarburos separados, y se presentan los conceptos matemáticos relacionados con la separación aceite - gas, los cálculos de las propiedades más importantes con las que se caracterizan los hidrocarburos producidos: densidad del aceite en el tanque de almacenamiento, relación gas aceite y factor de volumen.

Se presentan las definiciones básicas y procedimientos de cálculo con dos criterios utilizados en campo para encontrar las presiones óptimas de separación para las diferentes situaciones de producción: Máxima recuperación de líquido y Mínimos requerimientos de compresión, y se plantea un nuevo criterio mediante un análisis económico, en base al valor presente neto.

Para realizar la optimización, se introduce el uso de una técnica numérica, que evita el método tradicional de elección de las presiones óptimas, basado en la lectura de gráficas y tablas.

Se presenta el desarrollo de un programa de cómputo, denominado, Opti\_pre, que permite simular la separación gas-aceite, para ciertas condiciones dadas, o determinar las presiones óptimas en base a los tres criterios antes mencionados.

El Opti\_pre se desarrolló en Visual Basic versión 3.0, en ambiente Windows, siendo un programa amigable.

Finalmente se realiza la comparación de los resultados obtenidos con el programa desarrollado y otros programas comerciales, concluyendo que Opti\_pre reporta resultados satisfactorios, siempre y cuando la información de campo sea confiable.

---

## **INTRODUCCIÓN**

El objetivo central de trabajo del Ingeniero Petrolero consiste en maximizar las ganancias derivadas de la extracción de hidrocarburos. Generalmente, sus actividades dentro de la Industria Petrolera se relacionan con las áreas de Perforación y Reparación de Pozos, Yacimientos y Producción. Esta tesis se relaciona directamente con el área de producción y específicamente con la optimización del manejo de la producción de hidrocarburos en la superficie.

Los yacimientos descubiertos en México frecuentemente se localizan alejados de las instalaciones de refinación y consumo, por lo que es necesario transportarlos mediante el uso de tuberías. En algunas ocasiones la energía del yacimiento es suficiente para el transporte, pero en la gran mayoría de los casos se requiere adicionar energía por medio de bombas y compresores. Los costos inherentes a esta actividad son considerables, por ejemplo, el transporte de crudo de una plataforma hacia tierra representa egresos de varios millones de dólares.

Las operaciones de producción en la superficie, tienen como objetivo recolectar, separar, medir y almacenar la producción de los pozos.

Antes de iniciar la adición de energía para el transporte, es necesario realizar una separación, mediante equipos de separación especializados, de los líquidos contenidos en los hidrocarburos y su gas asociado, para lo cual se utilizan. Debido a la complejidad en el funcionamiento y operación mecánica de los separadores, se requiere de personal altamente calificado para su diseño y operación; el alcance de esta tesis no considera el análisis de estos tópicos.

La separación se lleva a cabo mediante una serie de separadores operados cada vez a menor presión en el sentido de flujo. La presión en la primera etapa dependerá de las condiciones de los pozos que aportan el fluido y la diferencia de presión requerida para transportar los hidrocarburos del pozo hasta la central de recolección. La caída de presión entre las etapas intermedias se origina por válvulas reductoras de presión, aunque en ocasiones se debe únicamente al transporte del aceite de una etapa a otra.

La presión en la última etapa se fija como parámetro de diseño, y generalmente se considera el tanque de almacenamiento como una etapa más de separación, pero esto no es conveniente debido a que no hay una forma efectiva de recuperar los vapores generados, estos hidrocarburos ligeros se escapan a la atmósfera con la subsecuente pérdida económica, ya que el volumen de aceite disminuye y su densidad aumenta; en algunas instalaciones la última etapa de separación es un tanque elevado, con una presión de vapor especificada para la mezcla a separar.

Para determinar la presión en la última etapa, se debe considerar la presión de vapor necesaria para estabilizar el aceite. El aceite está estabilizado cuando a condiciones atmosféricas no hay evaporación de hidrocarburos ligeros, conservando volumen y densidad del aceite producido.

Dado que la producción de hidrocarburos líquidos tiene mayor valor comercial que el gas, frecuentemente la eficiencia de separación se relaciona con la cantidad de hidrocarburos licuables contenidos en la fase gaseosa que abandona el separador. Teóricamente para obtener la máxima recuperación de líquido se debe tener un número infinito de etapas de separación; sin embargo, en la práctica, el aspecto económico es una limitante a considerar en la selección del número óptimo de ellas.

La presión de vapor de una sustancia es la presión a la cual hay intercambio de masa entre la fase líquida y la fase gaseosa; al ser la presión de vapor menor a la atmosférica se evita que haya evaporación de los componentes ligeros.

---

Como se mencionó anteriormente, en teoría se debería tener un número infinito de separadores para obtener la mayor recuperación de líquido, pero debido al alto costo, en la práctica sólo se tienen hasta 4 separadores.

Se ha encontrado que las presiones a las que operan los separadores afectan fuertemente la cantidad y calidad de los hidrocarburos recuperados, y como no es posible probar las diferentes combinaciones de presiones directamente en una batería de separación, se hace uso de simuladores numéricos para encontrar las mejores condiciones de presión para diferentes mezclas.

La evaluación de las propiedades de los fluidos producidos se basa en el equilibrio líquido - gas, y éste depende fuertemente de las constantes de equilibrio. Para el cálculo de las constantes de equilibrio se han desarrollado correlaciones y ecuaciones de estado; ambas técnicas proporcionan básicamente los mismos resultados a presiones menores de 1,000 psia, que son las condiciones normales que se presentan en la superficie.

Dada la situación planteada, se hace necesario el desarrollo de un procedimiento automatizado que permita la simulación de las condiciones de separación gas - aceite, y mejor aún, que permita la optimización de la separación y redunde en mayores ganancias.

## RELACIÓN DE TABLAS Y FIGURAS

### TABLAS

1. Efectos de la cantidad de etapas de separación.
2. Número de etapas dependiendo de la presión inicial de separación.

### FIGURAS

1. Etapa de separación
2. Diagrama de fase de un yacimiento de gas y condensado.
3. Sistema de separación de tres etapas.
4. Separador horizontal trifásico
5. Comportamiento de la recuperación de líquido respecto a la presión de separación.
6. Comportamiento de la recuperación de líquido en base a la temperatura de separación.
7. Tren de separación.
8. Comportamiento de la densidad API, Factor de volumen y Relación gas aceite para la optimización en un sistema de dos etapas.
9. Comportamiento de los requerimientos de presión, para diferentes presiones en la segunda etapa.
10. Gráfica del VPN vs. "i"
11. Comportamiento de la variable "z" en función de "x" y "y".
12. Diagrama del Opti\_pre

## CONCEPTOS BÁSICOS

### INTRODUCCIÓN

Los fluidos producidos de los yacimientos petrolíferos son una mezcla compleja de hidrocarburos con diferentes características fisicoquímicas, que dependiendo de la presión y temperatura a la que se encuentren pueden estar en una, dos o tres fases. Generalmente la presión y temperatura a condiciones de yacimiento tienen valores altos, pero disminuyen en el proceso de producción, generando la liberación de gas disuelto en el líquido y cambiando las características de la mezcla.

Para predecir el comportamiento de una mezcla de hidrocarburos se han desarrollado diversos procedimientos numéricos, correlaciones y ecuaciones de estado, estas formulaciones relacionan la presión con el volumen y la temperatura.

En este capítulo se presentan los fundamentos matemáticos utilizados en la simulación de la separación de las fases líquida y gaseosa, y la forma en que se calculan algunas de las propiedades más importantes para caracterizar los fluidos producidos. Adicionalmente se mencionan los equipos generalmente utilizados en campo para lograr la separación de las fases y los factores que afectan su eficiencia.

### PROCESO DE SEPARACIÓN

Las mezclas de líquido y gas, se presentan generalmente en los campos petroleros por las siguientes causas:

- a. Comúnmente, los pozos producen líquido y gas mezclados en un solo flujo.
- b. Hay tuberías en las que aparentemente se maneja sólo una fase, líquido o gas, pero debido a los cambios de presión y temperatura, hay vaporización de líquido o condensación de gases, dando lugar al flujo de dos o más fases.
- c. En ocasiones, el flujo de gas arrastra líquidos a las compresoras y equipos de procesamiento, en cantidades apreciables.

La separación física de las fases líquida y gaseosa es una de las operaciones de campo más comunes, y también una de las más críticas. Esta operación se realiza debido a que es necesario tener fluidos en una sola fase con la finalidad de proporcionarles energía para su transporte y posteriormente darles el tratamiento adecuado. La manera en la cual las fases de hidrocarburos se separan en la superficie, afecta la recuperación final de aceite en el tanque de almacenamiento.

Las razones principales por las que es importante efectuar una separación de líquido y gas son:

- a. En campos de gas y aceite, donde no se cuenta con el equipo de separación adecuado y además el gas se quema, una cantidad considerable de aceite ligero que se arrastra en el flujo del gas también se quema, ocasionando grandes pérdidas, ya que el aceite ligero es el de más alto valor comercial.
  - b. Aunque el gas se transporte a una cierta distancia para tratarlo, es conveniente eliminarle la mayor cantidad de líquido, ya que éste ocasiona problemas, tales como corrosión y abrasión del equipo de transporte, aumento en las caídas de presión y reducción en la capacidad de transporte de las líneas.
-



El proceso principal de separación del gas y el aceite es la separación en etapas, en la cual los hidrocarburos líquidos y gaseosos son disgregados en sus respectivas fases por dos o más separadores, operados en serie a presiones cada vez más bajas.

Se considera una etapa de separación como la condición a la cual el gas y el aceite alcanzan el equilibrio físico a la presión y temperatura a la cual trabaja el equipo.

El proceso de separación de hidrocarburos líquidos y gaseosos puede ser de dos tipos:

- *Separación diferencial:* En la cual el gas que se libera del aceite después de cada pequeño decremento de presión, se extrae del sistema.
- *Separación instantánea (flash):* En la cual el gas que se libera del aceite queda siempre en contacto con el aceite durante todos los decrementos de presión.

Comparando los procesos, el primero produce más aceite y el segundo más gas. En los sistemas de producción de hidrocarburos se presentan ambos procesos de separación.

Cuando los fluidos del yacimiento pasan a través de la tubería de producción, estranguladores y líneas superficiales, se presenta una reducción en la presión quedando el gas en contacto con el líquido, este proceso corresponde a una separación instantánea. Cuando los fluidos pasan a través de los separadores, el aceite y el gas se separan y descargan independientemente, lo cual representa una separación diferencial.

Como uno de los objetivos de la separación es obtener la mayor cantidad de hidrocarburos líquidos, por su mayor valor económico, el sistema de separación aceite - gas debe aproximarse a una separación diferencial. Este objetivo se logra colocando una serie de etapas de separación que permita extraer el gas liberado de la corriente de líquido en cada etapa.

En un sistema de separación, la formación de las fases en cada etapa se ocasiona por una reducción en la presión de operación. Un proceso de este tipo se comporta isoentálpicamente, pero cuando las condiciones de operación en cada etapa son conocidas resulta más simple considerar, para su análisis, el proceso de separación como isotérmico en cada etapa, independientemente de la presión en cada una.

## BALANCE DE MATERIA

Para cuantificar el gas y el aceite que se obtiene en las diferentes etapas de separación se realiza un balance de materia. Los cálculos de balance de materia son parte indispensable para el cálculo de equilibrio de fases.

La figura 1 presenta una etapa de separación, en la que se muestra esquemáticamente la entrada al separador de un número de moles y la composición de la mezcla, así como el número de moles y composición de salida del gas y el aceite ya separados.

Realizando un balance de materia global en la etapa de separación se tiene:

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

donde:  $F$  cantidad de moles en la mezcla que entra al separador,

- V cantidad de moles en la fase vapor,  
 L cantidad de moles en la fase líquida.

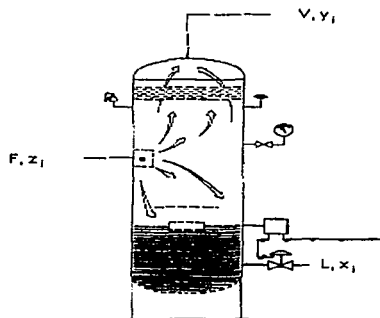


Figura 1. Etapa de separación

De un balance global de masa para el componente "i" se obtiene:

$$F z_i = V y_i + L x_i \quad (2)$$

- donde:  $z_i$  Fracción molar de un componente de la mezcla que entra al separador,  
 $x_i$  Fracción molar de un componente de la fase líquida,  
 $y_i$  Fracción molar de un componente de la fase gaseosa.

La distribución de un componente en un sistema de gas - líquido se expresa por la constante de equilibrio K; la cual se define como la razón de la fracción molar del componente de la fase gaseosa "y", a la fracción molar del componente de la fase líquida "x", cuando ambas fases se encuentran en equilibrio :

$$K_i = \frac{y_i}{x_i} \quad (3)$$

donde:  $K_i$  Constante de equilibrio para el componente  $i$ .

Muskat propuso el término "relación de equilibrio" para indicar que el cociente  $y_i / x_i$  no es solamente una función de la presión y la temperatura. Aunque el término "Constante de equilibrio" no es correcto, es de uso generalizado en la industria del petróleo.

Si los moles alimentados al sistema se consideran igual a la unidad, por combinación de las expresiones anteriores se tiene:

$$z_i = (1 - V) x_i + V K_i x_i \quad (4)$$

Despejando  $x_i$  de la ecuación anterior:

$$x_i = \frac{z_i}{(K_i - 1) V + 1} \quad (5)$$

De la ecuación (3), se obtienen las fracciones molares de la fase gaseosa:

$$y_i = K_i x_i \quad (6)$$

Además, la suma de las fracciones mol para cualquiera de las fases debe ser igual a la unidad en el equilibrio, es decir:

$$\sum x_i = 1 \quad (7)$$

$$\sum y_i = 1 \quad (8)$$

El cálculo de la fase vapor se basa en el hecho de que la suma de las fracciones molares de las fases líquida y vapor son ambas igual a 1 y por lo tanto, su diferencia es 0.

$$G = \sum_{i=1}^n (y_i - x_i) = 0 \quad (9)$$

Sustituyendo la ecuación (5) en la (6) para  $y_i$ , resulta en:

$$y_i = \frac{z_i K_i}{(K_i - 1) V + 1} \quad (10)$$

Sustituyendo las ecuaciones (5) y (10) en la (9), tenemos la ecuación base para el cálculo del balance de materia:

$$G = \sum_{i=1}^n \frac{z_i}{(K_i - 1) V + 1} (K_i - 1) = 0 \quad (11)$$

donde:  $n$  número de componentes del sistema.

### CÁLCULOS DE BALANCE DE MATERIA

1. Dada la composición de alimentación al sistema  $z_i$ , y las condiciones de separación,  $P$  y  $T$ , se determinan las constantes de equilibrio,  $K_i$ .
2. Se le asigna un valor a  $V$ , que puede ser 0.5.

3. Se obtiene el valor de la fracción molar de la fase gaseosa  $V_c$  con el método Newton - Raphson.

$$V_c = V - \frac{G}{dG} \quad (12)$$

donde  $dG$  es la derivada de la función con respecto a la fase vapor, dada por:

$$dG = \sum_{i=1}^n \frac{-z_i}{((K_i - 1)V + 1)^2} (K_i - 1)^2 \quad (13)$$

Se ha observado que cuando  $V_c$  es muy cercano a 0 ó 1 se presentan problemas. En estos extremos el valor absoluto de la pendiente más grande, proporciona valores para  $V_c$  menores que 0 o mayores que 1. Este problema puede resolverse asignando valores para  $V$  de 0 ó 1 respectivamente. El cálculo convergirá normalmente en 3 iteraciones, aunque si a los valores de  $V$  se les asignó 0 ó 1 pueden ser necesarias hasta 7 iteraciones. Si el número de iteraciones es mayor que 20 se supone que existe sólo una fase.

4. Si  $\text{abs}(V_c - V) > 0.000001$  entonces se hace  $V = V_c$  y se repite el procedimiento desde el paso 3.
5. Se calculan los valores de las fracciones de las fases líquida " $x_i$ " y vapor " $y_i$ ".

### CONSTANTES DE EQUILIBRIO

Como se mencionó anteriormente, el equilibrio de fases se expresa por medio de la constante de equilibrio vapor - líquido. Las constantes de equilibrio se usan para

predecir la composición y cantidad de las fases de vapor y líquido a cualquier presión y temperatura.

La predicción de las constantes de equilibrio es un proceso complejo que requiere una computadora o búsqueda laboriosa en tablas o gráficas.

Las constantes de equilibrio de los componentes del aceite son funciones de la presión, la temperatura y la composición del sistema. A presiones bajas, menores a 1,000 lb/pg<sup>2</sup> abs, el efecto de la composición es mínimo, pero, a presiones mayores de 2,000 lb/pg<sup>2</sup> abs, la composición afecta considerablemente las constantes de equilibrio.

Las constantes de equilibrio pueden ser evaluadas por cinco métodos:

- De las leyes de Raoult y Dalton.
- De datos de fugacidades de compuestos puros en el gas y líquido.
- Por análisis directo, del gas y líquido en equilibrio a cualquier presión y temperatura específica.
- Por correlaciones.
- Con ecuaciones de estado.

Para el cálculo de las **Constantes de equilibrio** se requiere conocer la temperatura y presión del sistema, así como la composición de la mezcla.

La mejor aproximación de las constantes de equilibrio, se obtiene por medio de su definición en términos de la fugacidad de los componentes. La fugacidad puede ser considerada como una presión de vapor modificada, que representa correctamente la tendencia de escape de las moléculas de una fase al interior de la otra.

En una solución ideal, la fugacidad de cualquier componente en una fase de la mezcla, es igual a la fugacidad de ese componente en la misma fase en el estado puro y a las mismas condiciones de temperatura y presión multiplicada por la fracción molar del componente en la mezcla. Es decir,

$$(f_{gi})_m = y_i (f_{gi})_p \quad (14)$$

y

$$(f_{li})_m = x_i (f_{li})_p \quad (15)$$

donde:  $(f_{gi})_m$  fugacidad del componente  $i$  en la fase gaseosa, en la mezcla,  
 $(f_{li})_m$  fugacidad del componente  $i$  en la fase líquida, en la mezcla,  
 $(f_{gi})_p$  fugacidad del componente  $i$  en la fase gaseosa, en estado puro,  
 $(f_{li})_p$  fugacidad del componente  $i$  en la fase líquida, en estado puro.

A las condiciones de equilibrio, la fugacidad de un componente en la fase gaseosa es igual a la fugacidad de ese componente en la fase líquida. Así

$$y_i (f_{gi})_p = x_i (f_{li})_p \quad (16)$$

o

$$\frac{y_i}{x_i} = \frac{f_{li}}{f_{gi}} = K_i \quad (17)$$

Las condiciones ideales son limitadas por un factor importante: A una temperatura dada, un componente puede existir como una sola fase a cualquier presión diferente que la presión de vapor, así que, la fugacidad del gas o del líquido se obtiene por extrapolación de la relación fugacidad - presión. Generalmente las constantes de equilibrio ideales se consideran incorrectas a presiones mayores de dos veces la presión de vapor del componente. Por esta razón, su utilidad está limitada para cálculos relacionados con el aceite a condiciones de yacimiento.



La forma óptima de obtener las fugacidades de la fase líquida y la gaseosa es con ecuaciones de estado.

En este trabajo se presentan dos correlaciones y la ecuación de estado de Peng Robinson para el cálculo de las constantes de equilibrio.

### CORRELACIÓN DE WILSON

Wilson desarrolló la siguiente correlación para el cálculo de las constantes de equilibrio:

$$K_i = \frac{P_{ci}}{p} \exp [5.37 (1 + \omega_i) (1 - T_{ci} / T)] \quad (18)$$

- donde:  $P_{ci}$  presión crítica del componente  $i$ , lb/pg<sup>2</sup> abs  
 $p$  presión a la cual se quiere calcular la constante de equilibrio, lb/pg<sup>2</sup> abs  
 $\omega_i$  factor acéntrico del componente  $i$ ,  
 $T_{ci}$  temperatura crítica del componente  $i$ , °R  
 $T$  temperatura a la cual se quiere calcular la constante de equilibrio, °R

### CORRELACIÓN DE STANDING

Basándose en estudios realizados por Katz y Hachmuth, Standing presenta en 1979, las siguientes ecuaciones para cada componente, en base a gráficas de  $\log K_p$  contra el factor de caracterización  $H$ :

$$K_i = \frac{10^{(a + cH)}}{p} \quad (19)$$

$$H = b_{ki} \left( \frac{1}{T_{bi}} - \frac{1}{T} \right) \quad (20)$$

$$a = 1.2 + 0.00045 p + 0.00000015 p^2 \quad (21)$$

$$c = 0.89 - 0.00017 p - 0.000000035 p^2 \quad (22)$$

- donde:  $p$  presión a la que se quiere calcular la constante de equilibrio, lb/pg<sup>2</sup> abs,  
 $T$  temperatura a la que se quiere calcular la constante de equilibrio, °R,  
 $T_{bi}$  temperatura del punto de burbujeo de cada componente, °R,  
 $a$  intersección de la línea recta con el eje de la presión,  
 $c$  pendiente de la línea recta,  
 $b_{ki}$  pendiente de la línea recta que une el punto crítico y el punto de burbujeo a la presión atmosférica en una gráfica para cada componente, del logaritmo de la presión de vapor contra  $1/T$ .

$$b_{ki} = \frac{\log(p_c / 14.7)}{(1/T_b - 1/T_c)} \quad (23)$$

- donde:  $T_b$  temperatura de burbujeo a 14.7 lb/pg<sup>2</sup> abs, °R  
 $T_c$  temperatura crítica del componente, °R  
 $p_c$  presión crítica del componente, °R

Los valores de los parámetros que se requieren para la fracción pesada ( $C_{7+}$ ) se calculan con:

$$b(C_{7+}) = 1013 + 324 n C_{7+} - 4.256 n C_{7+}^2 \quad (24)$$

$$T_b(C_{7+}) = 301 + 59.85 n C_{7+} - 0.971 n C_{7+}^2 \quad (25)$$

donde:

$$\ln C_{7+} = 7.3 + 0.0075 * T + 0.0016 \ln p \quad (26)$$

El uso de esta correlación se restringe a un rango de temperaturas de 40 a 200 °F y presiones menores de 1,000 lb/pg<sup>2</sup> abs. Esta correlación también permite la presencia de fracciones  $C_{7+}$ , bióxido de carbono, ácido sulfhídrico y nitrógeno. A pesar de las limitaciones en el desarrollo de la correlación, debidas al uso de un conjunto sencillo de valores de K, varios autores han verificado la bondad de la correlación para un mayor rango de composiciones.

#### ECUACIÓN DE ESTADO DE PENG - ROBINSON

La ecuación de estado que se utiliza en este trabajo es la de Peng-Robinson, debido a que en los trabajos realizados con ecuaciones de estado se ha demostrado que es la que mejor representa el comportamiento de los fluidos producidos en México.

La ecuación de Peng-Robinson es de la forma:

$$P = \frac{RT}{v - b} - \frac{a(T)}{v(v+b) + b(v-b)} \quad (27)$$

La cual puede reescribirse como:

$$Z^3 - (1 - B)Z^2 + (A - 3B^2 - 2B)Z - (AB - B^2 - B^3) = 0 \quad (28)$$

donde: Z factor de compresibilidad o de desviación, de la fase para la cual se resuelva la ecuación,

A, B parámetros de la ecuación, definidos por:

$$A = \frac{a(T) P}{R^2 T^2} \quad (29)$$

$$B = \frac{b P}{R T} \quad (30)$$

La ecuación (28) define tres raíces, dependiendo del número de fases, la mayor raíz es la del factor de compresibilidad del vapor, mientras que la más pequeña corresponde a la del líquido cuando se resuelve para su fase correspondiente.

Aplicando la ecuación (27) al punto crítico se tiene:

$$a_i = a(T_c) = 0.45724 \frac{R^2 T_c^2}{P_c} \quad (31)$$

$$b_i = b(T_c) = 0.07780 \frac{R T_c}{P_c} \quad (32)$$

A temperaturas diferentes de la crítica:

$$a(T) = a(T_c) \alpha(T_r, \omega) \quad (33)$$

$$b(T) = b(T_c) \quad (34)$$

donde  $\alpha(T_r, \omega)$  es una función adimensional de la temperatura reducida y del factor acéntrico, que es igual a la unidad en la temperatura crítica.

Para todas las sustancias examinadas, la relación entre  $\alpha$  y  $T_r$ , se expresa por medio de la ecuación:

$$\alpha^{0.5} = 1 + m (1 - T_r^{0.5}) \quad (35)$$

donde  $m$  es una constante característica de cada sustancia. Estas constantes han sido correlacionadas con respecto a los factores acéntricos mediante la ecuación:

$$m = 0.37464 + 1.54226 \omega - 0.26992 \omega^2 \quad (36)$$

Aplicando la relación termodinámica:

$$\ln \frac{f}{P} = \int_0^P \left( \frac{v}{RT} - \frac{1}{P} \right) dP \quad (37)$$

a la ecuación (27), se deriva la siguiente expresión de la fugacidad para un componente puro:

$$\ln \frac{f}{P} = A - 1 - \ln(Z - B) - \frac{A}{2\sqrt{2}B} \ln \left( \frac{Z + 2.414B}{Z - 0.414B} \right) \quad (38)$$

El coeficiente de fugacidad del componente  $j$  en una mezcla puede calcularse con la siguiente ecuación:

$$\ln \frac{f_j}{x_j P} = \frac{b_j}{b} (Z - 1) - \ln(Z - B) - \frac{A}{2\sqrt{2}B} \left( \frac{2 \sum_{i=1}^n x_i a_{ij}}{a} - \frac{b_j}{b} \right) \ln \left( \frac{Z + 2.414B}{Z - 0.414B} \right) \quad (39)$$

Los parámetros para las mezclas usados en las ecuaciones (27) y (39), son definidos por las siguientes reglas de mezclado:

$$a = \sum_{i=1}^n \sum_{j=1}^n x_i x_j a_{ij} \quad (40)$$

$$b = \sum_{i=1}^n x_i b_i \quad (41)$$

donde:

$$a_{ij} = (1 - \delta_{ij}) a_i^{0.5} a_j^{0.5} \quad (42)$$

$\delta_{ij}$ , es un coeficiente de interacción binaria determinado empíricamente, caracterizado por la mezcla binaria de los componentes  $i$  y  $j$ .

#### *Cálculo de las propiedades del $C_r$ .*

Muchas propiedades físicas de los componentes puros han sido medidas y calculadas. Estas propiedades dan información esencial para conocer el comportamiento del yacimiento y determinar las propiedades termodinámicas de las sustancias puras y sus mezclas. Las propiedades más importantes son:

- Presión crítica,  $P_c$
- Temperatura crítica,  $T_c$
- Volumen crítico,  $V_c$
- Factor de compresibilidad crítico,  $Z_c$

- Factor acéntrico,  $\omega$
- Peso molecular, MW

Para los ingenieros petroleros tiene mayor interés el comportamiento de las mezclas que el de los componentes puros. Sin embargo las características mencionadas pueden usarse con variables de estado independientes, tales como la presión, temperatura y composición para caracterizar y definir las propiedades físicas y el comportamiento de fase de las mezclas.

Existen numerosas correlaciones para estimar las propiedades físicas de las fracciones de petróleo. La mayoría de estas correlaciones requieren la gravedad específica y el punto de burbujeo como parámetros de correlación. La selección de estos parámetros es muy importante, ya que una pequeña variación provoca fuertes variaciones en los resultados

Debido a la necesidad de caracterizar la fracción pesada ( $C_{7+}$ ) se han desarrollado diversas correlaciones, tales como la de Kesler-Lee, Riazi-Daubert, Rowe, Edmister, etc., para el cálculo de la presión crítica, temperatura crítica y temperatura de burbujeo en este trabajo se utiliza la correlación de Rowe, debido a que proporciona el valor de los tres parámetros y la facilidad en su uso.

La predicción de las propiedades está basada suponiendo que la fracción  $C_{7+}$  se comporta como una parafina normal de hidrocarburo. Rowe usa el número de átomos de carbono " $n_m$ " como parámetro único de la correlación y propone las siguientes fórmulas:

$$T_c(C_{7+}) = 1.8 (961 - 10^8) \quad (43)$$

$$P_c(C_{7+}) = 10^{5.4Y} / T_c(C_{7+}) \quad (44)$$

$$T_b(C_{7+}) = 0.0004347 * T_c(C_{7+})^2 + 265 \quad (45)$$

donde:  $T_c(C_{7+})$  temperatura crítica del  $C_{7+}$ , ° R  
 $P_c(C_{7+})$  presión crítica del  $C_{7+}$ , lb/pg<sup>2</sup> abs  
 $T_b(C_{7+})$  temperatura de burbujeo del  $C_{7+}$ , ° R  
a, Y parámetros de la ecuación, calculados con:

$$a = 2.95597 - 0.090597 n_m^{2/3} \quad (46)$$

$$Y = - 0.0137726826 n_m + 0.6801481651 \quad (47)$$

" $n_m$ " es el número de átomos de carbono, calculado con:

$$n_m = (MW(C_{7+}) - 2) / 14 \quad (48)$$

MW( $C_{7+}$ ) es la masa molecular de la fracción  $C_{7+}$ .

Para calcular el factor acéntrico usaremos la ecuación desarrollada por Edmister:

$$\omega(C_{7+}) = \frac{3}{7} \frac{\text{Log} [ P_c(C_{7+}) / 14.70 ]}{T_c / T_b - 1} - 1 \quad (49)$$

*Cálculo de las constantes de equilibrio con ecuaciones de estado.*

El siguiente procedimiento se basa en el propuesto por Tarek, para el cálculo de las constantes de equilibrio con ecuaciones de estado:



1. Se hace un primer cálculo de las constantes de equilibrio, con el uso de una correlación, por ejemplo la de Wilson o la de Standing.
2. Usando la composición y los valores anteriores de K, se realizan los cálculos de balance de materia.
3. Usando la composición calculada de líquido,  $x_i$ , se determina el coeficiente de fugacidad  $\phi_i^L$  para cada componente en la fase líquida.
4. Repetir el paso anterior para la fase gaseosa,  $y_i$ , determinando  $\phi_i^V$ .
5. Calcular el nuevo conjunto de valores de relaciones de equilibrio aplicando la ecuación:

$$K_{edo i} = \frac{\phi_i^L}{\phi_i^V} \quad (50)$$

6. Verificar la solución aplicando la siguiente restricción:

$$\sum_{i=1}^n [K_{edo i} / K_i - 1]^2 \leq \varepsilon \quad (51)$$

donde  $\varepsilon$  : tolerancia, por ejemplo 0.0001

7. Si la condición anterior se satisface, la solución es adecuada, si no, se repite el procedimiento desde el paso 2, tomando los valores calculados como valores iniciales.

$$K_i = K_{edo i} \quad \forall i \quad (52)$$

## EQUILIBRIO VAPOR - LÍQUIDO

En la figura 2 se muestra un diagrama del comportamiento de una mezcla de hidrocarburos, donde se observa que existe una región de dos fases, en la cual la presión y la temperatura de la mezcla determina la cantidad de vapor y de líquido existentes.

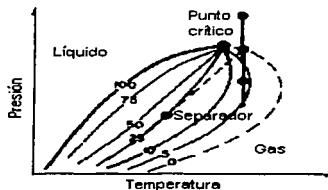


Figura 2. Diagrama de fase de un yacimiento de gas y condensado.

La línea vertical muestra una disminución en la presión del yacimiento a una temperatura constante. La línea discontinua simula el cambio de las condiciones del yacimiento a las condiciones del separador a medida que el fluido viaja a través de las tuberías de producción.

Para realizar los cálculos necesarios se supone que la mezcla se encuentra en un equilibrio termodinámico a una temperatura y presión determinadas. Las ecuaciones para la obtención de las fracciones de vapor y líquido se derivan de un balance de materia.

Los cálculos de equilibrio vapor líquido equivalen numéricamente a lo que es una separación flash, por lo que también se les llama cálculos flash; con el equilibrio vapor-líquido se determinan:

- Moles de la fase gaseosa,  $V$
- Moles de la fase líquida,  $L$

- Composición de la fase líquida,  $x_i$
- Composición de la fase gaseosa,  $y_i$

La figura siguiente presenta un sistema de separación de 3 etapas, en donde se esquematiza el proceso de separación, observe que a partir de la segunda etapa de separación, la alimentación de la mezcla a la entrada del separador corresponde a la salida del separador anterior.

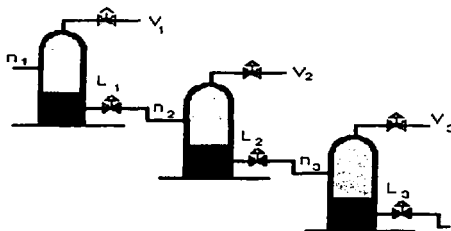


Figura 3. Sistema de separación de tres etapas.

Los cálculos de equilibrio vapor - líquido, se realizan considerando que a la primera etapa de separación entran  $n_1$  moles de mezcla, por lo que, en la segunda se tendrá:

$$n_2 = L_1 n_1 \quad (53)$$

y en la tercera etapa entrarán:

$$n_3 = L_2 n_2 = L_2 L_1 n_1 \quad (54)$$

donde  $n$  es la cantidad de moles en la etapa que indica el subíndice.

Si la tercera etapa es el tanque de almacenamiento, tenemos:

$$n_{st} = L_3 n_3 = L_3 L_2 L_1 n_1 \quad (55)$$

donde  $n_{st}$  es la cantidad de moles remanentes en el tanque de almacenamiento para  $n_1$  moles que entraron en la primera etapa.

En términos generales :

$$n_{st} = n_1 \prod_{i=1}^m L_i \quad (56)$$

donde:  $m$  número de etapas,  
 $L_i$  fracción de la fase líquida en la etapa  $i$ ,  
 $n_1$  moles alimentados en la primera etapa.

Si  $n_1 = 1$ :

$$\bar{n}_{st} = \prod_{i=1}^m L_i \quad (57)$$

De manera similar el número de moles del gas puede estimarse, siendo  $n_{g_i}$  los moles de gas en la etapa  $i$ , entonces a la salida del primer separador se tendrán:

$$n_{g_1} = V_1 n_1 \quad (58)$$

los moles de gas que se obtienen en la segunda etapa son

$$n_{g2} = V_2 n_2 = V_2 L_1 n_1 \quad (59)$$

y en la tercera etapa:

$$n_{g3} = V_3 n_3 = V_3 L_2 L_1 n_1 \quad (60)$$

Generalizando, el total de gas para todas las etapas es:

$$n_{gT} = \sum_{i=1}^m n_{gi} = n_1 \sum_{i=1}^m V_i \prod_{j=1}^{i-1} L_j = n_1 - n_{s1} \quad (61)$$

donde  $n_{gT}$  es la fracción mol del total de gas en la mezcla de alimentación.

Si  $n_1 = 1$ , la ecuación resultante es:

$$\bar{n}_{gT} = \sum_{i=1}^m V_i \prod_{j=1}^{i-1} L_j \quad (62)$$

tal que

$$n_1 = \bar{n}_{s1} + \bar{n}_{gT} \quad (63)$$

## DETERMINACIÓN DE PROPIEDADES PVT

El comportamiento de un sistema está definido principalmente por la densidad del aceite en el tanque de almacenamiento, la relación gas aceite y el factor de volumen. Estos parámetros se determinan con la información que proporcionan los cálculos de equilibrio vapor líquido en cada etapa de separación.

A continuación se mostrarán varias formas de cálculo de los parámetros mencionados y de la densidad del gas, debido a que es necesaria para el cálculo de la potencia que se requiere para comprimir el gas separado.

### DENSIDAD DEL ACEITE

Debido a la importancia de este parámetro, se han desarrollado varios procedimientos de cálculo:

- *Con ecuaciones de estado:*

Al utilizar ecuaciones de estado, se calcula también el factor de compresibilidad, tanto de la fase líquida como de la gaseosa, por lo que se puede utilizar la ecuación de los gases reales para determinar la densidad de la fase correspondiente

$$\rho = \frac{p MW_g}{Z R T} \quad (64)$$

donde:  $MW_g$  masa molecular aparente de la fase evaluada,  
 $Z$  factor de compresibilidad de la fase evaluada,

- R      constante universal de los gases,  
 T      temperatura, en unidades absolutas,  
 p      presión, en unidades absolutas.

- Con las densidades de los componentes puros y la masa molecular de la mezcla:

$$\rho_o = \frac{\sum_{i=1}^n x_i \rho_i MW_i}{\sum_{i=1}^n x_i MW_i} \quad (65)$$

- donde:  $\rho_i$       densidad del componente puro a condiciones estándar, estos datos se encuentran publicados en la literatura,  
 $MW_i$       Masa molecular del componente i.

- Con la correlación Modificada de Standing:

Para tomar en cuenta los efectos de las impurezas,  $H_2S$ ,  $CO_2$  y  $N_2$ , en la correlación de Standing y Katz (1977), Pedersen y colaboradores (1984) proponen el siguiente procedimiento:

- a) Calcular la densidad de la fracción  $H_2S + C_{3+}$ , a condiciones estándar con:

$$\rho(H_2S + C_{3+}) = \frac{\sum_i (x_i MW_i)}{\sum_i \left( \frac{x_i MW_i}{\rho_{oi}} \right)} \quad \text{lb / ft}^3 \quad (66)$$

donde el índice  $i$  considera solamente a  $H_2S$ ,  $C_3$  y componentes más pesados.

b) Calcular el % de etano en  $H_2S + C_{2+}$  de la siguiente relación:

$$(m_{C_2})_{H_2S + C_{2+}} = \left[ \frac{x_{C_2} MW_{C_2}}{\sum_i (x_i MW_i)} \right] * 100 \quad (67)$$

donde:  $MW_{C_2}$  masa molecular del etano.

$x_{C_2}$  fracción mol del etano,

$i$  considera  $H_2S$ ,  $C_3$  y componentes más pesados.

c) Calcular la densidad de la fracción  $H_2S + C_{2+}$  a condiciones estándar con la relación:

$$\rho (H_2S + C_{2+}) = \rho (H_2S + C_{3+}) - A_0 - A_1 a_1 - A_2 a_2 \quad (68)$$

donde los parámetros se calculan con:

$$A_0 = 0.1971 (m_{C_2})_{H_2S + C_{2+}} \quad (69)$$

$$A_1 = -0.1612 (m_{C_2})_{H_2S + C_{2+}} \quad (70)$$

$$A_2 = 0.0091 (m_{C_2})_{H_2S + C_{2+}} \quad (71)$$

$$a_1 = 3.3 - 0.0801 \rho (H_2S + C_{3+}) \quad (72)$$

$$a_2 = 1 + [0.24038 \rho (H_2S + C_{3+}) - 6.9] (0.0401 \rho (H_2S + C_{3+}) - 2.15) \quad (73)$$

d) Basado en el concepto de volúmenes aditivos y la densidad del  $CO_2$  de 51.26 lb/pie<sup>3</sup>, la densidad de la fracción  $CO_2 + H_2S + C_{2+}$  a condiciones estándar se calcula usando la densidad de  $(H_2S + C_{2+})$ , estimada en el paso anterior.



$$\rho_{(CO_2 + H_2S + C_2+)} = \frac{x_{CO_2} MW_{CO_2} + \sum_i (x_i MW_i)}{\frac{x_{CO_2} MW_{CO_2}}{\rho_{CO_2}} + \frac{\sum_i (x_i MW_i)}{\rho_{(H_2S + C_2+)}}} \quad (74)$$

donde  $i$  se refiere a  $H_2S$ ,  $C_3$  y componentes más pesados.

e) Calcular el porcentaje en peso de  $C_1 + N_2$  en la mezcla total con:

$$(m_{C_1 + N_2})_{C_1} = \left[ \frac{x_{C_1} MW_{C_1} + x_{N_2} MW_{N_2}}{\sum_{i=1} (x_i MW_i)} \right] * 100 \quad (75)$$

donde:  $x_{C_1}$  fracción mol del metano,  
 $MW_{C_1}$  peso molecular del metano,  
 $x_{N_2}$  fracción mol del nitrógeno,  
 $MW_{N_2}$  peso molecular del nitrógeno,  
 $\sum_{i=1} (x_i MW_i)$  peso total de la mezcla, lb/lb-mole.

f) Calcular la densidad del aceite a condiciones estándar, en libras por pie cúbico, con la siguiente ecuación:

$$\rho_{sc} = \rho_{(CO_2 + H_2S + C_2+)} - B_0 - B_1 b_1 \quad (76)$$

donde:

$$B_0 = 5.507112 - 5.95976 b_2 + 0.46195 b_3 - 0.37627 b_4 \quad (77)$$

$$B_1 = 8.86573 - 9.37092 b_2 + 0.41677 b_3 - 0.07257 b_4 \quad (78)$$

$$b_1 = -0.65 + 0.01603 \rho (\text{CO}_2 + \text{H}_2\text{S} + \text{C}_{2+}) \quad (79)$$

$$b_2 = 1 - 0.1 (m_{\text{C}_1} + \text{N}_2) \text{C}_{1+} \quad (80)$$

$$b_3 = 1 + 0.015 (m_{\text{C}_1} + \text{N}_2) \text{C}_{1+}^2 - 0.3 (m_{\text{C}_1} + \text{N}_2) \text{C}_{1+} \quad (81)$$

$$b_4 = 1 - 0.6 (m_{\text{C}_1} + \text{N}_2) \text{C}_{1+} + 0.075 (m_{\text{C}_1} + \text{N}_2) \text{C}_{1+}^2 - 0.0025 (m_{\text{C}_1} + \text{N}_2) \text{C}_{1+}^3 \quad (82)$$

g) La densidad del aceite a condiciones estándar puede corregirse por incrementos en la presión y/o temperatura aplicando las ecuaciones establecidas por Standing y Katz.

$$cp_p = (0.167 + 16.181 (10^{(-0.425 \rho_{sc})})) \frac{P}{1000} - 0.01 (0.299 + 263 (10^{(-0.0603 \rho_{sc})})) \left(\frac{P}{1000}\right)^2 \quad (83)$$

$$\rho_{cp} = \rho_{sc} + cp_p \quad (84)$$

$$ct_p = (0.0133 + 152.4 \rho_{cp}^{-2.45}) (T - 60) - (0.0000081 - 0.0622 (10^{(-0.0764 \rho_{sc})})) (T - 60)^2 \quad (85)$$

$$\rho_{cpt} = \rho_{cp} - ct_p \quad (86)$$

donde:  $cp_p$  corrección de la densidad por presión,  
 $\rho_{cp}$  densidad corregida por presión,  
 $ct_p$  corrección de la densidad por temperatura,  
 $\rho_{cpt}$  densidad corregida por presión y temperatura.

## DENSIDAD DEL GAS

Existen diversas maneras de calcular la densidad del gas, en este trabajo sólo se presentarán dos formas de cálculo:

- *Con ecuaciones de estado:*

Se estima siguiendo el mismo procedimiento presentado para la densidad del aceite.

- *Con la masa molecular media:*

A partir de la masa molecular media se calcula la densidad relativa del gas. La densidad relativa de un gas se define como la razón de la densidad del gas a determinada presión y temperatura a la densidad del aire a la misma temperatura y presión, generalmente a las condiciones base; la densidad del aire se calcula con:

$$\rho_{\text{aire}} = \frac{p * 28.97}{RT} \quad (8.7)$$

Por lo tanto, la densidad relativa de un gas es:

$$\gamma_g = \frac{\rho_{\text{gas}}}{\rho_{\text{aire}}} = \frac{\frac{p MW_g}{RT}}{\frac{p * 28.97}{RT}} = \frac{MW_g}{28.97} \quad (88)$$

Dado que una mezcla de gas está compuesta de moléculas de varios tamaños, no es estrictamente correcto decir que una mezcla de gas tiene una masa molecular.

Sin embargo una mezcla de gas se comporta como si fuera gas puro con una masa molecular definida. Esta masa molecular es conocida como la masa molecular media y está definida por:

$$\bar{M} = \sum_{i=1}^n \eta_i MW_i \quad (89)$$

$$\gamma_g = \frac{\bar{M}}{28.97} \quad (90)$$

### RELACIÓN GAS - ACEITE

La relación gas aceite se define como el volumen de gas a condiciones estándar en pies cúbicos, por barril de aceite a las condiciones del tanque de almacenamiento. Como el gas se separa de la mezcla en cada etapa de separación, se puede calcular para cada etapa o para la totalidad de las etapas.

La relación gas aceite total es la suma de los volúmenes de gas en pies cúbicos estándar de todas las etapas de separación dividido entre el volumen (en barriles) de la fase líquida en el tanque de almacenamiento.

El número de moles de gas, obtenido de los cálculos flash, puede convertirse a pies cúbicos estándar, multiplicando el número de moles por el volumen molar, calculado con:

$$V_m = \frac{R T_{sc}}{P_{sc}} \quad (91)$$

donde:  $T_{sc}$  temperatura a condiciones estándar, en unidades absolutas,  
 $P_{sc}$  presión a condiciones estándar, en unidades absolutas.

Entonces, el volumen total de gas por mol de la mezcla de alimentación se define por:

$$V_{gt} = \bar{n}_{gT} V_m \quad (92)$$

El volumen del aceite en el tanque de almacenamiento por mol de mezcla de alimentación se calcula a partir de la densidad y peso molecular del aceite:

$$(V_{st})_m = \frac{\bar{n}_{st} M_{st}}{\rho_{st}} \quad (93)$$

donde:  $(V_{st})_m$  volumen del aceite en el tanque de almacenamiento por mol de mezcla de alimentación, bl,  
 $M_{st}$  masa molecular del aceite a condiciones de tanque de almacenamiento,  
 $\bar{n}_{st}$  moles de aceite en el tanque de almacenamiento por mol de mezcla de alimentación,  
 $\rho_{st}$  densidad del aceite en el tanque de almacenamiento a 60 °F y presión atmosférica, lb/bl.

La relación gas aceite total está dada por :

$$RGA_T = \frac{\bar{n}_{gT} V_m}{(V_{st})_m} = \frac{\bar{n}_{gT} V_m \rho_{st}}{\bar{n}_{st} M_{st}} \quad (94)$$

Note que el cálculo anterior es independiente del número de moles de la mezcla de alimentación.

### FACTOR DE VOLUMEN

El factor de volumen se define como la relación entre el volumen que ocupa una mol de aceite a condiciones de yacimiento (P y T) y el volumen que ocupa esa misma mol a condiciones estándar.

El volumen a condiciones de yacimiento se calcula con:

$$(V_{res})_m = \frac{M_{res}}{\rho_{res}} \quad (95)$$

donde:  $(V_{res})_m$  volumen ocupado por una mol de mezcla de alimentación a condiciones de yacimiento,

$M_{res}$  peso molecular de la mezcla de alimentación.

$\rho_{res}$  densidad de la mezcla a condiciones de yacimiento.

El volumen a condiciones estándar se calcula de igual forma como se realiza para la RGA.

Por definición, el factor de volumen del aceite es :

$$B_o = \frac{(V_{res})_m}{(V_{st})_m} = \frac{M_{res} \rho_{st}}{\rho_{res} M_{st} n_{st}} \quad (96)$$

## **EQUIPOS DE SEPARACIÓN**

Para separar la fase gaseosa de los hidrocarburos procedentes de los yacimientos, se usa el equipo denominado separador. Sin embargo, para separar el agua del aceite, ha sido más exitoso utilizar equipos conocidos como eliminadores de agua.

La tecnología para el funcionamiento de los separadores convencionales, fue desarrollada hace varias décadas; estos separadores son grandes, pesados y caros. Estas limitaciones son más severas en las operaciones costa afuera, donde el espacio es muy reducido y el costo de las instalaciones es mucho mayor.

Recientemente ha cobrado gran interés en la industria del petróleo el desarrollo e innovación de alternativas de separación más ligeras y compactas que disminuyan los costos del equipo de separación, de su operación y mantenimiento.

La Universidad de Tulsa actualmente tiene un proyecto llamado "The Tulsa University Separation Technology Projects (TUSTP)", auspiciado por grandes compañías de la industria petrolera, el cual presenta el mayor avance de la tecnología de separación.

De ese proyecto ha surgido el diseño y desarrollo del "Gas-Liquid Cylindrical Cyclone (GLCC)", que es un separador para sistemas de producción multifásica. El GLCC es simple, compacto, ligero, barato y eficiente; requiere poco mantenimiento y es fácil de instalar y operar. Sin embargo, se requieren más estudios para hacer el GLCC predecible y útil para la industria.

Las aplicaciones del GLCC puede ser diferentes, desde la separación parcial hasta la total. Las aplicaciones potenciales incluyen el control de la RGA para medidores multifásicos y bombas, medidores portátiles, separación superficial y subsuperficial, preseparación corriente arriba del slug catcher o separadores primarios.

---

Actualmente se tienen dos prototipos de separadores GLCC en California y 15 en Oklahoma, también se diseñaron unidades para usarse en Canadá y el Golfo de México. Con la configuración de Chevron se tiene un separador GLCC, en el cual se miden las corrientes de gas y líquido con medidores y se recombinan para su transporte. La construcción e instalación de este prototipo costó aproximadamente 2,500 dólares.

Los equipos de separación que se usan con mayor frecuencia son:

**Separadores convencionales:** Separan corrientes de aceite y gas que provienen directamente de los pozos. El separador puede ser de dos fases (líquido y gas) o tres fases (aceite, gas y agua). Los separadores de tres fases además de separar las fases líquida y gaseosa, separan el líquido en aceite y agua no emulsionada en el aceite.

La siguiente figura muestra un separador trifásico con sus aditamentos:

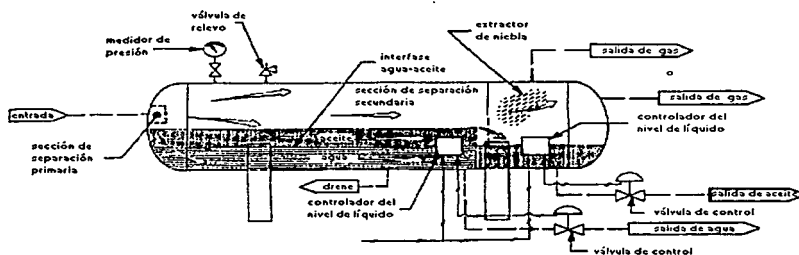


Figura 4. Separador horizontal trifásico

Para la separación del gas natural del líquido y/o de las impurezas en un separador, se combinan la fuerza de gravedad, el tiempo, procesos mecánicos y



ocasionalmente químicos. El tamaño de los separadores depende de la cantidad de líquido y gas a procesar. La presión de operación del separador depende de las presiones en las líneas de venta de gas, y de la disponible de los pozos.

Los separadores, en cuanto a su construcción, se dividen en tres tipos: esféricos, horizontales y verticales. Los internos del separador tienen un diseño especial, dependiendo del fabricante.

Bajo ciertas condiciones es deseable el uso de más de una etapa de separación para obtener más hidrocarburos líquidos.

Aunque el gas al salir del separador, no contiene líquidos libres, puede estar saturado con vapores de agua, por lo que debe deshidratarse. Los líquidos no contienen gas libre, sin embargo contienen agua, sedimentos y otras impurezas, por lo que se les debe aplicar el tratamiento adecuado.

**Separadores a baja temperatura:** Se utilizan para la separación de gas y condensados a baja temperatura, mediante una expansión. Están diseñados para manejar los hidratos que se pueden formar al disminuir la temperatura de flujo. Los hidratos son pequeñas partículas cristalinas formadas en el gas natural en presencia de agua libre bajo condiciones de alta presión y turbulencia, que se forman a varias temperaturas, frecuentemente arriba del punto de congelación del agua. Los hidratos pueden bloquear parcial o totalmente las líneas de flujo del gas.

**Eliminadores:** Se utilizan para eliminar los líquidos (hidrocarburos y agua) de una corriente de gas a alta presión. Se utilizan generalmente en los sistemas de separación a baja temperatura. Algunos eliminadores sólo separan el agua de la corriente de gas.

**Depuradores:** Se utilizan para manejar corrientes con muy altas relaciones gas - líquido. Se aplican también para separar gotas muy pequeñas de líquido suspendidas en corrientes de gas, ya que éstas no se eliminan generalmente con un separador ordinario. Dentro de este tipo específico de separadores están los depuradores de polvo y los filtros, que eliminan además de las gotas pequeñas de líquido, el polvo arrastrado en la corriente de gas. Es muy recomendable instalar depuradores antes de los compresores, con el fin de protegerlos de daños que pueden causar las impurezas arrastradas por el gas.

**Estabilizadores:** Se emplean para estabilizar aceites volátiles o condensados. Un estabilizador es una columna fraccionadora, donde se vaporizan los componentes ligeros, obteniendo en el fondo el aceite o condensado estabilizado. Estos equipos realizan esencialmente las mismas funciones que un tren de separadores operando en serie con pequeños decrementos de presión. Mediante el empleo de estabilizadores se obtienen producciones de líquidos comparables en volumen y propiedades con las que se recuperan empleando de cuatro a seis etapas de separación. En algunos casos, con el uso de torres estabilizadoras se han obtenido volúmenes de líquidos en el tanque de almacenamiento, de 10 a 15% superiores a los proporcionados por el uso de separadores convencionales.

#### *Condiciones de separación*

Para establecer las condiciones de separación más apropiadas, de acuerdo con las características de los fluidos producidos, se tienen que considerar las siguientes variables de control:

1. El tipo, tamaño y dispositivos internos del separador.
  2. El tiempo de residencia del aceite.
-

3. Las etapas de separación.
4. Las presiones y temperaturas de operación.
5. El lugar de instalación de los separadores.

La selección de las condiciones de separación depende fundamentalmente, de los objetivos de producción establecidos que generalmente son:

1. Alta eficiencia en la separación del aceite y el gas.
2. Mayores ritmos de producción.
3. Mayores recuperaciones de hidrocarburos líquidos.
4. Menores costos por compresión.
5. Aceite y gas estabilizados.

El diseño de un sistema de separación gas - aceite depende en forma primordial de la presión de vapor máxima (presión a la cual hay transferencia de la fase líquida a la fase vapor) que se fije en las bases de diseño, así como de la composición de los fluidos producidos y su temperatura al llegar a la central de recolección.

## **FACTORES QUE AFECTAN LA EFICIENCIA DE SEPARACIÓN DE GAS Y LÍQUIDO**

### *1. Tamaño de las partículas de líquido.*

El tamaño de las partículas suspendidas en el flujo de gas, es un factor importante en la determinación de la velocidad de asentamiento en la separación por gravedad y en la separación por fuerza centrífuga. También es importante en la determinación de la distancia de paro, cuando la separación es por choque.

La velocidad promedio del gas en la sección de separación secundaria, corresponde a la velocidad de asentamiento de una gota de líquido de cierto diámetro, que se puede considerar como el diámetro base. Teóricamente todas las gotas con diámetro mayor que el base deben ser eliminadas, en realidad lo que sucede es que se separan partículas más pequeñas que el diámetro base, mientras que algunas más grandes en diámetro no se separan. Lo anterior es debido a la turbulencia del flujo, y a que algunas de las partículas de líquido tienen una velocidad inicial mayor que la velocidad promedio del flujo de gas.

En general, el tamaño de las partículas de líquido que se forma en el flujo de líquido y gas, cuando no hay agitaciones violentas, es lo suficientemente grande para lograr una buena eficiencia con los separadores.

Una práctica común de campo consiste en especificar los equipos de separación con un arrastre no mayor de 0.1 gal/MMpie<sup>3</sup>. Una partícula de 10 micras tiene tan poco volumen, que puede haber 720,000 partículas de líquido de este tamaño por cada pie<sup>3</sup> de gas, sin que exceda la especificación aludida.

## *2. Distribución del tamaño de partículas de líquido y volumen que entra al separador.*

Estos aspectos están íntimamente ligados con la eficiencia de la separación. Para ilustrarlo se pueden analizar las siguientes situaciones:

Considérese que un separador se instala para separar un volumen de líquido de 2,000 galones por cada millón de pie cúbico de gas. De este volumen de líquido 0.5 galones están formados por partículas menores de 10 micras. Si el separador tiene una eficiencia del 80% y separa partículas menores de 10 micras, entonces su eficiencia total será de casi 100%. Sin embargo, si este mismo separador se utiliza en una

corriente de gas, donde el contenido de líquido es de 20 galones por millón de pie cúbico de gas, todo formado por partículas menores de 10 micras, la eficiencia total de separación será de 80% y habrá un arrastre de líquido en el flujo de gas de 4 galones por millón de pie cúbico de gas, por lo tanto el separador no sería adecuado.

De lo que se concluye que, en la selección del equipo de separación para un determinado problema, se deben considerar como aspectos importantes, la distribución del tamaño de las partículas y el volumen de líquido que se va a separar.

### *3. Velocidad del gas*

Generalmente los separadores se diseñan de tal forma que las partículas de líquido mayores de 100 micras, se deben separar del flujo de gas en la sección de separación secundaria, mientras que las partículas más pequeñas en la sección de extracción de niebla.

Cuando se aumenta la velocidad del gas a través del separador, sobre un cierto valor establecido en su diseño, aunque se incrementa el volumen de gas manejado no se separan totalmente las partículas de líquido mayores de 100 micras en la sección de separación secundaria. Con esto se ocasiona que se inunde el extractor de niebla y, como consecuencia, que haya arrastres repentinos de baches de líquido en el flujo de gas que sale del separador.

### *4. Presión de separación*

La presión de operación del separador es uno de los factores más importantes en la separación, ya que afecta directamente la recuperación de líquidos. Siempre existe una presión óptima de separación para cada situación en particular.

Debido a la naturaleza multicomponente del fluido producido, a mayor presión inicial de separación, se tendrá mayor cantidad de líquido en ese separador, pero debido a que este líquido contiene muchos componentes volátiles, éstos vaporizarán en el tanque de almacenamiento. Por otro lado, si la presión es demasiado baja, muchos componentes ligeros no estabilizarán en la fase líquida dentro del separador y se perderán en la fase gaseosa. Este fenómeno se puede simular mediante cálculos de separación flash. En la siguiente figura se presenta un caso típico de campo, en el cual se observa que la presión óptima de separación es de 620 psia.

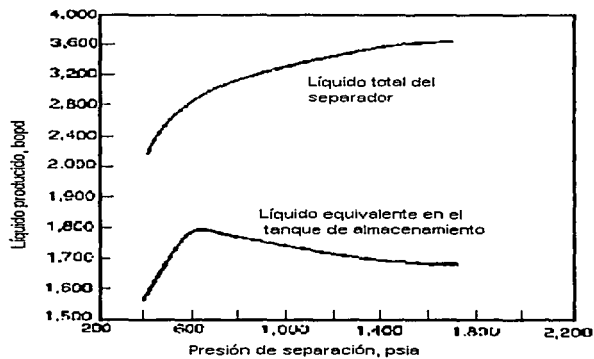


Figura 5. Comportamiento de la recuperación de líquido respecto a la presión de separación.

En ocasiones al disminuir la presión de separación, principalmente en la separación de gas y condensado, la recuperación de líquidos aumenta. Sin embargo, es necesario considerar el valor económico del incremento de volumen de líquidos, contra la compresión extra que puede necesitarse para transportar el gas.

La capacidad de los separadores también se afecta por la presión de separación. Al aumentar la presión, aumenta la capacidad de separación de gas y viceversa.

### 5. Temperatura de separación

En cuanto a la recuperación de líquidos, a medida que la temperatura de separación disminuye, se incrementa la recuperación de líquidos en el separador.

Por ejemplo, en una gráfica de temperatura de separación contra recuperación de líquidos (figura 6), se observa que a una temperatura de separación de 0 °F, la recuperación de líquidos en el separador es de aproximadamente 5,000 galones por millón pies cúbicos de gas, mientras que el volumen de líquidos que se recupera en el tanque de almacenamiento es del orden de 2,000 galones por millón de pies<sup>3</sup>.

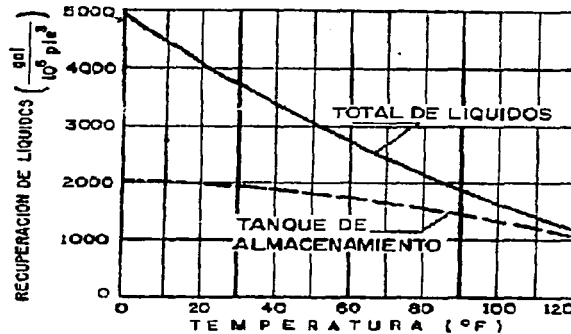


Figura 6. Comportamiento de la recuperación de líquido en base a la temperatura de separación.

Así pues, es necesario considerar que aunque se tiene la máxima recuperación de líquidos en el separador a 0 °F, de los 5,000 galones por millón de pie cúbico se evaporan en el tanque 3000. Este vapor generalmente se libera a la atmósfera, por lo que ocasiona grandes pérdidas.

Otros aspectos que hay que considerar para decidir utilizar separación a baja temperatura son los siguientes:

- a) La separación a baja temperatura necesita equipo adicional de enfriamiento.
- b) Se presentan otros problemas de operación, tal como la formación de hidratos.

En consecuencia, para obtener la temperatura óptima de separación, desde el punto de vista de recuperación de líquidos, es necesario considerar todos los aspectos mencionados.

La temperatura afecta la capacidad del separador al variar los volúmenes de fluido y sus densidades. El efecto neto de un aumento en la temperatura de separación es la disminución de capacidad en la separación de gas.

#### *6. Densidades del líquido y del gas*

Las densidades del líquido y del gas afectan la capacidad del manejo de gas de los separadores. La capacidad de manejo de gas de un separador es directamente proporcional a la diferencia de densidades del líquido y del gas e inversamente proporcional a la densidad del gas.



**7. Viscosidad del gas**

A partir de pruebas de campo, se ha encontrado que a medida que aumenta la viscosidad del gas, disminuye la velocidad de asentamiento y, por lo tanto, la capacidad de manejo de gas del separador.

## TÉCNICAS DE OPTIMIZACIÓN

### INTRODUCCIÓN

En el proceso de separación gas - aceite no existe un criterio único para establecer las condiciones más adecuadas de operación del equipo; como el valor de los hidrocarburos líquidos es mayor que el del gas, se considera que el equipo debe operar a condiciones que permitan la mayor recuperación de líquidos, pero si se tiene una gran producción de gas, los costos por compresión pueden resultar muy importantes.

Por lo anterior, de acuerdo al tipo de hidrocarburos, comúnmente se manejan dos criterios para analizar las mejores condiciones de operación del equipo de separación: Máxima recuperación de líquidos y Mínimos requerimientos de compresión. La política actual dentro de la industria petrolera, incluyendo a PEMEX, considera como factor a optimizar, la ganancia obtenida al realizar cualquier proceso, por lo que en este trabajo se propone un criterio diferente para optimizar la producción de los pozos, en base a un análisis económico, al cual se le denominó Maximización de la ganancia.

En esta tesis se hará uso de técnicas numéricas de optimización, para que con base en los tres criterios anteriores, se determine la presión óptima. En este capítulo se exponen las bases teóricas de los dos primeros criterios y se presenta el desarrollo de la técnica propuesta.

### SISTEMA DE SEPARACIÓN

La siguiente figura muestra un proceso de etapas de separación. El líquido se separa a una presión inicial y después sucesivamente a presiones más bajas hasta llegar al tanque de almacenamiento.

---

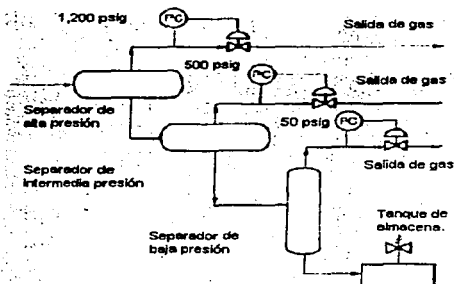


Figura 7. Tren de separación.

Es posible demostrar mediante cálculos flash que en la separación con más etapas, el aceite tiene mayor tendencia a la estabilización de los componentes ligeros en la fase líquida. Además los requerimientos de potencia disminuyen debido a que al haber más etapas de separación, las presiones en ellas son mayores que cuando hay menos etapas, y por lo tanto, el gas se separa a mayores presiones, necesitando menos potencia para comprimir el gas separado. En la tabla 1 se presenta, para una muestra rica en condensados, la simulación del proceso de separación bajo diferentes escenarios:

Caso	Etapas de sep. (psia)	Líquido producido (bopd)	Potencia requerida de compresión (Hp)
1	1215, 65	8400	861
2	1215, 515, 65	8496	497
3	1215, 515, 190, 65	8530	399

Tabla 1. Efectos de la cantidad de etapas de separación.

De la información presentada puede concluirse que el gasto máximo y los requerimientos mínimos de compresión, se obtienen para un sistema de separación con cuatro etapas, sin contar el tanque de almacenamiento.

En forma ideal, la recuperación máxima de líquidos se obtiene con un sistema de separación con un número infinito de separadores. El líquido adicional que se recupera al ir agregando un separador cada vez es más pequeño, por lo que llega un punto en que las ganancias adicionales no pagan los separadores e instalaciones. Es claro entonces, que para cada caso en particular existe un número óptimo de separadores.

La tabla 2 es una guía general del número óptimo de etapas de separación, excluyendo el tanque de almacenamiento, desarrollada en base a la experiencia de campo. Esta tabla no reemplaza los cálculos flash, ni estudios de ingeniería detallados y se incluye solamente para fines de normar criterios.

Presión inicial de separación	Número de etapas(sin incluir el tanque de almacenamiento)
25-125	1
125-300	1 ó 2
300-500	2
500-700	2 ó 3

Tabla 2. Número de etapas dependiendo de la presión inicial de separación.

La presión en la primera etapa de separación es dependiente de la presión disponible en la cabeza de los pozos y los requerimientos de presión necesarios para transportar los hidrocarburos desde los pozos a la batería donde se van a separar.

La presión en la última etapa comúnmente se supone como la presión en el tanque de almacenamiento, pero debe tomarse en cuenta que se pueden presentar grandes pérdidas de ligeros, con el consecuente encogimiento del aceite y aumento de densidad; además de acuerdo a la reglamentación para protección del medio ambiente, no debe haber vaporización excesiva. Para evitar este problema en varios lugares se utiliza un tanque elevado como última etapa de separación, cuya presión de operación se determina en base a la presión de vapor de la mezcla a separar.

En las presiones intermedias es donde se tiene mayor control, por lo que se pueden realizar simulaciones para determinar cuáles son las presiones óptimas de acuerdo al criterio de evaluación que se elija, si se tienen 3 etapas de separación se optimizará la presión en la segunda etapa, si son 4 etapas, se buscará la combinación óptima de las presiones en la segunda y tercera etapa.

## **SIMULACIÓN**

Los modelos matemáticos tienen una serie de ventajas que hacen de ellos una herramienta poderosa para la solución de los problemas de ingeniería. La principal es la relativa facilidad de construcción, que unido al gran desarrollo de las computadoras electrónicas ha permitido dar una definición especial del concepto denominado "Simulación". En términos generales cuando se habla de simulación se entiende como el estudio de un sistema, o sus partes que lo componen, por manipulación de su modelo físico o su representación matemática.

La simulación numérica utilizando computadoras de alta velocidad, proporciona al ingeniero la posibilidad de evaluar más alternativas con mayor detalle que las posibles por cálculos manuales, esto es muy importante, porque permite dedicar mayor tiempo al estudio de los modelos y las variables que lo constituyen.

---

La simulación permite conocer, en un tiempo muy corto, los efectos que experimenta un sistema cuando algunas de sus propiedades se modifican, esta ventaja se utiliza para determinar las condiciones en que el sistema se optimiza considerando un criterio específico. El concepto de optimización implica encontrar la solución más adecuada de acuerdo con ciertos criterios para mejorar lo más posible un sistema. El criterio que se toma como referencia, es un patrón en base al cual se miden distintas alternativas.

La simulación numérica de un proceso empieza por el desarrollo de un programa de cómputo capaz de repetir las características del comportamiento de dicho proceso ante la variación de sus variables. Como es difícil repetir exactamente dicho comportamiento, debe ponerse un cuidado especial en aproximarse lo mejor posible a la realidad para que la simulación sea útil.

La simulación del proceso puede plantearse de tres formas distintas:

- I. El desarrollo del programa para un proceso determinado en que las variables están determinadas de antemano, o bien en el que el programa pregunta sus valores antes de cada ejecución. El programa es flexible pero requiere un gran tiempo de desarrollo siendo sólo apto para el proceso en particular de que se trate, es decir, no puede crecer ni aplicarse a otros procesos, aunque sean similares, y cada nueva simulación requerirá un tiempo de desarrollo comparable.
  - II. El desarrollo de un conjunto de subprogramas organizados en bloques que unidos entre sí representan el proceso completo. En este caso, el usuario dispone de una biblioteca de subprogramas que le permiten simular las unidades individuales de su proceso. De este modo el trabajo de programación es menor, pero la flexibilidad para un proceso determinado se reduce, ya que el
-

usuario no puede modificar las unidades individuales con las que trabaja y que han sido preparadas por casas comerciales.

III. Los programas ejecutivos, que son programas de carácter general que simulan una clase particular de procesos y seleccionan la técnica numérica más adecuada para la solución rápida de las ecuaciones de simulación. Este programa presenta para el usuario la ventaja de que es la solución más sencilla pero queda restringido al proceso para el que fue diseñado.

En el caso del simulador del proceso de separación aceite - gas desarrollado en este trabajo es del tipo I, ya que es un programa independiente que no puede aplicarse a otros procesos, se invirtió mucho tiempo para su desarrollo y requiere valores de los parámetros para cada simulación.

## **CRITERIOS PARA DEFINIR LAS PRESIONES ÓPTIMAS DE SEPARACIÓN**

Tradicionalmente se definen dos criterios para encontrar las presiones óptimas: Máxima recuperación de líquidos y Mínimos requerimientos de compresión, en este trabajo se propone usar otro criterio: Maximización de la ganancia; estos tres criterios se tratarán a continuación.

### ***MÁXIMA RECUPERACIÓN DE HIDROCARBUROS***

Dado que la producción de hidrocarburos líquidos tiene mayor valor comercial que el gas, frecuentemente la eficiencia de separación se relaciona con la cantidad de hidrocarburos licuables contenidos en la fase gaseosa que abandona el separador.

---

Si se conoce la composición de la mezcla de hidrocarburos producidos, es posible obtener la cantidad de líquido recuperable simulando el proceso de separación mediante el empleo de ecuaciones de estado o correlaciones, cálculos de equilibrio y balance de materia.

El método consiste en asignar presiones a las etapas de separación, realizar los cálculos de equilibrio vapor - líquido y calcular los valores de la densidad del aceite a condiciones estándar, el factor de volumen y la relación gas - aceite producida; esto se repite con todas las presiones posibles en las etapas de prueba y se eligen las presiones que proporcionen los valores mínimos de las propiedades mencionadas.

La presión de separación óptima se define como la presión a la cual se tiene el máximo volumen de líquido en el tanque de almacenamiento por volumen producido del aceite a condiciones de yacimiento. Esta presión corresponde a los valores mínimos de la densidad del aceite, la relación gas aceite y el factor de volumen.

El aceite se cotiza en función a su densidad API, la cual se expresa en grados, y se calcula en base a la densidad relativa:

$$^{\circ}\text{API} = \frac{141.5}{\gamma} - 131.5 \quad (97)$$

Los valores máximo de la densidad API y mínimo de la relación gas aceite indican que los hidrocarburos intermedios quedan en el aceite, con lo que se evita la pérdida de éstos en el gas separado y además resulta en un mayor valor comercial del aceite. El valor mínimo del factor de volumen indica que se requiere un menor volumen de aceite a condiciones de yacimiento para obtener una unidad de volumen a condiciones estándar.



La siguiente gráfica muestra el comportamiento de estas propiedades cuando se tienen dos etapas de separación:

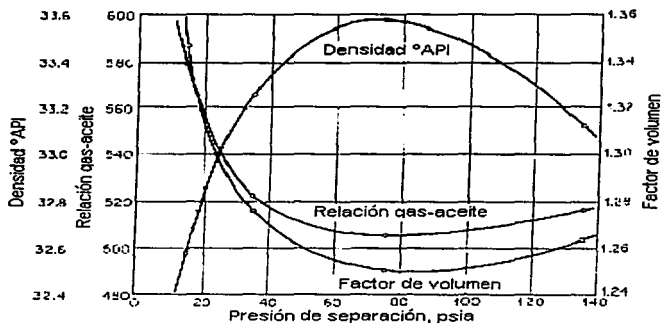


Figura 8. Comportamiento de la densidad API, Factor de volumen y Relación gas aceite para la optimización en un sistema de dos etapas.

Se observa que para este caso, la presión óptima de separación es aproximadamente 70 lb/pg<sup>2</sup> abs.

Cuando sólo se va a optimizar una etapa de separación, las gráficas generadas son similares a la anterior, pero cuando se tienen dos etapas a optimizar, se genera una curva similar para cada presión fija en una de las etapas. La lectura en las gráficas se dificulta a mayor cantidad de presiones consideradas y puede ser que la presión óptima real no se haya probado, por lo cual, en este trabajo se propone utilizar una técnica numérica para encontrar la presión que proporcione la máxima densidad en grados API y los valores mínimos del factor de volumen y de la relación gas aceite.

### MÍNIMOS REQUERIMIENTOS DE COMPRESIÓN

Las condiciones de operación en un sistema de separación en etapas, pueden determinarse con el fin de disminuir los costos o potencia de compresión requerida para transportar el gas. Estos costos pueden ser muy significativos, ya que generalmente se liberan grandes volúmenes en las baterías de separación; por especificaciones de diseño, el gas debe llegar a las plantas de tratamiento a una presión de 1,000 lb/pg<sup>2</sup> después de vencer las caídas de presión en los gasoductos.

Al igual que con el criterio de Máxima recuperación de líquidos, el método consiste en asignar presiones a las etapas de separación, realizar los cálculos de equilibrio vapor - líquido y estimar los valores de la potencia necesaria para comprimir el gas separado; esto se repite con todas las presiones posibles en las etapas de prueba y se eligen las presiones que proporcionen el valor mínimo de potencia requerida.

El método supone la instalación independiente de un compresor por etapa de separación, cuya presión de succión es la presión de separación y la de descarga es la presión necesaria para enviar el gas a la planta de tratamiento.

Para obtener la potencia, es necesario conocer varios parámetros, tales como el gasto de gas que se va a comprimir, el índice adiabático, y el factor de compresibilidad, entre otros. A continuación se presenta la forma de estimar tales parámetros:

- Gasto de gas a comprimir:

$$q_{gn} = q_o * RGA_n / 10^6 \quad (98)$$

donde:  $q_{gn}$  gasto de gas separado en la etapa "n", en MMpie<sup>3</sup>/día,

$RGAn$  relación gas-aceite en la etapa "n", en pie<sup>3</sup>/bl,  
 $q_o$  gasto de aceite, en bl/día.

•Potencia teórica para incrementar la presión del gas:

$$HP = n_c \left( \frac{k}{k-1} \right) 0.08557 (T_s + 460) \left( \left( \frac{P_d}{P_s} \right)^z \left( \frac{k-1}{k n_c} \right) - 1 \right) q_g \quad (99)$$

donde: HP potencia teórica, Hp,  
 $n_c$  número de pasos de compresión,  
 $T_s$  temperatura de separación, °F,  
 $P_d$  presión de descarga, lb/pg<sup>2</sup>  
 $P_s$  presión de succión, lb/pg<sup>2</sup>  
 $z$  factor de compresibilidad del gas  
 $k$  índice adiabático,  $k = C_p/C_v$ .

•Índice adiabático:

$$k = A_0 + A_1 V_x + A_2 V_x^2 + A_3 V_x^3 + A_4 V_x^4 + A_5 V_x^5 + A_6 V_x^6 + A_7 V_x^7 + A_8 V_x^8 + A_9 V_x^9 + A_{10} V_x^{10} \quad (100)$$

$$A_0 = 10.088212 - 0.013385 V_z - 0.000393 V_z^2 - 0.00087 V_z^3 + 0.0002331 V_z^4 \quad (101)$$

$$A_1 = -0.04691 + 0.006105 V_z - 0.001289 V_z^2 + 0.001322 V_z^3 + 0.000624 V_z^4 \quad (102)$$

$$A_2 = 0.022025 - 0.003573 V_z - 0.000268 V_z^2 + 0.001746 V_z^3 \quad (103)$$

$$A_3 = -0.010867 + 0.001563 V_z + 0.002355 V_z^2 - 0.000164 V_z^3 - 0.001856 V_z^4 \quad (104)$$

$$A_4 = 0.006345 + 0.002895 V_z - 0.002685 V_z^2 - 0.005051 V_z^3 + 0.001075 V_z^4 \quad (105)$$

$$A_5 = -0.002143 - 0.001794 V_z - 0.001675 V_z^2 + 0.001148 V_z^3 + 0.001125 V_z^4 \quad (106)$$

$$A_6 = -0.000451 - 0.003087 V_z + 0.002369 V_z^2 + 0.005014 V_z^3 \quad (107)$$

$$A_7 = -0.000399 + 0.001578 V_z + 0.000738 V_z^2 - 0.001246 V_z^3 \quad (108)$$

$$A_8 = 0.000897 + 0.001169 V_z - 0.001021 V_z^2 - 0.001925 V_z^3 - 0.000632 V_z^4 \quad (109)$$

$$A_9 = -0.000236 - 0.000494 V_z - 0.000035 V_z^2 - 0.000217 V_z^3 \quad (110)$$

$$A_{10} = -0.000041 - 0.000081 V_z + 0.000276 V_z^2 - 0.000323 V_z^3 \quad (111)$$

$$V_z = (T_s - 150) / 100 \quad (112)$$

$$V_x = \gamma_g - 1.9848 \quad (113)$$

•Factor de compresibilidad:

\* Ecuaciones de estado:

Partiendo de la forma cúbica de la ecuación de estado de Peng-Robinson:

$$z^3 - (1 - B) z^2 + (A - 3B^2 - 2B) z - (AB - B^2 - B^3) = 0 \quad (28)$$

para encontrar el valor de  $z$  se utiliza un algoritmo para resolver ecuaciones cúbicas, o se utiliza el método de Newton - Raphson.

\* Correlaciones empíricas:

Se han desarrollado numerosas correlaciones para determinar el valor de  $z$ , en este trabajo se utiliza la correlación de Hall - Yarborough, cuando no se hace uso de la ecuación de estado.

La siguiente gráfica muestra el comportamiento de los requerimientos de presión cuando se tienen tres etapas de separación, la curva corresponde a la presión en la segunda etapa.

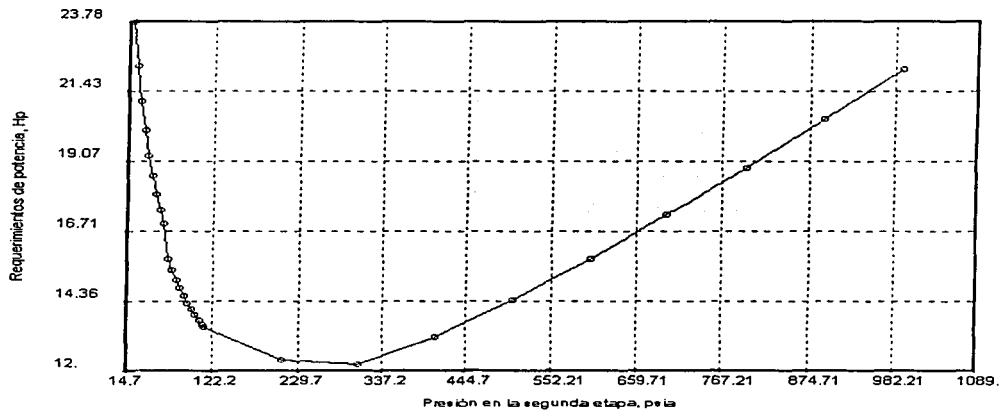


Figura 9. Comportamiento de los requerimientos de presión, para diferentes presiones en la segunda etapa.

Se observa que para este caso, la presión óptima de separación es aproximadamente de 310 lb/pg<sup>2</sup> abs.

Cuando se tienen dos etapas a optimizar, se genera una curva similar para cada presión fija en una de las etapas, en este trabajo para cada presión en la segunda etapa, se varían las presiones en la tercera etapa. De forma similar a la optimización bajo el criterio de Máxima recuperación de líquidos, la lectura en las gráficas se dificulta a mayor cantidad de presiones consideradas y es posible que la presión óptima real no se haya probado, por lo cual, se propone utilizar una técnica numérica para encontrar la presión que proporcione la mínima potencia requerida para comprimir el gas producido.

### *MAXIMIZACIÓN DE LA GANANCIA*

Generalmente no se realiza un análisis económico para determinar las presiones de operación, sólo se acostumbra tomar en cuenta los criterios que permiten obtener la mayor recuperación de líquido o minimizar los costos debido a la compresión de gas.

Lógicamente podría pensarse que el criterio de Máxima recuperación de líquidos debiera coincidir con el criterio de máxima ganancia, pero esta situación no es la más común, ya que el resultado es función de los costos de transporte del aceite y del gas, los costos de operación y los precios de los hidrocarburos, por lo cual es necesario encontrar el punto de equilibrio entre ambos criterios, en el cual se tenga la máxima ganancia.

Es necesario realizar una evaluación de cuánto se invierte y cuánto se gana, para elegir las mejores condiciones de separación, o la mejor elección del equipo a instalar.

Los problemas de análisis económico caen de manera inevitable en una de las tres categorías presentadas en la siguiente tabla:

<b>Categoría</b>	<b>Criterio económico</b>
Insumo fijo	Maximizar los beneficios u otros productos.
Producción fija	Minimizar los costos u otros insumos.
Ni insumos ni producción fija	Maximizar beneficios y reducir costos o, de otra manera, maximizar utilidades.

El dinero disminuye su valor real con el paso del tiempo, a una tasa aproximadamente igual al nivel de inflación vigente; esto implica que el método de análisis deberá tomar en cuenta este cambio de valor real del dinero a través del tiempo. Para obtener una base para elegir la mejor alternativa, los resultados de cada escenario deben llevarse al mismo tiempo para realizar adecuadamente una comparación entre ellos.

Se emplean varios parámetros o índices de rentabilidad (valor presente, relación beneficio - costo, tasa de rendimiento, etc.) para convertir los flujos de efectivo de cada alternativa en valores comparables de igual unidad de medida entre ellos: "el dinero".

La determinación del flujo de efectivo es un aspecto importante a considerar, puesto que constituye una de las bases técnicas de evaluación que se utilizan más frecuentemente para medir los costos y beneficios de los proyectos.

Las técnicas de análisis de ingeniería se utilizan cuando las repercusiones económicas son las más importantes, pero antes de elegir la alternativa se deben analizar tanto las repercusiones económicas como las que no se incluyeron en el análisis.

En este trabajo se plantean los criterios del Valor presente neto (VPN), Tasa interna de retorno (TIR), y la Relación beneficio costo (RBC); independientemente del indicador económico que se utilice, todos indican las mismas condiciones, en este caso, las mismas presiones óptimas.

Antes de presentar los métodos, se describirá brevemente la base de su funcionamiento. Supóngase que se invierte una cantidad  $P$  en el banco o alguna empresa, se le denota con  $P$  porque es la inicial de presente, debido a que es la cantidad al tiempo  $t_0$ , después de cierto tiempo de estar depositada en el banco o invertida en una empresa generará una ganancia a cierto porcentaje de la inversión inicial  $P$ , a ese porcentaje se le denomina tasa de ganancia o de interés y se denota con " $i$ ", y al número de periodos de tiempo con " $n$ ". Con estos datos, la forma en que crecería el dinero invertido, sin retirar los intereses o ganancias generados sería:

$$F = P(1 + i)^n \quad (114)$$

Esta es la fórmula que se usa para convertir el dinero a tiempo futuro, para convertirlo a tiempo actual se despeja la cantidad a tiempo presente,  $P$ :

$$P = \frac{F}{(1 + i)^n} \quad (115)$$

### *Valor Presente Neto (VPN)*

El VPN se define como el valor monetario que resulta de restar la suma de los flujos descontados a la inversión inicial.

Cuando se hacen cálculos para transferir, en forma equivalente, dinero del presente al futuro, se utiliza una tasa de interés " $i$ " o de crecimiento del dinero, pero cuando se quiere pasar cantidades futuras al presente, como en este caso, se usa una "tasa de descuento", llamada así porque descuenta el valor del dinero en el futuro a su equivalente en el presente, y a los flujos trasladados al tiempo cero se les llama flujos descontados.



Sumar los flujos descontados en el presente y restar la inversión inicial equivale a comparar todas las ganancias esperadas contra todos los desembolsos necesarios para producir esas ganancias, en términos de su valor equivalente en este momento o tiempo cero. Es claro que para aceptar un proyecto, las ganancias deberán ser mayores que los desembolsos, lo cual dará por resultado que el VPN sea mayor que cero.

Para calcular el VPN se usa la TMAR, tasa mínima aceptable de rendimiento o costo de capital, que se define como:

$$\text{TMAR} = \text{índice inflacionario} + \text{premio al riesgo} \quad (116)$$

Esto significa que la TMAR se calcula sumando dos factores: primero, debe ser tal su ganancia, que compense los efectos inflacionarios, y el segundo término, debe ser un premio o sobretasa por arriesgar su dinero en determinada inversión. Cuando se evalúa un proyecto en un horizonte de tiempo de cinco años, la TMAR calculada debe ser válida no sólo al momento de la evaluación, sino durante todos los cinco años, por lo que el índice inflacionario debe ser un promedio pronosticado; teóricamente la tasa de premio al riesgo debe ser entre 10 y 15%, aunque eso dependerá del riesgo en que se incurra al hacer esa inversión.

El valor presente neto, puede resultar una cantidad positiva o negativa. Si el VPN es positivo, significa que la inversión tendrá una tasa de rendimiento mayor que la tasa de descuento elegida, en consecuencia el proyecto será aceptable. Por el contrario, si el valor presente neto es negativo, significa que la inversión tendrá una tasa interna de rendimiento menor que la tasa de descuento elegida y en tal situación el proyecto se rechazará. Alternativamente, un VPN de cero significa que las tasas de descuento y de rendimiento son iguales, pero aunque el  $\text{VPN} = 0$ , habría un aumento en el patrimonio de la empresa si la TMAR aplicada para calcularlo fuera superior a la suma de la tasa inflacionaria promedio de ese periodo y la del premio al riesgo.

La determinación del valor presente se basa en el estado de flujo de efectivo, lo cual permite establecer la equivalencia de los flujos futuros de efectivo en dinero en el momento de arranque de los sistemas.

$$VPN = -P + \frac{FNE_1}{(1+i)^1} + \frac{FNE_2}{(1+i)^2} + \frac{FNE_3}{(1+i)^3} + \frac{FNE_4}{(1+i)^4} + \frac{FNE_5 + VS}{(1+i)^5} \quad (117)$$

donde  $P$  valor de la inversión inicial.

$VS$  valor de salvamento, valor del equipo al final del periodo de análisis.

$FNE$  flujo neto de efectivo al periodo  $n$ :

$$FNE = \sum \text{INGRESOS} - \sum \text{EGRESOS} \quad (118)$$

Como se observa, el valor del VPN es inversamente proporcional al valor de la "i" aplicada, de modo que como ésta es la TMAR, si se pide un gran rendimiento en la inversión (es decir, si la mínima aceptable es muy alta), el VPN puede volverse fácilmente negativo, y en ese caso se rechazaría el proyecto. La relación entre el VPN y la "i" puede representarse gráficamente como sigue:

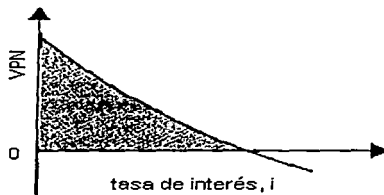


Figura 10. Gráfica del VPN vs. "i"

Como conclusiones generales acerca del uso del VPN como método de análisis se puede decir lo siguiente:

- Su resultado se interpreta fácilmente en términos monetarios.
- Supone una reinversión total de todas las ganancias anuales, lo cual no sucede en la mayoría de las empresas.
- Su valor depende exclusivamente de la "i aplicada". Como esta "i" es la TMAR, su valor lo determina el evaluador.
- Los criterios de evaluación son: si  $VPN \geq 0$ , acéptese la inversión, si  $VPN < 0$ , recházese.

#### *Tasa Interna de Retorno (TIR)*

Se ha definido la tasa interna de retorno de varias maneras, en este trabajo se presentan dos de ellas:

1. Es la tasa de descuento que hace que el VPN sea igual a cero.
2. Es la tasa que iguala la suma de los flujos descontados a la inversión inicial.

De acuerdo a estas definiciones, la ecuación (117) queda como:

$$P = \frac{FNE_1}{(1+i)^1} + \frac{FNE_2}{(1+i)^2} + \frac{FNE_3}{(1+i)^3} + \frac{FNE_4}{(1+i)^4} + \frac{FNE_5 + VS}{(1+i)^5} \quad (119)$$

Con un dato positivo del VPN, se acepta el proyecto, pero ahora interesa conocer cuál es el valor real del rendimiento del dinero en esa inversión; para ello, se usa la ecuación (119). La variable es la tasa de interés "i", y se determina por medio de ensaye y error; es decir, se hace variar la "i" hasta que satisfaga la igualdad.

Se le llama tasa interna de rendimiento porque supone que el dinero que se gana año con año se reinvierte en su totalidad.

El criterio de aceptación que emplea el método de la TIR es válido sólo si ésta es mayor que la TMAR, es decir, si el rendimiento de la empresa es mayor que el mínimo fijado como aceptable, la inversión es económicamente rentable.

En la operación práctica de una empresa puede darse el caso de que exista una pérdida en determinado periodo. En esta situación se recomienda no usar la TIR como método de evaluación y, en cambio usar el VPN que no presenta esta desventaja.

#### *Relación Beneficio - Costo (RBC)*

Se le denomina como el índice que establece la razón entre los beneficios obtenidos por cada peso invertido en un proyecto. De tal forma que:

$$RBC = \frac{VPN_B}{VPN_{CI}} = \frac{BENEFICIOS}{COSTO INICIAL} = \frac{INGRESOS - EGRESOS}{COSTO INICIAL} \quad (120)$$

donde:  $VPN_B$ , valor presente neto de los beneficios,  
 $VPN_{CI}$ , valor presente de la inversión inicial.

### *Determinación de las presiones óptimas de separación*

Al igual que los dos criterios de optimización anteriores, el método consiste en asignar presiones a las etapas de separación, realizar los cálculos de equilibrio vapor - líquido y estimar los valores del valor presente neto; esto se repite con todas las presiones posibles en las etapas de prueba y se elige el arreglo de presiones que proporcione el mayor valor presente neto, tomando en cuenta los siguientes puntos:

- Los ingresos se obtienen por la venta de gas y aceite producidos. Aunque no es posible determinar los precios a futuro, debido a que fluctúan mes con mes, para efectos de estudio se considera una tasa de incremento en el horizonte de estudio.
- Para el cálculo de los egresos, se tomarán en cuenta los egresos por concepto de compresión del gas separado y los gastos de transporte del gas y el aceite. Al igual que para los ingresos, se considera una tasa de incremento.
- Como la producción va declinando, se toma en cuenta una tasa de declinación de la producción.

## **TÉCNICAS NUMÉRICAS PARA LA DETERMINACIÓN DE PRESIONES ÓPTIMAS**

La optimización se define generalmente como el procedimiento de ajuste de variables para obtener el mejor resultado en un proceso.

La optimización, conocida formalmente como programación no lineal, es la minimización de una función escalar que está relacionada no linealmente con un conjunto de variables reales, posiblemente restringidas.

---

La optimización ha sido presentada como la maximización de una función, simplemente porque es fácil mostrar superficies con picos como la figura siguiente:

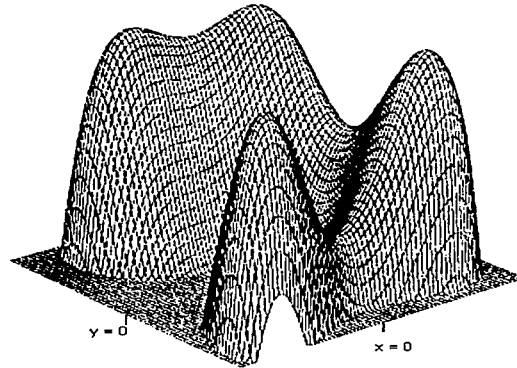


Figura 11. Comportamiento de la variable a optimizar.

De hecho existe una diferencia matemática trivial entre la maximización y la minimización de una función: Maximizar  $F(x)$  es equivalente a minimizar  $-F(x)$ . En términos de la figura anterior simplemente ocasionaría que la parte alta de la superficie fuera hacia abajo.

A partir de 1940 se desarrolló fuertemente el área de optimización, aunque desde 1847 Cauchy presentó el método de "steepest ascent (escalar la montaña)" relacionada con sistemas de ecuaciones. El auge de la optimización comenzó en 1940 y 1950 con la programación lineal, donde la función objetivo y las restricciones están involucradas linealmente. El desarrollo de algoritmos para la solución de problemas no lineales sin restricciones empezó con los trabajos de Davidon en 1959, el progreso en esta área se ha desarrollado durante los últimos años, ya que los problemas no lineales con restricciones son difíciles de resolver.

El proceso de definición de la función objetivo, selección de variables y valores, y la consideración de sus interrelaciones no es un problema sencillo.

### *Técnica de maximización*

Generalmente para encontrar el valor óptimo de una función o de un conjunto de datos, se lee en tablas o en gráficas, lo cual es tedioso y laborioso, y además puede conducir a errores inherentes.

Para aplicar métodos de maximización se tiene que considerar que el espacio definido por una función o por un conjunto de puntos es una función cóncava, y que existe sólo un máximo.

Cuando se tienen puntos aislados, puede ocurrir que el máximo se encuentre entre dos puntos, por lo que es conveniente encontrar una relación matemática que represente el comportamiento de todos los puntos dato; en este trabajo se usa la técnica de Splines cúbicos para obtener esa relación matemática; al final del capítulo se presentan las bases teóricas que lo sustentan.

Hay muchos factores a considerar cuando queremos escoger un algoritmo para resolver un problema de optimización; existen varios métodos para ello, tales como Fibonacci, sección dorada e interpolación cuadrática, y otros métodos publicados en la literatura, ya sean más elaborados o una combinación de los anteriores.

Los métodos de Fibonacci y sección dorada son considerados muy confiables, a pesar de necesitar más iteraciones, en general, que las diferentes versiones de interpolación cuadrática, sin embargo, esta última puede fallar en sus versiones más conocidas.

---

La interpolación cuadrática ha sido muy usada y recomendada por diversos autores, ésta se realiza como se indica a continuación: dados 3 puntos cualesquiera  $x_a < x_b < x_c$  y los valores de  $f(x)$  en esos puntos  $f_a, f_b, f_c$ , se busca la función cuadrática  $Q(x)$  que pasa por esos tres puntos y se le determina su máximo  $x_1$ . De los cuatro puntos dados, se elimina el que tenga más bajo valor. Este proceso se repite hasta lograr que eventualmente se converja al máximo de  $f(x)$ .

Para realizar la maximización en este trabajo se usará el método de interpolación cuadrática (AIC), que publicaron Armitano, Edelman y García en 1985. Para utilizarlo se requiere:

- Un punto inicial
- Variación  $\Delta x$
- Una tolerancia
- Formulación matemática para evaluar  $F(x)$

### INTERPOLACIÓN Y APROXIMACIÓN NUMÉRICA

Se han desarrollado varias formas de interpolación, en este trabajo se utiliza la técnica de Spline.

Las funciones cúbicas Spline constituyen una técnica interpoladora reciente y se caracterizan por ser continuas, además, su primera y segunda derivadas también lo son.

Las funciones cúbicas Spline ajustan  $n - 1$  polinomios de tercer grado a los "n" datos, es decir, un polinomio para cada uno de los  $n - 1$  intervalos definidos. Esta es la principal diferencia con respecto a las técnicas de interpolación tradicionales, en las cuales se ajusta un polinomio único a los "n" pares de puntos base.



En este trabajo se usa una modificación de las subrutinas SPLINE y SEVAL publicadas por Forsythe en 1977, para realizar los cálculos de interpolación; la subrutina SPLINE tiene implementada la técnica de interpolación, para calcular los coeficientes de la función cúbica del mismo nombre. Una vez calculados los coeficientes por SPLINE, el subprograma SEVAL evalúa el Spline correspondiente al dato a interpolar. Los valores de la variable independiente deben proporcionarse en estricto orden ascendente, para asegurar que los valores arrojados por SEVAL sean correctos.

## PROGRAMA DE CÓMPUTO

### INTRODUCCIÓN

Existen correlaciones empíricas para la predicción del factor de volumen y la relación gas aceite, sin embargo, éstas no permiten el cálculo como una función de las condiciones de separación. Por otro lado, estas correlaciones se basan en mediciones de la densidad del aceite a condiciones de tanque, la densidad del gas en el separador y las relaciones gas aceite producidas, y no consideran la composición del aceite producido.

Como un método alternativo, en este trabajo se presenta un programa de cómputo que calcula las propiedades del aceite a través de separadores operando a cualquier presión y temperatura, al cual se le denominó Opti\_pre, el cual puede usarse para maximizar la producción de cualquier mezcla de hidrocarburos y optimizar las presiones de separación.

Debido a que la presión de separación influye fuertemente en el volumen de los hidrocarburos producidos, es muy importante determinar, en base al criterio que se elija, los valores de tales presiones.

El Opti\_pre fue desarrollado en Visual Basic 3.0, por lo que tiene interfase de entrada y salida en ambiente Windows, con lo cual se facilita su manejo.

Con Opti\_pre se pueden simular unas determinadas condiciones de separación o determinar las presiones óptimas de separación en base a tres criterios, Máxima recuperación de líquidos, Mínimos requerimientos de compresión y Maximización de las ganancias, los resultados se presentan en forma tabular y gráfica.

## OBJETIVO

Desarrollar un programa que permita simular un tren de separación para determinar las condiciones óptimas de operación de una batería de separación, debido a que no es económicamente factible probar físicamente diferentes presiones de operación de los separadores.

## DIAGRAMA GENERAL DEL OPTI\_PRE

A continuación se presenta un diagrama del Opti\_pre, en el cual se muestra esquemáticamente la distribución de las pantallas de datos y los resultados.

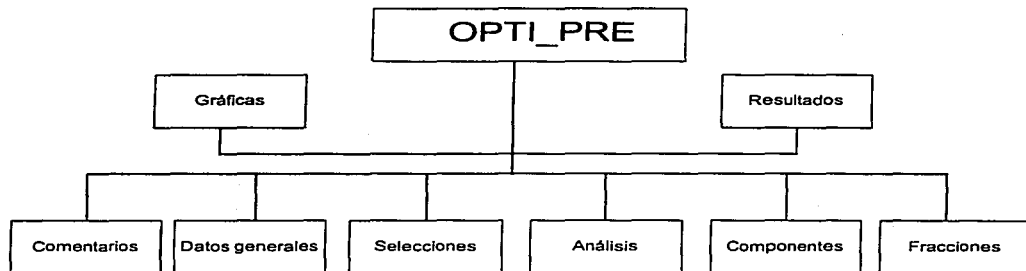


Figura 12. Diagrama del Opti\_pre

## CARACTERÍSTICAS DEL PROGRAMA

- Tiene la opción de realizar los cálculos de separación para unas presiones determinadas o la optimización de las presiones en las etapas de separación.

- Tiene la posibilidad de realizar los cálculos de separación para tres o cuatro etapas de separación.
- Incluye dos métodos para realizar los cálculos de las constantes de equilibrio: Correlación de Standing y la ecuación de estado de Peng-Robinson.
- Ofrece tres métodos para la optimización de las presiones en las etapas de separación:
  - ◆ Máxima recuperación de líquidos
  - ◆ Mínimos requerimientos de compresión
  - ◆ Análisis económico en base al Valor Presente Neto
- Incluye la técnica de AIC, descrita en el capítulo anterior, con el apoyo de Spline y Seval para encontrar numéricamente las presiones óptimas de separación.
- Permite la captura de información y obtención de resultados en ambiente Windows.
- Los resultados que se obtienen del Opti\_pre, dependiendo de la elección de cálculos son:
  - ◆ Para determinadas condiciones de separación, en cada una de las etapas de separación:
    - Presión
    - Temperatura
    - Densidad API del aceite

- Factor de volumen
- Relación gas - aceite
- Densidad relativa del gas
- Requerimientos de compresión del gas
- Capacidad calorífica del gas
- Fracciones molares de la fase vapor y líquida.

◆ Para cada uno de los criterios de optimización:

- Los resultados anteriores
- Gasto de líquido
- Gasto de gas
- Valor presente neto
- Presiones óptimas de las etapas intermedias,
- Gráficas:

- \* Densidad API del aceite,
- \* Relación gas - aceite
- \* Factor de volumen
- \* Requerimientos de compresión
- \* Valor presente neto
- \* Relación beneficio - costo
- \* Tasa interna de retorno

- Permite guardar e imprimir las simulaciones.

### **CONOCIMIENTOS REQUERIDOS PARA EL USO DEL OPTI\_PRE**

Se considera que es necesario tener ciertos conocimientos para facilitar el manejo del programa Opti\_pre:

- Conocimientos básicos sobre separación de fluidos.
- Manejo básico de Windows.
- Acceso a menús:

Para tener acceso a un menú en el sistema, se usa el mouse o la combinación de teclas "Alt + (letra subrayada)" y se despliega un submenú de opciones donde, si hay una letra subrayada, bastará con teclear esa letra, si no, se usarán las flechas de dirección "flecha abajo", "flecha arriba" para moverse dentro de las opciones y la tecla "Enter" para seleccionar una opción, si se usa el mouse, se da un "click" sobre la opción, se selecciona y se ejecuta.

### **EQUIPO Y PERIFÉRICOS NECESARIOS**

Computadora I.B.M. PC o compatible.  
Procesador 486 o posterior.  
Espacio mínimo en disco duro de 4 MB.  
Memoria RAM mínima de 8 MB.  
Monitor de color VGA o posterior.  
Mouse.

### **SOFTWARE REQUERIDO**

Sistema Operativo MS-DOS Vrs. 5.00 o posterior.  
Windows 3.1 o posterior.

### APLICACIÓN DE LOS BOTONES DE COMANDO



Permite regresar el control a la pantalla anterior sin procesar.



Contesta negativamente a determinada pregunta.



Acepta los cambios y permite continuar con la captura de los datos.



Contesta afirmativamente a determinada pregunta.



Realiza los cálculos con los datos y selecciones proporcionados.



Permite continuar con el uso del Opti\_pre.

### CAMBIO DE UNIDADES

El cambio de unidades se realiza en una caja de lista (combo) que aparece junto al dato en la misma pantalla; por ejemplo:



Al dar un "click" en la flecha del combo, se despliega el siguiente menú, en el cual se elige la unidad a la cual se quiere cambiar o introducir el dato.



**DATOS REQUERIDOS PARA EL USO DEL OPTI\_PRE**

Para el cálculo de las propiedades de los fluidos:

- Gasto de aceite a manejar en la batería,
- Presión y temperatura de yacimiento,
- Presión y temperatura a condiciones estándar,
- Presión y temperatura en la primera etapa de separación,
- Presión y temperatura en la última etapa de separación,
- Número de etapas de separación,
- Presiones en las etapas intermedias si no se va a efectuar la optimización,
- Temperaturas de las etapas intermedias de separación,
- Composición de la mezcla,
- Densidad relativa y masa molecular de la fracción  $C_7^+$ .

Para realizar el análisis económico:

- Costo de compresión del gas,
- Costo de transporte del aceite,
- Costo de transporte del gas,
- Monto de la inversión inicial,
- Precio de venta del aceite,
- Precio de venta del gas,
- Tasa de descuento,
- Tasa de incremento de los costos,
- Tasa de incremento de los beneficios,
- Paridad del peso con el dólar,
- Porcentaje de declinación de la producción.



## PROCEDIMIENTO DE CÁLCULO

Cuando se realiza la optimización de las presiones en las etapas de separación, es necesario establecer arreglos de presiones a probar, las presiones de las etapas intermedias se determinan con una variación de la presión entre la etapa anterior y la última etapa de separación.

Para un arreglo de presiones:

1. Con la presión y temperatura de la 1ª etapa de separación, se determina el valor de las constantes de equilibrio utilizando la correlación desarrollada por Standing, descrita en el capítulo anterior.
2. Se realizan los cálculos de balance de materia.

Cuando se elige la ecuación de estado de Peng - Robinson para el cálculo de las constantes de equilibrio, se sigue el procedimiento general propuesto por Tarek, descrito en el capítulo anterior.

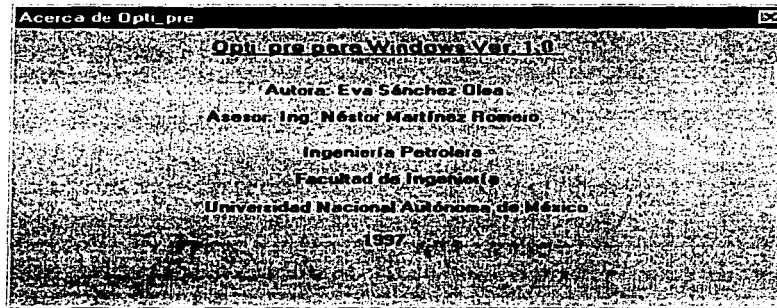
3. Se determina el valor del poder calorífico del gas y las densidades del aceite y del gas.
4. Se repite el procedimiento, para cada etapa de separación.
5. Se calcula el valor de la densidad del aceite a condiciones estándar, la densidad y la capacidad calorífica de la mezcla de gas de todas las etapas de separación, factor de volumen, relación gas-aceite, requerimientos de compresión y los indicadores económicos para todas las etapas, incluyendo el tanque de separación.

Al realizar la optimización, el procedimiento anterior se repite a partir del paso 2 para todos los arreglos de presiones establecidos.

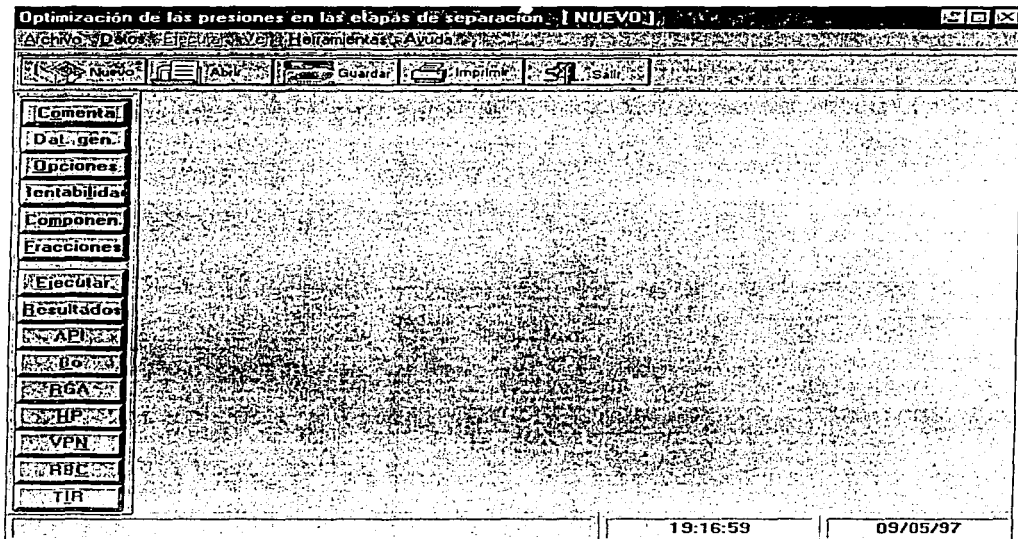
Cuando se tienen todos los cálculos, se procede a utilizar la técnica numérica de AIC para determinar la presión óptima con base en los tres criterios de optimización presentados en este trabajo. Es importante hacer notar que con el uso de la técnica AIC sustituimos el procedimiento actualmente utilizado correspondiente al análisis de gráficas, evitando errores de apreciación y ahorrando tiempo de análisis.

### PROGRAMA OPTI\_PRE

La primera pantalla que aparece por unos segundos, es la de información acerca del programa:



La pantalla principal se presenta a continuación:



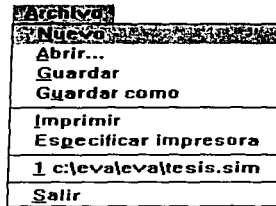
En la parte superior se encuentra la sección de menús y la Barra de usuario, en la cual es posible realizar las operaciones más comunes.

La barra de la izquierda se denomina "Barra de proceso", en la cual se accesan rápidamente las pantallas de datos y de resultados.

En la parte inferior derecha se tendrá en todo momento la hora y fecha del momento en que se esté trabajando.

Los menús que se presentan en la parte superior de la pantalla se explican a continuación:

**Menú "Archivo":**




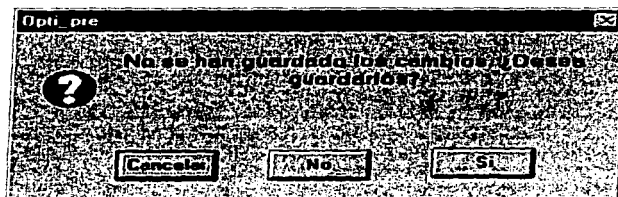
Observe que las opciones o comandos son muy similares a los de la Barra de usuario:



Explicando cada una de sus opciones:

**Nuevo**

Tiene la misma función que el botón . Esta opción se utiliza cuando se quiere iniciar un nuevo estudio, regresa las variables a los valores predeterminados. Si se tiene un archivo anterior en el cual hubo modificaciones, al utilizar esta opción, se desplegará el mensaje siguiente:



Esta pantalla indica que iniciará un archivo nuevo eliminando los datos existentes en memoria. Las funciones de cada uno de los botones es:



se guardarán los datos con el nombre del archivo que se tiene, si es un archivo nuevo en el cual se ha trabajado, aparecerá la pantalla de "Guardar como".



se perderán las modificaciones que se hayan realizado y se abrirá un archivo nuevo.

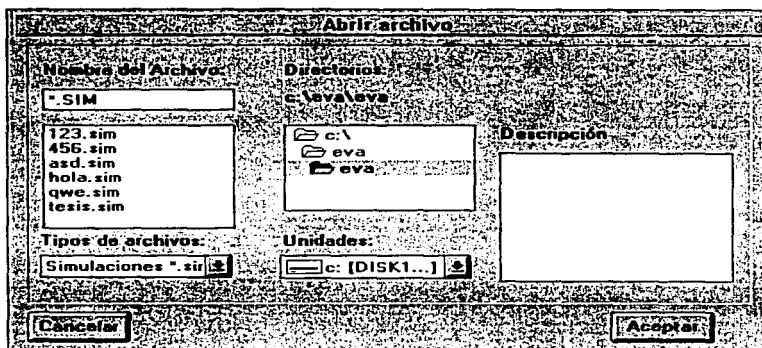


regresará a la pantalla principal sin crear el archivo.

Este mensaje también aparece cuando se quiere abrir otro archivo o salir del programa.


### Abrir

Tiene la misma función que el botón . Al seleccionar esta opción aparece la siguiente pantalla:




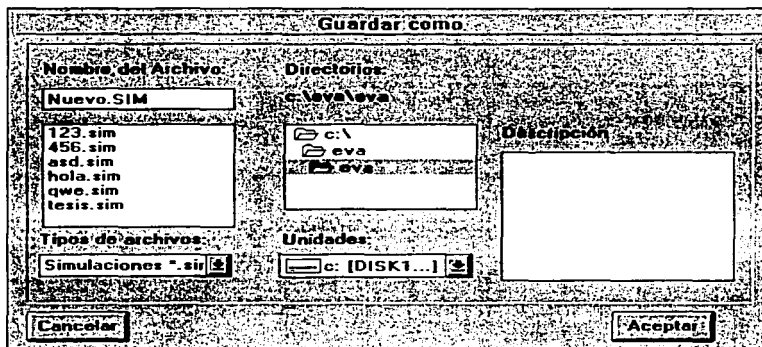
Cuando se quiere continuar con un estudio, modificarlo o consultarlo, en esta pantalla se selecciona el archivo que se desea abrir, especificando la ruta donde se encuentra (unidad, subdirectorio, tipo de archivo y archivo a abrir).

### **Guardar**

Esta opción permite guardar automáticamente las modificaciones realizadas a la información o a los cálculos realizados en un archivo previamente abierto, en el caso de que aún no se haya guardado la información en un archivo, se activará la opción Guardar Como. Si el archivo ya tiene nombre y se quieren sobrescribir los datos, tiene la misma función que el botón .


### **Guardar como**

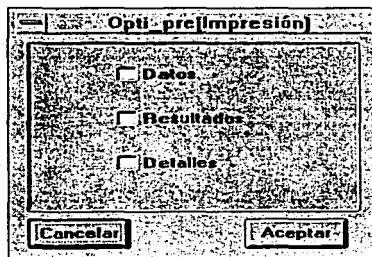
Esta opción se utiliza cuando se desea guardar un archivo con otro nombre o para darle un nombre a un archivo nuevo; si el archivo es nuevo, el botón  tiene la misma función. Esta opción presenta la siguiente pantalla:



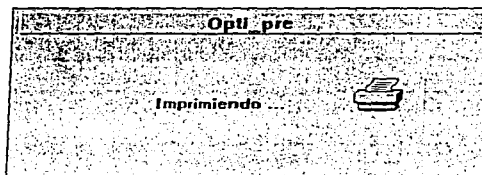
Se selecciona unidad, subdirectorio, tipo de archivo y se teclea el nombre del archivo que contendrá la información o se elige uno existente para sobrescribirlo.

### Imprimir

Esta opción se utiliza cuando se desea imprimir los datos o los resultados de los cálculos realizados. El botón  tiene la misma función. La pantalla correspondiente es:

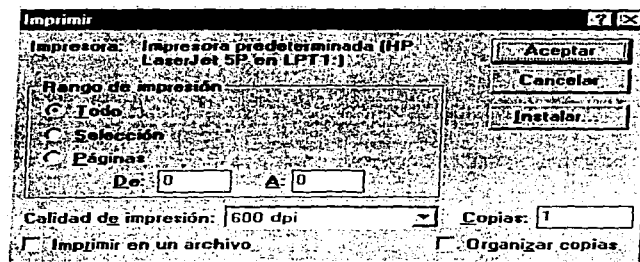


En la cual, siempre estará activa la opción de "Datos", la activación de las otras opciones dependerá de que se hayan realizado los cálculos correspondientes, en esta pantalla se elige lo que se quiere imprimir, al oprimir **Aceptar** aparece la siguiente pantalla mientras se manda a la impresora la o las selección(es) a imprimir.



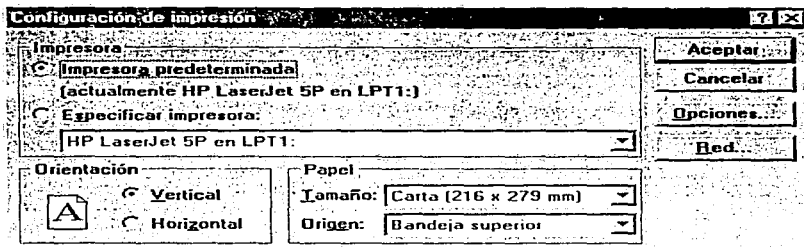
### Especificar impresora

Esta opción se utiliza para determinar la impresora que se utilizará para realizar las impresiones; para esto se utilizan las funciones de Windows, por lo que se presenta la siguiente pantalla:

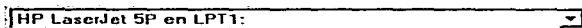




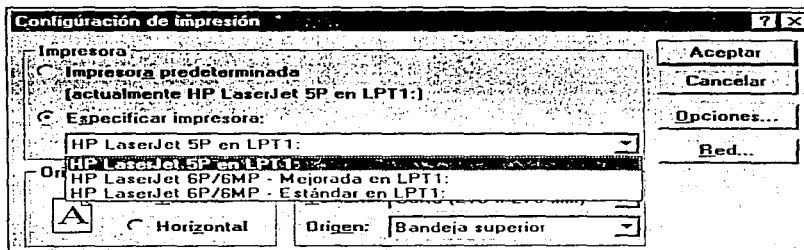
En esta pantalla se tienen varios campos que para la definición de la impresora no se utilizarán, así que en esta pantalla sólo se escoge el oprime el botón **Instalar...**, que presenta la siguiente pantalla:



En esta ventana de diálogo es posible seleccionar una de las impresoras existentes dando un click en la siguiente caja de lista:



Entonces se despliega un listado de impresoras disponibles de Windows:




Elija la adecuada y oprima el botón .

### Lista

En esta sección, se presenta una lista de hasta los cuatro últimos archivos que han sido utilizados por Opti\_pre, esta característica permite una forma rápida de llamado a esos archivos:

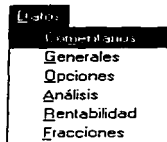
1 c:\evaleval\tesis.sim

### Salir

Permite terminar la ejecución del programa de cómputo, dando por terminada la sesión de trabajo, si no se ha modificado el archivo desde la última vez que fue guardado, la salida será directa. El botón  tiene la misma función. En caso de haber modificado los datos o cálculos y no haber guardado el archivo con anterioridad, sucederá lo mismo explicado en "Nuevo".

### Menú Datos:

En este menú se pueden accesar las pantallas para introducir o modificar la información del estudio, tiene la misma función que la parte superior de la *Barra de Proceso*.



### Comentarios

Al igual que el botón **Comenta**, muestra la siguiente pantalla, en la que es posible introducir la descripción del estudio a realizar:

### Generales

Al igual que el botón **Dat. gen.**, muestra la siguiente pantalla, que permite introducir los datos generales:

Gasto de aceite a la entrada del primer separador	1000.0	lb/día
Presión de yacimiento	3614.0	lb/pg <sup>2</sup> abs
Temperatura de yacimiento	220.0	°F
Presión a condiciones estándar	14.696	lb/pg <sup>2</sup> abs
Temperatura a condiciones estándar	40.0	°F
Presión en la primera etapa de separación	100.0	lb/pg <sup>2</sup> abs
Temperatura en la primera etapa de separación	40.0	°F
Presión de recibo en la planta de tratamiento	1000.0	lb/pg <sup>2</sup> abs
Presión en la última etapa de separación	15.0	lb/pg <sup>2</sup> abs
Temperatura en la última etapa de separación	40.0	°F

## Opciones

Al igual que el botón **Opciones**, muestra la siguiente pantalla:

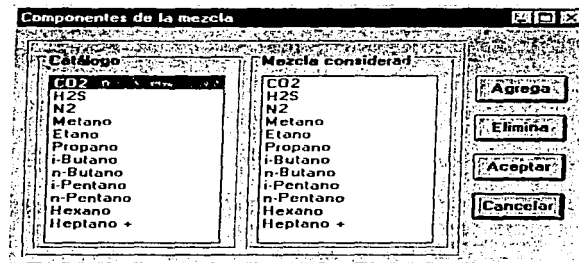
En ésta es posible elegir la forma de cálculo de las relaciones de equilibrio, si se va a realizar optimización o sólo un cálculo, y el número de etapas de separación.

Si se selecciona "Optimización", se desactiva la sección correspondiente a presiones, si se eligen 3 etapas de separación, se desactivan los espacios correspondientes a datos en la tercera etapa de separación.



### Componentes

Al igual que el botón **Componentes**, invoca la siguiente pantalla, en donde se eligen los componentes de la mezcla a separar.



### Fracciones

Al igual que el botón **Fracciones**, llama la siguiente pantalla:

CO2	.0053	i-Butano	.0087
H2S	.0226	n-Butano	.0205
N2	.0032	i-Pentano	.007
Metano	.5949	n-Pentano	.0115
Etano	.0994	Hexano	.0139
Propano	.0483	Heptano +	.1647

Suma de las fracciones molares: 1

Propiedades de la fracción C7-

Densidad relativa: 0.8168      Masa molecular: 185

en la cual se proporcionan las fracciones molares de los componentes de la mezcla a separar, además de la densidad y masa molecular de la fracción pesada ( $C_7^*$ ).

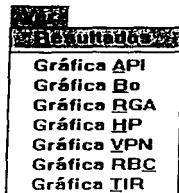
Al dar "Aceptar" se verifica que la suma de las fracciones molares sea igual a la unidad.

**Menú Ejecutar:**

Al igual que el botón , permite realizar la simulación, y se activa cuando se han terminado de dar los datos en "Fracciones".

**Menú Ver:**

Se activa al momento que ya se haya realizado la simulación y permite elegir los resultados que se desea ver, de acuerdo con las siguientes opciones:



Si se realizó una optimización, las opciones correspondientes a las gráficas se activarán, de lo contrario se verán de color gris, indicando que están desactivadas.

## Resultados

Muestra los resultados de forma tabular, si se realizó optimización, en la siguiente pantalla:

	Máx. R. L.	Mín. R. C.	Máx. Ganancia	
Qo	2072.8115	2065.9019	2066.0422	bl/día
Qg	5.2636	5.2586	5.2589	MMpie <sup>3</sup> /día
V P-N	18982.738	19040.234	19043.324	Mds
Egresos	2028.882	2022.964	2023.093	Mds
Ingresos	26011.63	26063.21	26066.42	Mds
P. 2ª etapa	405.61	601.07	503.34	lb/pg <sup>2</sup> abs
P. 3ª etapa	61.24	107.78	107.78	lb/pg <sup>2</sup> abs

Máx. R. L.	Máx. Ganancia	Mín. R. C.	Detalles
API	VPN	HP	Etapas <input type="radio"/> Max. R. L. <input type="radio"/> Mín. R. C. <input type="radio"/> Máx. Ganancia
Do	RBC		
RGa	TIR		

**Continuar**

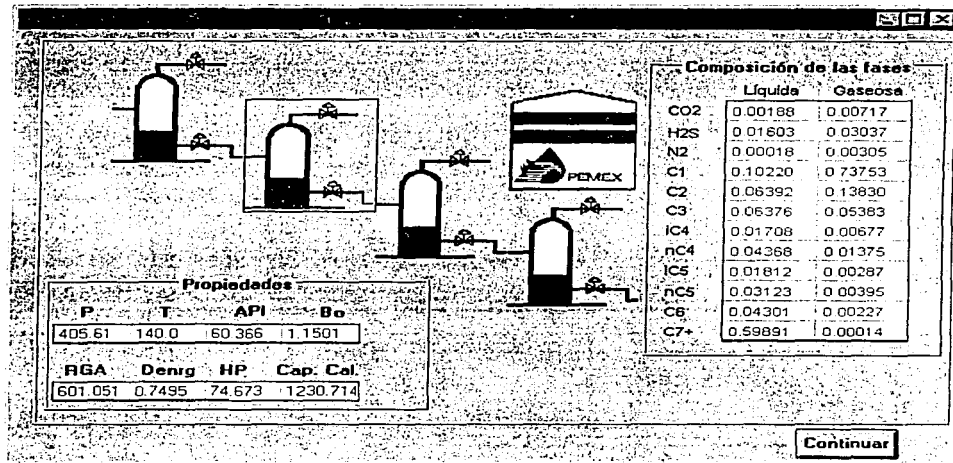
En donde se pueden observar tres secciones:

La primera sección presenta las presiones intermedias óptimas y algunos parámetros, de acuerdo a cada uno de los criterios de optimización presentados en este trabajo.




La segunda sección, es el área de selección de las gráficas, con botones agrupados de acuerdo a cada uno de los criterios, que muestran gráficamente los cálculos realizados.

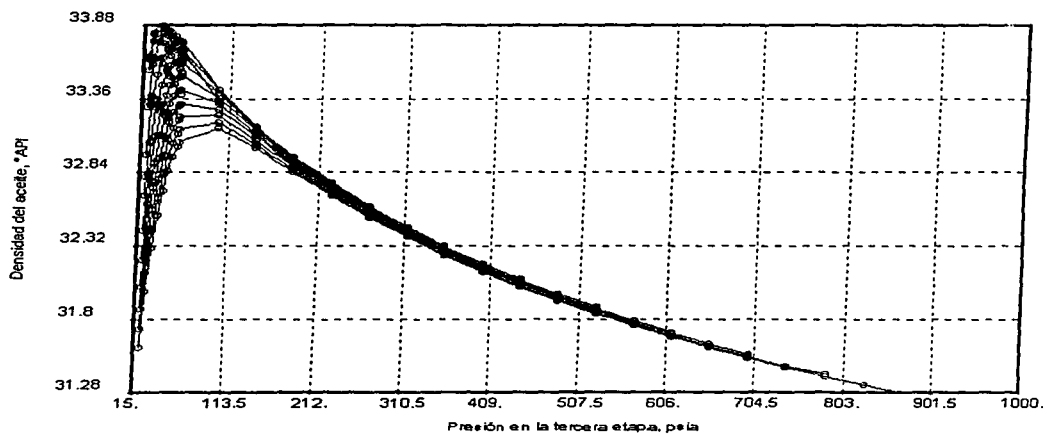
En la tercera sección, "Detalles", es posible elegir el criterio de optimización, y se presenta la siguiente pantalla, con los resultados detallados por el criterio elegido por el usuario.




Si se ejecutó el Opti\_pre con la opción "Sólo un cálculo", el menú "Resultados", presentará una pantalla similar a la anterior, con los resultados correspondientes a las presiones proporcionadas.

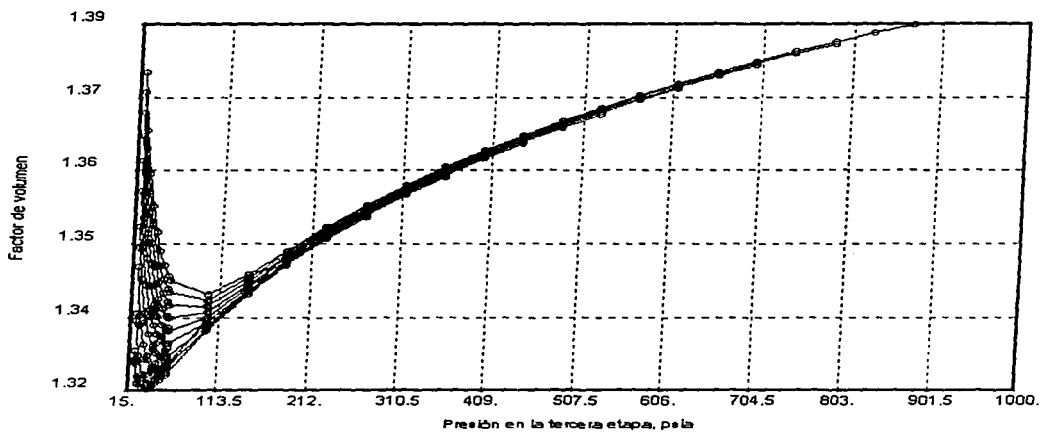
### Gráfica API

De igual forma que el botón , despliega la gráfica del comportamiento de la densidad en grados API contra los arreglos de presión considerados en la optimización.



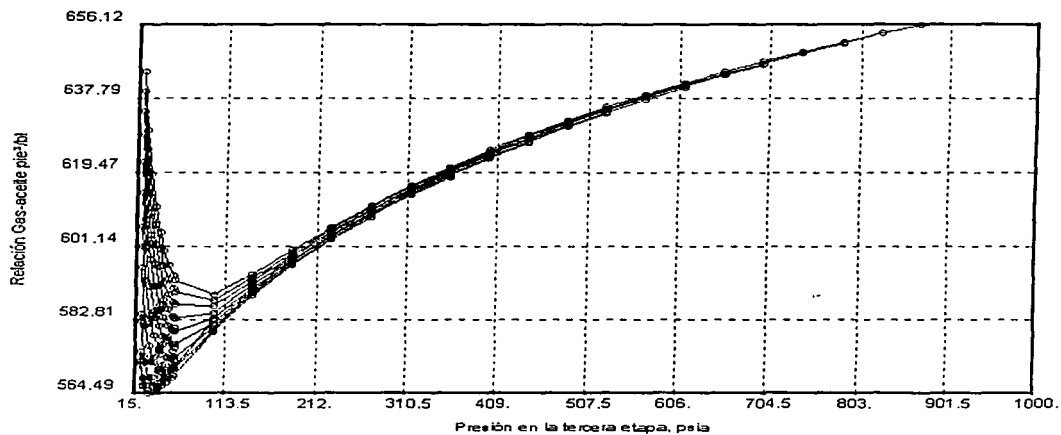
**Gráfica B0**

De igual forma que el botón , despliega la gráfica del comportamiento del Factor de volumen contra los arreglos de presión considerados en la optimización.




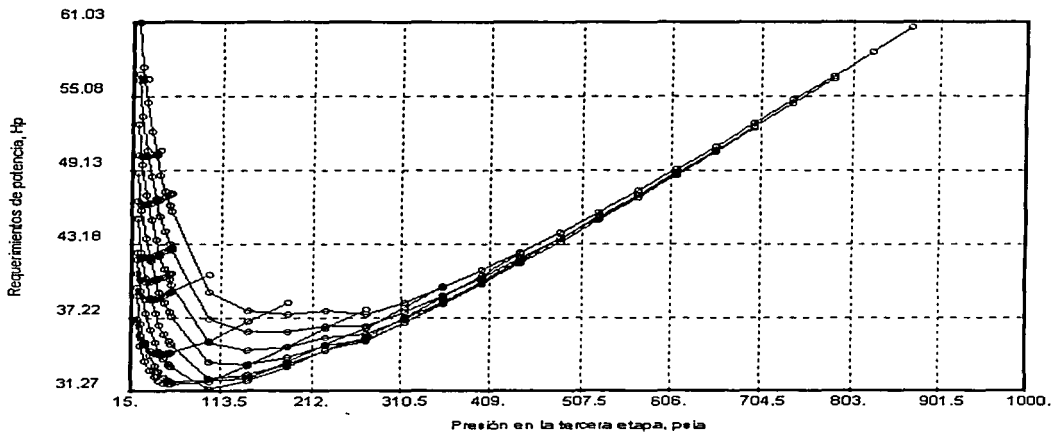
## Gráfica RGA

De igual forma que el botón , despliega la gráfica del comportamiento de la Relación gas-aceite contra los arreglos de presión considerados en la optimización.




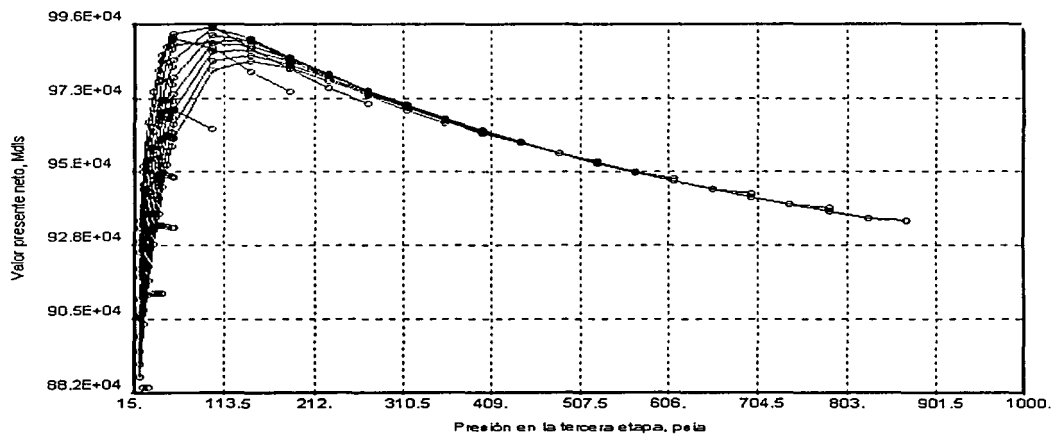
### Gráfica HP

De igual forma que el botón , despliega la gráfica del comportamiento de la Potencia requerida para comprimir el gas separado contra los arreglos de presión considerados en la optimización.




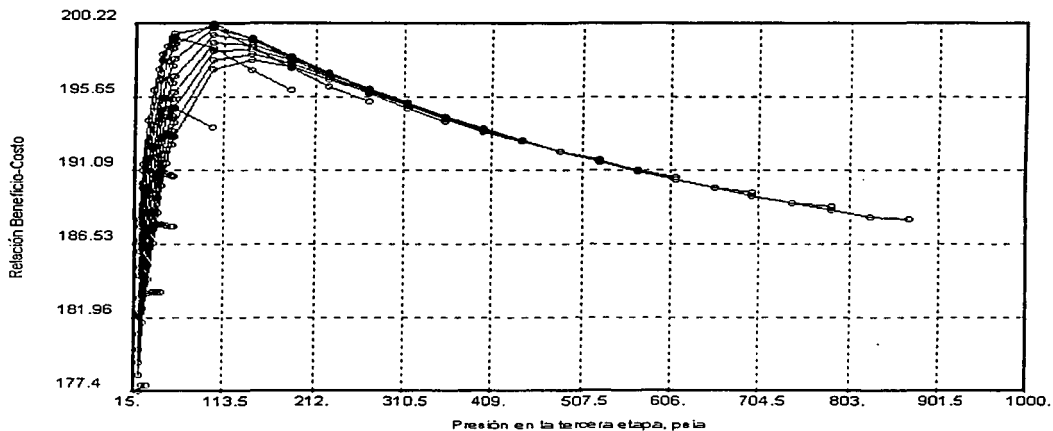
### Gráfica VPN

De igual forma que el botón , despliega la gráfica del comportamiento del Valor Presente Neto contra los arreglos de presión considerados en la optimización.



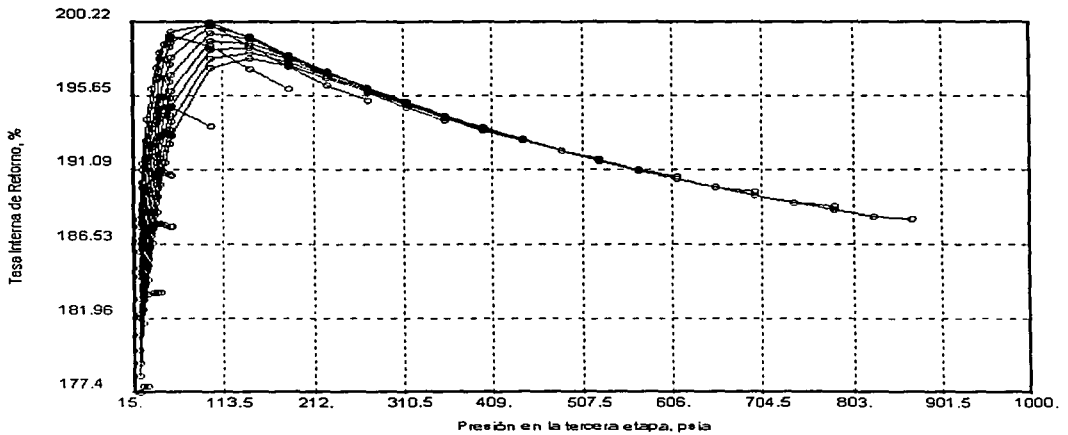
**Gráfica RBC**

De igual forma que el botón , despliega la gráfica del comportamiento de la Relación Beneficio Costo contra los arreglos de presión considerados en la optimización.



**Gráfica TIR**

De igual forma que el botón , despliega la gráfica del comportamiento de la Tasa Interna de Retorno contra los arreglos de presión considerados en la optimización.





**Menú Herramientas:**

Se despliega el siguiente submenú:

**Barra del Usuario**

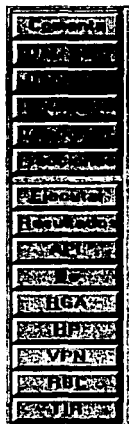
Permite mostrar u ocultar la barra del usuario, cuando aparece la "palomita" junto a la opción, la barra estará visible:



La función de cada botón se explicó en la opción correspondiente del menú Archivo.

**Barra de proceso**

Permite mostrar u ocultar la barra de proceso, cuando aparece la "palomita" junto a la opción la barra estará visible, a continuación se muestra la barra y una lista de las pantallas a las que se accesa directamente en ésta:

**Pantalla que presenta:**

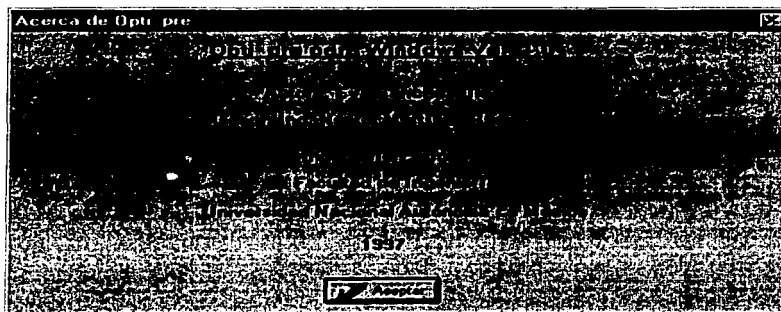
Comentarios  
 Datos generales  
 Opciones de cálculo  
 Datos de rentabilidad  
 Componentes de la mezcla  
 Fracciones de la mezcla  
 Ejecuta la simulación  
 Resultados  
 Gráfica de la Densidad de aceite  
 Gráfica del Factor de volumen  
 Gráfica de la Relación gas - aceite  
 Gráfica de la Potencia requerida  
 Gráfica del Valor Presente Neto  
 Gráfica de la Relación Beneficio Costo  
 Gráfica de la Tasa Interna de Retorno

**Menú Ayuda:**

Despliega el siguiente submenú:

**Acerca de Opti\_pre**

Muestra la información general del Opti\_pre:



Como se pudo observar, el programa Opti\_pre es de fácil manejo, es amigable, permite guardar las simulaciones en archivos, así como las gráficas además de permitir imprimirlas.

## APLICACIÓN DE CAMPO

### INTRODUCCIÓN

En este capítulo se presentarán varios análisis desarrollados con el programa Opti\_pre para aceites negros y volátiles, se efectúa una comparación de los resultados obtenidos con la ecuación de estado de Peng-Robinson y la correlación de Standing, y se comparan los resultados obtenidos con programas comerciales.

Se realizan ejemplos de optimización con tres y cuatro etapas, y se muestran los resultados de los tres criterios descritos en los capítulos anteriores.

Se presenta un ejemplo de optimización variando las temperaturas de separación y otro variando la densidad y masa molecular de la fracción  $C_7^+$ .

### EJEMPLOS PARA CONDICIONES DE PRESIÓN FIJADAS POR EL USUARIO

El programa COPES, "Crude Oil Property Evaluation Software" proporciona una evaluación de las propiedades del aceite, fue desarrollado por Scott K. Laudeman y licenciado a la SPE para su comercialización. Este programa contempla sólo el uso de la correlación de Standing para el cálculo de las relaciones de equilibrio, y la correlación de Standing para el cálculo de la densidad del aceite.

Los ejemplos que consideran condiciones de presión determinadas por el usuario, utilizan datos reportados en el artículo "COPES. Gas-Oil Separator Flash Calculations", publicado en SPE Microcomp News.

En el programa Opti\_pre, se contempla el uso de la correlación de Standing y de la ecuación de estado de Peng-Robinson para el cálculo de las relaciones de equilibrio, y para el cálculo de la densidad del aceite en base a su composición, además contempla la correlación de Standing modificada por Pedersen y colaboradores, para incluir las impurezas en la densidad de la mezcla.

### Ejemplo 1. Presiones determinadas para tres etapas.

Se tomaron los siguientes datos del artículo COPES:

Gasto de aceite	1,000	bl/día
Presión de yacimiento	3614	lb/pg <sup>2</sup> abs
Temperatura de yacimiento	220	° F
Presión condiciones estándar	14.696	lb/pg <sup>2</sup> abs
Temperatura condiciones estándar	60	° F

Componente	Fracción molar	Componente	Fracción molar
CO <sub>2</sub>	0.0000	Isobutano	0.0217
H <sub>2</sub> S	0.0000	n-Butano	0.0217
N <sub>2</sub>	0.0000	Isopentano	0.0160
Metano	0.3396	n-Pentano	0.0160
Etano	0.0646	n-Hexano	0.0300
Propano	0.0987	Heptano * (C <sub>7</sub> *)	0.3917

Densidad relativa del C <sub>7</sub> *	0.8859
Masa molecular del C <sub>7</sub> *	263 lbs/lb-mole

Se realizó la simulación de la separación con tres etapas, de acuerdo al ejemplo predeterminado en el programa COPES, considerando como última etapa el tanque de almacenamiento, con los siguientes valores:

	1ª etapa	2ª etapa	3ª etapa
Presión (psia)	35	15	14.7
Temperatura (°F)	40	40	60

### Resultados:

A continuación se presenta una tabla que muestra los resultados reportados en el artículo, y los obtenidos con el programa Opti\_pre, cuando se calculan las relaciones de equilibrio con la correlación y con la ecuación de estado:

	COPES	Opti_pre Standing	Opti_pre EDO
Densidad API del aceite	33.46	32.336	32.19
Factor de volumen del aceite	1.30	1.3104	1.3
Relación gas aceite, pie <sup>3</sup> /bl	513	517.92	512
Densidad relativa del gas	0.895	0.892	0.827
Capacidad calorífica del gas, BTU/pie <sup>3</sup>	1470.51	1470.51	1434.07
Potencia para comprimir el gas separado (Hp)		51.51	50.67

Se puede observar que los valores resultantes del Opti\_pre son muy similares entre la ecuación de estado y la correlación de Standing, debido a los rangos bajos de presión manejados durante la separación. La diferencia entre la densidad del aceite obtenida con el programa Opti\_pre y COPES se explica debido al cambio de la correlación

para su cálculo, y por consiguiente los valores del factor de volumen y la relación gas-aceite, también se afectan.

### Ejemplo 2. Presiones determinadas para cuatro etapas.

Con los datos del ejemplo anterior y considerando cuatro etapas de separación, se realizaron cálculos de la separación flash. Los resultados obtenidos se presentan para cada etapa de separación, usando la correlación de Standing y la Ecuación de estado de Peng-Robinson para el cálculo de las constantes de equilibrio:

Los valores de presión y temperatura en cada etapa se muestran en la siguiente tabla:

	1ª etapa	2ª etapa	3ª etapa	4ª etapa
Presión (lb/pg. abs)	1000	300	100	15
Temperatura (°F)	170	140	110	70

### Resultados:

Para la primera etapa:

	COPEC	Opti-pre Standing	Opti-pre EDO
Densidad API del aceite	49.45	49.13	51.48
Factor de volumen del aceite	1.1743	1.1801	1.2012
Relación gas aceite, pie <sup>3</sup> /bl	261.44	263.31	198.65
Densidad relativa del gas	0.739	0.737	0.699
Capacidad calorífica del gas, BTU/pie <sup>3</sup>		1,263.3	1,234.73

Se puede observar una gran concordancia entre los resultados de COPES y los del Opti\_pre con la ecuación de Standing, pero la ecuación de estado considera menor liberación de gas, lo que se puede observar en la mayor densidad API del aceite y menor relación gas aceite.

Para la segunda etapa:

	<b>COPES</b>	<b>Opti_pre Standing</b>	<b>Opti_pre EDO</b>
<b>Densidad API del aceite</b>	41.997	41.981	42.183
<b>Factor de volumen del aceite</b>	1.1014	1.1024	1.0992
<b>Relación gas aceite, pie<sup>3</sup>/bl</b>	142.0589	143.08	196.786
<b>Densidad relativa del gas</b>	0.8106	0.8077	0.7784
<b>Capacidad calorífica del gas, BTU/pie<sup>3</sup></b>		1,367.5	1,358.976
<b>Potencia requerida, Hp</b>		6.016	7.749

La relación gas aceite se incrementa por encima del valor calculado con la correlación de Standing, y las densidades del aceite van acortando sus diferencias.

Para la tercera etapa:

	<b>COPES</b>	<b>Opti_pre Standing</b>	<b>Opti_pre EDO</b>
<b>Densidad API del aceite</b>	39.269	38.078	37.815
<b>Factor de volumen del aceite</b>	1.0648	1.0646	1.0568
<b>Relación gas aceite, pie<sup>3</sup>/bl</b>	49.5015	49.857	60.968
<b>Densidad relativa del gas</b>	1.0068	1.0016	0.9289
<b>Capacidad calorífica del gas, BTU/pie<sup>3</sup></b>		1,636.604	1,592.921
<b>Potencia requerida, Hp</b>		3.769	4.477



Las relaciones gas-aceite van concordando más y la densidad calculada con la ecuación de estado va siendo menor que las otras dos, y la densidad relativa del gas es un poco menor, indicando que liberan más ligeros.

Para la cuarta etapa:

	<b>COPES</b>	<b>Opti-pre Standing</b>	<b>Opti-pre EDO</b>
<b>Densidad API del aceite</b>	34.055	32.884	31.8279
<b>Factor de volumen del aceite</b>	1.0042	1.0041	1.0041
<b>Relación gas aceite, pie<sup>3</sup>/bl</b>	66.0197	66.494	60.738
<b>Densidad relativa del gas</b>	1.6672	1.6551	1.3632
<b>Capacidad calorífica del gas, BTU/pie<sup>3</sup></b>		2,459.967	2,266.243
<b>Potencia requerida, Hp</b>		8.4	7.674

No se observan grandes diferencias entre las relaciones gas-aceite, pero se aprecian entre las densidades del gas y del aceite.

Finalmente el aceite que se tiene en el tanque de almacenamiento, y la corriente total de gas separado tienen las siguientes características:

	<b>COPES</b>	<b>Opti-pre Standing</b>	<b>Opti-pre EDO</b>
<b>Densidad API del aceite</b>	33.3647	32.213	32.055
<b>Factor de volumen del aceite</b>	1.3015	1.3135	1.3033
<b>Relación gas aceite, pie<sup>3</sup>/bl</b>	519.0109	522.741	517.141
<b>Densidad relativa del gas</b>	0.8642	0.8982	0.8342
<b>Capacidad calorífica del gas, BTU/pie<sup>3</sup></b>	1,479.646	1,479.646	1,445.386
<b>Potencia requerida, Hp</b>		18.186	19.9

Las propiedades finales son muy similares, a pesar de que se encontraron fuertes diferencias, sobre todo en la relación gas-aceite en las dos primeras etapas.

### Ejemplo 3. Aceite ligero y tres etapas de separación.

En este ejemplo se simulará un aceite ligero, tomado del artículo COPES.

Aunque la correlación de Standing es preferentemente para aceites negros, proporciona una buena aproximación para aceites ligeros; tomando los datos proporcionados en el artículo COPES, se realizó una comparación entre los valores reales, los resultados proporcionados por COPES, y los que se originan con el programa Opti\_pre para la correlación de Standing y la ecuación de estado de Peng-Robinson.

Gasto de aceite	1,000 bl/día
Presión de yacimiento	4,130 lb/pg <sup>2</sup> abs
Temperatura de yacimiento	174 °F
Presión a condiciones estándar	14.73 lb/pg <sup>2</sup> abs
Temperatura a condiciones estándar	60 °F

Componente	Fracción molar	Componente	Fracción molar
CO <sub>2</sub>	0.0015	Isobutano	0.0183
H <sub>2</sub> S	0.0000	n-Butano	0.025
N <sub>2</sub>	0.0160	Isopentano	0.0115
Metano	0.5322	n-Pentano	0.0133
Etilo	0.1173	n-Hexano	0.0136
Propano	0.0700	Heptano + (C <sub>7</sub> *)	0.1867

Densidad relativa del C <sub>7</sub> *	0.8168
Masa molecular del C <sub>7</sub> *	185 lbs/lb-mole

Se consideran tres etapas de separación con los siguientes valores:

	1ª etapa	2ª etapa	3ª etapa
	800	61	11
	100	100	60

**Resultados:**

	Eyr	COPES	Opti- Standing	Opti- EDS
<b>Densidad API del aceite</b>	46.5	48.0	46.68	46.04
<b>Factor de volumen del aceite</b>	2.13	2.21	2.2424	2.232
<b>Relación gas aceite, pie<sup>3</sup>/bl</b>	2130	2090	2113.09	2108.56
<b>Densidad relativa del gas</b>		0.809	0.809	0.793
<b>Capacidad calorífica del gas, BTU/pie<sup>3</sup>.</b>		1362	1362.41	1353.23
<b>Potencia para comprimir el gas separado (Hp).</b>			30.08	36.70

En esta tabla se puede observar, que parámetros dependientes de la densidad del aceite, tienen valores diferentes entre los reportados por COPES y los del Opti\_pre con la misma correlación para el cálculo de las constantes de equilibrio, además que la correlación modificada de Standing para el cálculo de la densidad proporciona valores más reales al incluir las impurezas, como en el caso del ejemplo 1.

## EJEMPLOS DE OPTIMIZACIÓN

En todos los cálculos de optimización presentados en este trabajo, se usará la composición del pozo Agave 1-B; se aclara que los datos de presión y temperatura de yacimiento, densidad y masa molecular del  $C_7^+$  no estuvieron disponibles.

Se realizó la optimización con tres y cuatro etapas de separación, en el caso de tres etapas, se consideran diferentes temperaturas de separación. Debido a que no se tienen disponibles los valores de la densidad y masa molecular de la fracción  $C_7^+$ , se realizó un ejemplo con variación de estos parámetros.

## Ejemplo 4. Optimización con cuatro etapas

En este caso se consideran cuatro etapas de separación para realizar la optimización. Los datos utilizados servirán para todos los ejemplos de optimización, a excepción en los que se indiquen lo contrario.

Gasto de aceite	10,000 bl/día
Presión de yacimiento	4,130 lb/pg <sup>2</sup> abs
Temperatura de yacimiento	174 °F
Presión de soldadura	14,73 lb/pg <sup>2</sup> abs
Temperatura de soldadura	60 °F

Componente	Fracción molar	Componente	Fracción molar
CO <sub>2</sub>	0.0053	Isobutano	0.0087
E <sub>1</sub>	0.0226	n-Butano	0.0205
N <sub>2</sub>	0.0032	Isopentano	0.0070
Propano	0.5949	n-Pentano	0.0115
E <sub>2</sub>	0.0994	n-Hexano	0.0139
Propano	0.0483	Heptano <sup>+</sup> ( $C_7^+$ )	0.1647

Densidad relativa del C <sub>7</sub>	0.8168
Masa molecular del C <sub>7</sub>	185 lbs/lb-mole

Los valores de temperatura en cada etapa se presentan a continuación:

	1ª etapa	2ª etapa	3ª etapa	4ª etapa
Temperatura (°F)	183	140	100	80

Los datos que se utilizan para realizar el análisis económico son:

Periodo de análisis	5 años
---------------------	--------

COSTOS	
Inversión inicial	6,000 Mdls
Costo de explotación	120 dls/MMpie <sup>3</sup>
Transporte del aceite	1 dls/bl
Transporte del gas	1 dls/ MMpie <sup>3</sup>

INGRESOS	
Precio de venta del aceite	14 dls/bl
Precio de venta del gas	1700 dls/ MMpie <sup>3</sup>

TASAS	
Descuento	0.3
Inflación del precio	0.03
Inflación del precio del aceite	0.03
Declinación de la producción	0.01

## Resultados:

	Opt. pre- MRL	Opt. pre- MRC	Opt. pre- MG
Gasto inicial de aceite, bl/día	2,072.8	2,065.9	2,066.1
Gasto inicial de gas, MM pie <sup>3</sup> /día	5.264	5.259	5.259
Valor presente neto, Mdls	17,982.74	18,040.23	18,043.32
Presión óptima en 2ª etapa, lb/pg <sup>2</sup> abs	406	601	503
Presión óptima en 3ª etapa, lb/pg <sup>2</sup> abs	61	108	108
Egresos (5 años), Mdls	2,028.89	2,022.96	2,023.09
Ingresos (5 años), Mdls	26,011.63	26,063.21	26,066.42

En esta tabla se puede observar que es mejor optimizar mediante un criterio económico, aunque no se tenga la mayor recuperación de aceite; dependiendo del volumen de aceite manejado en la batería se verá la mayor conveniencia de optimizar las presiones en base al criterio económico.

	Opt. pre- MRL	Opt. pre- MRC	Opt. pre- MG
Densidad API del aceite	45.47	45.38	45.38
Factor de volumen del aceite	2.6368	2.6408	2.6408
Relación gas aceite, pie <sup>3</sup> /bl	2,539.36	2,545.43	2,545.4
Densidad relativa del gas	0.753	0.754	0.754
Capacidad calorífica del gas, BTU/pie <sup>3</sup>	1,237.06	1,238.44	1,238.5
Potencia para comprimir el gas separado (Hp)	160.74	148.55	150.95

Tradicionalmente se ha manejado que las presiones óptimas de separación corresponden a la mayor producción de aceite, pero esto no es necesariamente cierto, se observa que no corresponde a la menor relación gas-aceite.

### Ejemplo 5. Optimización con tres etapas

Para este caso, se consideraron tres etapas de separación con los siguientes valores de temperatura:

	1ª etapa	2ª etapa	3ª etapa
Temperatura (°F)	183	140	100

Como se tiene un separador menos, la inversión inicial de 5,000 Mds.

### Resultados:

En esta tabla se muestran los valores de la optimización para cada uno de los criterios establecidos:

	1ª etapa	2ª etapa	3ª etapa
Gasto inicial de aceite, bl/día	2,010.14	2,003.30	1,926.47
Gasto inicial de gas, MM pie <sup>3</sup> /día	5.22	5.22	5.17
Valor presente neto, Mds	18,486.19	18,599.33	18,742.05
Presión óptima en 2ª etapa, lb/pg <sup>2</sup> abs	210	308	992
Egresos (5 años), Mds	1,974.70	1,968.87	1,902.74
Ingresos (5 años), Mds	25,460.90	25,568.20	25,644.79

Los valores de las propiedades PVT se muestran en la siguiente tabla:

<b>Densidad API del aceite</b>	44.75	44.67	43.79
<b>Factor de volumen del aceite</b>	2.6766	2.6809	2.7344
<b>Relación gas aceite, pie<sup>3</sup>/bl</b>	2,598.11	2,604.49	2,681.99
<b>Densidad relativa del gas</b>	0.763	0.764	0.777
<b>Capacidad calorífica del gas, BTU/pie<sup>3</sup></b>	1,252.35	1,253.90	1,274.94
<b>Potencia para comprimir el gas separado (Hp)</b>	221.87	197.87	276.32

Al realizar una comparación entre la separación entre tres y cuatro etapas, con los mismos datos, se puede observar que al separar en tres etapas se requiere mayor potencia para comprimir el gas separado y se tiene menor cantidad de aceite, por lo que tal vez se pensaría que habría que separar en cuatro etapas, pero al analizar con el criterio propuesto en esta tesis, de Máxima ganancia, se determina que las producciones adicionales no alcanzan a pagar el costo de otro separador, por lo que se concluye que económicamente conviene separar en tres etapas.

#### **Ejemplo 6. Optimización con tres etapas y diferentes temperaturas.**

En este trabajo se considera la temperatura fija en cada una de las etapas independientemente de la presión considerada en la realidad esto no ocurre, ya que hay variaciones en la temperatura relacionadas con la variación de presión; aparentemente esto es más importante cuando se trata de aceites ligeros.



Con el propósito de observar la importancia que tiene el considerar la temperatura para cada etapa, con los datos del ejemplo anterior, se realiza otra corrida con diferentes temperaturas en las etapas de separación:

	1ª etapa	2ª etapa	3ª etapa
	150	100	80

### Resultados:

La optimización en base a cada criterio se presenta en la siguiente tabla:

<b>Gasto inicial de aceite, bl/día</b>	2,058.96	2,030.80	1,934.40
<b>Gasto inicial de gas, MM pie<sup>3</sup>/día</b>	5.24	5.22	5.16
<b>Valor presente neto, Mdls</b>	18,930.44	19,093.366	19,107.79
<b>Presión óptima en 2ª etapa, lb/pg<sup>2</sup> abs</b>	112	308	992
<b>Egresos (5 años), Mdls</b>	2,019.96	1,995.86	1,912.85
<b>Ingresos (5 años), Mdls</b>	25,950.40	26,089.22	26,020.62

Los valores de las propiedades PVT, se presentan en la siguiente tabla, para cada criterio de optimización.

	Opt. por MRE	Opt. por MRE	Opt. por MRE
Densidad API del aceite	45.211	44.89	43.809
Factor de volumen del aceite	2.6391	2.6574	2.7241
Relación gas aceite, pie <sup>3</sup> /bl	2,546.095	2,572.837	2,669.291
Densidad relativa del gas	0.7511	0.7557	0.7728
Capacidad calorífica del gas, BTU/pie <sup>3</sup>	1,236.304	1,243.729	1,270.612
Potencia para comprimir el gas separado (Hp)	257.048	213.933	324.11

Comparando con el ejemplo anterior se puede observar que la presión óptima para la Máxima recuperación de líquidos cambió, y se tiene una mayor densidad API, además para el criterio de Mínimos requerimientos de compresión se requiere mayor potencia; para la Maximización de la ganancia, se observa que el valor presente neto se incrementó; para obtener valores más confiables se recomienda el cálculo de la temperatura para cada presión probada al realizar la optimización.

#### Ejemplo 7. Optimización con tres etapas y diferentes valores de la caracterización del C<sub>7</sub><sup>+</sup>

Para observar la importancia de caracterizar adecuadamente la fracción pesada, se mostrará la variación de los resultados cuando se cambian los valores de la densidad y masa molecular de la fracción pesada.

Densidad de la fracción pesada	0.8859
Masa molecular de la fracción pesada	263 lbs/lb-mole

## Resultados:

	Opti <sup>3</sup> pre- MRC	Opti <sup>3</sup> pre- MRC	Opti <sup>3</sup> pre- MG
Gasto inicial de aceite, bl/día	2,070.25	2,035.77	2,058.04
Gasto inicial de gas, MM pie <sup>3</sup> /día	4.11	4.10	4.10
Valor presente neto, Mdls	19,073.68	19,052.83	19,139.6
Presión óptima en 2ª etapa, lb/pg <sup>2</sup> abs	112.43	307.88	210.16
Egresos (5 años), Mdls	1,972.15	1,942.24	1,961.6
Ingresos (5 años), Mdls	26,045.83	25,995.07	26,101.20

	Opti <sup>3</sup> pre- MRL	Opti <sup>3</sup> pre- MRC	Opti <sup>3</sup> pre- MG
Densidad API del aceite	31.43	31.09	31.31
Factor de volumen del aceite	2.0266	2.04	2.0312
Relación gas aceite, pie <sup>3</sup> /bl	1,983.36	2,005.19	1,990.96
Densidad relativa del gas	0.748	0.753	0.749
Capacidad calorífica del gas, BTU/pie <sup>3</sup>	1,232.31	1,241.5	1,235.45
Potencia para comprimir el gas separado (Hp)	178.35	155.92	161.74

Aunque no se tiene gran diferencia entre las cantidades de aceite y gas producidas, se observa una gran variación entre la densidad del aceite y por consecuencia en los parámetros en donde influye directamente la densidad.

Con esto se demuestra lo importante que es caracterizar la fracción pesada.

## CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

### CONCLUSIONES

El procedimiento numérico desarrollado y aplicado para el cálculo automático de las presiones óptimas de separación proporciona resultados satisfactorios y elimina la técnica convencional que requiere el criterio del analista y el uso de gráficos.

El criterio propuesto en este trabajo, para la estimación de las presiones óptimas de separación, denominado "Maximización de la ganancia" supera las técnicas convencionales establecidas, ya que sus resultados conllevan a la selección de la opción más rentable.

Los procedimientos matemáticos programados en Opti\_pre, fueron validados con pruebas de escritorio, mediante la comparación con programas comerciales y con resultados reportados en la literatura técnica.

A partir del análisis de los resultados proporcionados por Opti\_pre para la estimación de las propiedades PVT, mediante la ecuación de estado de Peng - Robinson y con la correlación de Standing, se concluye que los valores calculados se aproximan a medida que las presiones de separación tienden a ser bajas, pero difieren considerablemente conforme se incrementa la presión de separación.

El programa Opti\_pre, diseñado para optimizar las presiones de separación gas - aceite, resultó amigable, ya que está programado en Visual Basic (ambiente Windows), y tiene la característica de permitir el visualizar la comparación entre los tres criterios de optimización, además de proporcionar las simulaciones tanto en archivos como en papel.

## RECOMENDACIONES

Se recomienda usar datos confiables de campo y análisis PVT o composicionales para que los resultados obtenidos a través de programas de simulación como el Opti\_pre, sean factibles de proponer alternativas adecuadas de optimización.

Para el uso totalmente confiable de la ecuación de estado, para cada mezcla a estudiar, se recomienda ajustar algunos parámetros de la ecuación de estado en base a un análisis PVT, pero de preferencia un análisis composicional.

Al realizar la optimización, con la finalidad de obtener resultados más precisos, se recomienda introducir un procedimiento para el cálculo de las temperaturas en las etapas de separación de acuerdo a la presión que se asigne a la etapa.

Es importante considerar que para algunos yacimientos la composición de los fluidos producidos cambia durante el tiempo de producción, lo cual debe tomarse en consideración para la estimación adecuada de las presiones de separación.

Se propone como líneas de trabajo para mejorar el procedimiento automatizado incluir en el programa Opti\_pre:

- Caracterización de la fracción pesada en componentes más ligeros y su posterior reagrupación en pseudo componentes.
- Cálculo de las temperaturas en las etapas de acuerdo a la presión que se esté probando.
- Ajuste automático de la ecuación de estado a la mezcla en estudio.

## **BIBLIOGRAFÍA**

1. Amyx, J., "Petroleum Reservoir Engineering", Mc Graw-Hill, USA, 1984.
2. Tarek Ahmed, "Hydrocarbon Phase Behavior"; Gulf Publishing Company; Houston Texas; 1989.
3. Nolasco Martínez, Eloy; Martini Salinas, José Luis. "Optimización de las Condiciones De Operación En Sistemas De Separación Gas-Aceite". Rev. Ing. Petrolera; Junio De 1980.
4. Apuntes de Manejo de Hidrocarburos, Facultad de Ingeniería, UNAM.
5. Apuntes de Físicoquímica, Facultad de Ingeniería, UNAM.
6. Peng, Dind-Yu and Robinson, D. B., "A New Two-Constant Equation Of State", Ind. Eng. Chem., Fundam., Vol. 15, N° 1, 1976.
7. Reséndiz López, Fernando, Nolasco Martínez, Jesús Eloy, "Evaluación económica y análisis de sensibilidad de sistemas de separación a baja temperatura para yacimientos de gas y condensados", Rev. Ingeniería Petrolera, Octubre, 1989.
8. Standing, M.B. "A Set Of Equations For Computing Equilibrium Ratios Of A Crude Oil / Natural Gas System At Pressures Below 1,000 Psia", September 1979, JPT
9. Laudeman Scott K., "COPES, Gas-Oil Separator Flash Calculations", SPE Microcomp News.

10. Data Book Engineering, Natural Gas Processors Suppliers Association, 1974.
11. Ken Arnold, Maurice Stewart Jr., "Designin Oil And Gas Production Systems. How To Choose A Process", World Oil, June 1985, p. 135-140.
12. Creus Solé Antonio, "Simulación de procesos con PC", Colección Productiva, Marcombo Boixareu Editores, España, 1989.
13. Newnan, Donald G., "Análisis económico de ingeniería", Mc Graw - Hill, México, 1984.
14. Baca Urbina G., "Evaluación de proyectos, análisis y administración del riesgo", Mc Graw Hill, México, 1990.
15. Armitano Orlando, Edelman Jorge, García Palomares Ubaldo, "Programación no lineal", Limusa, México, 1985.
16. Martini Salinas José Luis, "Simulación y optimización de las condiciones de operación en sistemas de separación gas - aceite, utilizados en la explotación del petróleo", Tesis Licenciatura, Universidad Michoacana de San Nicolás de Hidalgo, 1981.
17. Carrillo Hernández Mario, Juárez Becerra Benito, "Optimización de la presión de separación en etapas para mínimos requerimientos de compresión de gas", Tesis Licenciatura, UNAM, 1990.
18. González Vázquez Marcela Amalia, "Selección del Sistema Artificial para el campo Ku de aceite pesado de la región marina", Tesis Licenciatura, UNAM, 1990.