



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA
DE MEXICO

15
2EJ

FACULTAD DE INGENIERIA

COMPARACION DE METODOS DE ESTABILIZACION
DE ACEITE CRUDO MEDIANTE SIMULACION
COMPOSICIONAL

FALLA DE ORIGEN

T E S I S

QUE PARA OBTENER EL TITULO DE:
INGENIERO PETROLERO
PRESENTAN:
JOSE GERARDO HERNANDEZ ROJAS
LUIS BENITO CABELLO MARTINEZ



DIRECTOR DE TESIS:
M. I. JOSE ANGEL GOMEZ CABRERA.

MEXICO, D. F.

1998

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN



Universidad Nacional
Autónoma de México

Dirección General de Bibliotecas de la UNAM

Biblioteca Central



UNAM – Dirección General de Bibliotecas
Tesis Digitales
Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS ©
PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

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

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

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO
FACULTAD DE INGENIERIA
DIVISION DE INGENIERIA EN CIENCIAS DE LA TIERRA

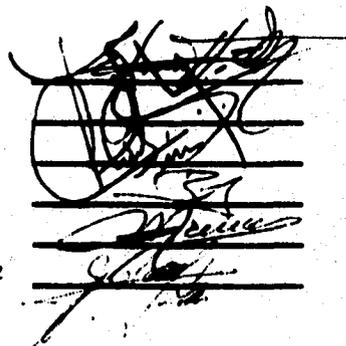
**" COMPARACION DE METODOS DE ESTABILIZACION DE ACEITE
CRUDO MEDIANTE SIMULACION COMPOSICIONAL "**

REALIZADA POR:
JOSE GERARDO HERNANDEZ ROJAS
LUIS BENTO CABELLO MARTINEZ

DIRECTOR DE TESIS:
M. I. JOSE ANGEL GOMEZ CABRERA

JURADO:

Presidente: Ing. Eduardo G. Loreto Mendoza
Vocal: M.I. José Angel Gómez Cabrera
Secretario: M.I. Raúl León Ventura
Primer Suplente: M.I. Rafael Rodríguez Nieto
Segundo Suplente: Ing. Salvador Macías Herrera
Invitado Especial: Ing. Juan de la Cruz Clavel López



CIUDAD UNIVERSITARIA, ENERO DE 1995.



UNIVERSIDAD NACIONAL
AUTÓNOMA DE MÉXICO

FACULTAD DE INGENIERIA

DIRECCION

60-I-071

SR. LUIS BENITO CABELLO MARTINEZ
Presente

En atención a su solicitud, me es grato hacer de su conocimiento el tema que propuso el profesor M. en I. José Angel Gómez Cabrera, y que aprobó esta Dirección, para que lo desarrolle usted como tesis de su examen profesional de Ingeniero Petrolero:

**COMPARACION DE METODOS DE ESTABILIZACION DE ACEITE CRUDO
MEDIANTE SIMULACION COMPOSICIONAL**

- I INTRODUCCION
- I ESPECIFICACIONES DE LOS HIDROCARBUOS RELACIONADAS
CON LA ESTABILIZACION DE ACEITE CRUDO
- II FUNDAMENTOS DE LA SEPARACION GAS-LIQUIDO
- III DESCRIPCION, SIMULACION COMPOSICIONAL Y COMPARACION
DE METODOS PARA LA ESTABILIZACION DE ACEITE CRUDO
- IV CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES
- REFERENCIAS

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 8 de diciembre de 1994

EL DIRECTOR


ING. JOSE MANUEL COVARRUBIAS SOLIS

JMCS'EGLM'gtg

gt



UNIVERSIDAD NACIONAL
AUTONOMA DE MEXICO

SR. JOSE GERARDO HERNANDEZ ROJAS
Presente

En atención a su solicitud, me es grato hacer de su conocimiento el tema que propuso el profesor M. en I. José Angel Gómez Cabrera, y que aprobó esta Dirección, para que lo desarrolle usted como tesis de su examen profesional de Ingeniero Petrolero:

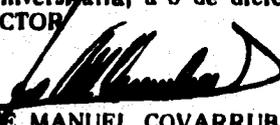
**COMPARACION DE METODOS DE ESTABILIZACION DE ACEITE CRUDO
MEDIANTE SIMULACION COMPOSICIONAL**

- INTRODUCCION**
- I ESPECIFICACIONES DE LOS HIDROCARBUROS RELACIONADAS
CON LA ESTABILIZACION DE ACEITE CRUDO**
 - II FUNDAMENTOS DE LA SEPARACION GAS-LIQUIDO**
 - III DESCRIPCION, SIMULACION COMPOSICIONAL Y COMPARACION
DE METODOS PARA LA ESTABILIZACION DE ACEITE CRUDO**
 - IV CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES
REFERENCIAS**

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 8 de diciembre de 1994
EL DIRECTOR


ING. JOSE MANUEL COVARRUBIAS SOLIS

JMCS'EGLM'rtg

AGRADECIMIENTOS

Al M.I. José Angel Gómez Cabrera y al Ing. Adán Rodríguez Covarrubias, de la Subgerencia de Sistemas de Producción y Manejo de Hidrocarburos de Pemex Exploración Producción, por su asesoría, revisión y comentarios que enriquecieron el contenido de este trabajo.

En particular al Ing. Juan de la Cruz Clavel López, por ser una persona excepcional y quien tuvo una participación fundamental, así como un gran interés en la realización de este trabajo. Para quien trabaja bajo la mística de "No imitar, sino analizar a fondo para ser ingenieros de excelencia y contribuir en el desarrollo de México". Gracias por tu apoyo y por la confianza brindada, pero sobre todo por tu incalculable amistad.

A los ingenieros : Ana Bertha González Moreno, Carlos Lechuga Aguilera, Edgar Blásquez González, Felipe García Eguiluz, Jorge Velázquez Santeliz, René González Fernández y Ma. Teresa Plaza Castro, al dibujante Andrés Figueras Méndez, del Instituto Mexicano del Petróleo por su colaboración, apoyo y compañerismo en la realización del presente trabajo.

A la Universidad Nacional Autónoma de México : muy en especial a la Facultad de Ingeniería por albergarnos en estos últimos años, en los cuales se nos ha preparado para ser profesionales comprometidos con el desarrollo de México. A los profesores por su indeleble labor dentro y fuera de las aulas y a nuestros condiscípulos con quienes compartimos momentos agradables de estudio, de trabajo y de esparcimiento, pero realmente por un compañerismo desinteresado.

A mis Padres :

María Luisa y Alberto, quienes al brindarme la vida me dieron la maravillosa oportunidad de poder estudiar y culminar la carrera de Ing. Petrolero, la cual es concretada con este trabajo.

A mis Hermanos :

Quienes durante toda la vida me han dado su apoyo tanto en lo moral, emocional y familiar para que mi objetivo e ilusión de terminar esta carrera no se viera truncado. En agradecimiento a Meche, Lázaro, Carmela, Arturo, Oralia, Felipe, Gloria, Araceli y Verónica.

A mis abuelos :

A mi abuelita Gregorie. Y en memoria a mis abuelos Procopio, Felipe y Mercedes.

A Gerardo :

Compañero de carrera y de Tesis, la cual sin su apoyo y entusiasmo no hubiera sido realizada.

A toda mi Familia y amigos.

Gracias de antemano

BENITO

A mis Padres :

Guadalupe Hernández e Irene Rojas, para quienes sus hijos son la esencia de su vida, su dicha. Quienes consideran que su esfuerzo y sacrificio no ha sido infructuoso.

A ustedes que además de una vida confortable nos han proporcionado algo más importante : su amor, su ternura, e inolvidables momentos de felicidad, y nos han hecho sentir sus deseos de superación, su firmeza, su humildad, pero sobre todo a sentirse comprometidos con sus objetivos y conservar joven el espíritu.

A quienes la ilusión de su existencia ha sido vemos convertidos en personas de provecho. Para ellos nuestros logros, tengo la fortuna de ser su hijo.

A quienes solo me resta decir gracias hoy y siempre.
LOS AMO.

A mis Hermanos :

Bety, Mary y Arturo : con quienes he tenido la dicha de compartir mi vida, los momentos más agradables y los más difíciles. A ustedes que han soportado mi conducta a veces hostil, a ustedes que me han apoyado, por su confianza, por su ejemplo. Tengo la suerte de que sean algo más que mis amigos, son mis hermanos.

A mis abuelos :

José, Juana, Juan y Natividad . por el apoyo que siempre le han proporcionado a mis padres, pero sobre todo por el cariño que siempre nos han brindado.

A Benito :

Con quien tuve el gusto de realizar esta Tesis, por su dedicación y apoyo. Te deseo la mejor.

A mis amigos :

Afonso, Hector, Lola, Mauricio y Sonia : por nuestra enorme amistad, sincera, leal y desinteresada, por la ventura de habernos conocido. A la familia Hernández Palma por su cariño. Y a todos mis familiares.

Por todo esto Gracias

GERARDO

INDICE

	pág.
INTRODUCCION	1
CAPITULO 1	
1. ESPECIFICACIONES DE LOS HIDROCARBUROS RELACIONADAS CON LA ESTABILIZACION DE ACEITE CRUDO.	3
1.1 GAS NATURAL.	4
1.2 PETROLEO CRUDO.	5
1.3 ASPECTOS AMBIENTALES.	9
CAPITULO 2	
2. FUNDAMENTOS DE LA SEPARACION GAS - LIQUIDO.	17
2.1 SEPARACION GAS - LIQUIDO.	17
2.1.1 Alta eficiencia en la separación del aceite y gas.	18
2.1.2 Mayores ritmos de producción.	18
2.1.3 Mayor recuperación de hidrocarburos líquidos.	18
2.1.4 Menores costos por compresión del gas.	19
2.1.5 Aceite y gas estabilizados.	19
2.2 EQUILIBRIO VAPOR - LIQUIDO.	21
2.2.1 Cálculos flash.	23
2.2.2 Cálculo de las constantes de equilibrio.	25
2.2.3 Sistema de separación en etapas.	26
2.3 TIPOS DE SEPARADORES.	30
2.3.1 Separador horizontal.	34
2.3.2 Separador vertical.	35
2.3.3 Separador esférico.	35
2.4 INTERNOS DE LOS SEPARADORES.	36
2.4.1 Placas desviadoras.	37
2.4.2 Rompe olas.	37
2.4.3 Placas desespumantes.	37

	pág.
2.4.4 Rompedor de torbellinos.	39
2.4.5 Extractor de niebla.	39
2.5 TIEMPO DE RESIDENCIA Y CAPACIDAD DE SEPARACION.	41
2.5.1 Tiempo de residencia.	41
2.5.2 Capacidad de separación.	43
CAPITULO 3	
3. DESCRIPCION, SIMULACION COMPOSICIONAL Y COMPARACION DE METODOS PARA LA ESTABILIZACION DE ACEITE CRUDO.	47
3.1 SEPARACION MULTITAPA.	50
3.1.1 Descripción del manejo de la producción.	50
3.1.2 Análisis económico.	57
3.2 SEPARACION MULTITAPA CON ESTABILIZACION ELEVADA.	63
3.2.1 Descripción del manejo de la producción.	64
3.2.2 Análisis económico.	64
3.3 ESTABILIZACION ELEVADA CON TRANSFERENCIA DE CALOR	76
3.3.1 Descripción del manejo de la producción.	76
3.3.2 Análisis económico.	83
3.4 ESTABILIZACION ELEVADA CON PRESION DE VACIO.	89
3.4.1 Descripción del manejo de la producción.	90
3.4.2 Análisis económico.	96
3.5 ESTABILIZACION CON UNIDAD TIPO TORRE.	101
3.5.1 Descripción del manejo de la producción	102
3.5.2 Análisis económico.	108
3.6 EVALUACION DE LOS METODOS DE ESTABILIZACION DE ACEITE CRUDO ANALIZADOS.	114
CAPITULO 4	
4. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES.	118
REFERENCIAS	120

INTRODUCCION

La estabilización del petróleo crudo en México, ha sido un tema al cual tradicionalmente no se le ha dado la importancia que merece, ya que las regulaciones gubernamentales, así lo han permitido. En la operación de las instalaciones superficiales de producción, a lo más que se ha llegado para estabilizar las corrientes de crudo producido, es a la separación multietapa y a una etapa de separación elevada adicional, a una presión relativamente baja (cercana a la presión atmosférica), permitiendo que en los tanques de almacenamiento se presenten emisiones de vapores contaminantes.

El diseño de los sistemas de separación, requiere previamente de las especificaciones de los productos deseados, los cuales preceden la firma de los contratos de venta actuales. Al cumplir con las especificaciones del petróleo crudo se pueden obtener beneficios tales como un volumen adicional de gas rico en condensados (muy apreciado en la industria petroquímica), además de poder almacenar y transportar un producto que al no desprender gas es más seguro y no contamina.

Entre las principales especificaciones del petróleo crudo para su comercialización se encuentran: la densidad API ($^{\circ}$ API), ya que en el mercado se prefieren los crudos ligeros por lo que se debe de tratar de obtener una mayor densidad API (menor densidad relativa) tan alta como sea posible; Presión de Vapor Reid (PVR), a fin de que el aceite no experimente pérdidas sustanciales por evaporación durante su almacenamiento al manejarse a condiciones superficiales, se tiene que ajustar su presión de vapor de modo que sea menor que la atmosférica a la temperatura máxima esperada. Para eliminar la evaporación de los componentes volátiles en el crudo se busca que el valor de PVR sea menor de 12 psia., actualmente el valor contratado de PVR para la

venta de petróleo crudo interorganismos de PEMEX que debe obtenerse es de 6.5 pels.

De los métodos para la estabilización del petróleo crudo existentes en la literatura especializada, se analizan: la separación multietapa, separación multietapa con estabilización elevada y estabilización con torre (estabilizador de platos); de los métodos propuestos, se presenta la estabilización con transferencia de calor (aprovechando el calor del gas comprimido) y la estabilización con presión de vacío.

El análisis se realizó para un aceite superligero (56 °API) de un yacimiento de gas y condensado. Se consideró para todos los métodos analizados la misma corriente de alimentación y que no se integra la producción de otros pozos durante el proceso de estabilización, con la finalidad de evaluar y seleccionar los métodos más adecuados y que cumplan las especificaciones requeridas. El horizonte del proyecto tiene una duración de 10 años y se considera una declinación anual en la producción de 5.54 %.

Para obtener el balance de masa con los distintos métodos antes mencionados se utilizaron los simuladores de comportamiento de fases y proceso "CMG-PROP" y "HISYM".

En la evaluación económica, se determinó para cada método el valor presente de la inversión requerida (VPI), el comportamiento de los ingresos y los egresos por operación y mantenimiento de las instalaciones, el valor presente neto (VPN), la tasa interna de retorno (TIR), el tiempo de recuperación de la inversión (Tri), el índice de utilidad de la inversión (VPN / VPI), y la relación costo beneficio ($VPN / \text{costo total}$).

Por último se presentan los resultados y conclusiones obtenidas del trabajo por medio de tablas y gráficas comparativas de flujos y beneficios económicos para cada uno de los métodos.

CAPITULO 1

ESPECIFICACIONES DE LOS HIDROCARBUROS RELACIONADAS CON LA ESTABILIZACION DE ACEITE CRUDO

El diseño de los sistemas de separación, requiere previamente de las especificaciones para los productos deseados, las cuales preceden la firma de los contratos de venta actuales⁽¹⁾. Por esto se requiere de elementos de juicio basados en proyecciones de mercado, factores económicos y otros. Estos criterios juegan un papel clave en el diseño óptimo, el cual se busca muy a menudo pero muy pocas veces se logra.

En este Capítulo se mencionarán los diferentes parámetros y sus efectos en las especificaciones del producto durante las etapas tempranas de la planeación, ya que éste es uno de los elementos a considerar para el desarrollo de los proyectos de separación y estabilización de hidrocarburos, los cuales son poco usados y en ocasiones ni siquiera se toman en cuenta; ya que la mayoría de los ingenieros no optimizan el diseño de las instalaciones, por lo que posteriormente tienen que invertir una gran cantidad de tiempo y dinero para corregir el diseño original.

Aunque la predicción de mercado para un producto específico no puede hacerse con absoluta certeza, existen algunas tendencias que pueden ser tomadas como una base aceptable para ciertas decisiones en la planeación del proceso. Estas consideraciones están más allá de la responsabilidad usual de los ingenieros involucrados en el diseño, pero es esencial que sean tomadas en cuenta en la planeación de la explotación de los campos. La demanda futura y precio del producto primeramente fijan los procesos de entre los cuales se hará la selección y segundo gobiernan la forma en la cual deberá llevarse a cabo cualquiera de estos procesos.

*Referencias al final

A continuación se resumen los criterios de calidad relacionados con el proceso de estabilización del aceite crudo.

1.1 GAS NATURAL⁽¹⁾.

Capacidad calorífica (valor de calentamiento).- Puede ser expresado como un valor calorífico neto o bruto por unidad de peso o de volumen de gas o en "therms" unidad de medición. Cuando el gas contiene elementos no combustibles como el nitrógeno y bióxido de carbono, se pueden aplicar algunos factores para limitar estas cantidades en beneficio del producto.

Contenido de sulfuros.- Limita el contenido de compuestos de sulfuros para prevenir la corrosión y malos olores cuando el gas se quemado.

Temperatura máxima.- Esta temperatura debe ser especificada en el punto de transferencia. Y es a menudo de 49 °C (120 °F).

Contenido de agua (Punto de Rocío).- Se establecerá como la masa de agua por unidad de volumen de gas o como la temperatura del punto de rocío del agua máxima permitida para la presión especificada.

Punto de Rocío de los Hidrocarburos.- Actualmente se especifica en algunos contratos que el gas debe estar libre de líquidos, sólidos, impurezas, resinas y principales constituyentes de las mismas. De acuerdo con esto se fija la temperatura máxima del punto de rocío para una presión dada.

El gas deberá ser producido en su estado natural, lo que significa que el gas deberá reunir solamente las especificaciones arriba mencionadas, las no incluidas no alteran substancialmente el contenido de hidrocarburos.

1.2 PETROLEO CRUDO.

Los líquidos resultantes del proceso de separación, son una mezcla cuya composición se obtiene mediante la realización de una separación instantánea (flash). Los beneficios que se obtienen al cumplir con las especificaciones son: obtener un volumen adicional de gas rico en condensados (muy apreciado por la industria petroquímica), además de poder almacenar o transportar un producto que al no desprender gas es más seguro y no contamina. Estas especificaciones son:

Densidad API.- En el mercado se prefieren los crudo ligeros, por consiguiente se tratará de alcanzar un grado API tan alto como sea posible, ya que lo que se busca es dejar en el aceite la mayor cantidad de componentes ligeros. Se puede atribuir al crudo un valor comercial adicional, por cada grado API que se logra aumentar.

Presión de Vapor.- A fin de que el aceite no experimente pérdidas sustanciales por evaporación durante su almacenamiento, al ser manejado a condiciones superficiales en las refinerías o al cargar los buques-tanque para su exportación, es necesario estabilizarlo previamente. Esto se logra ajustando la presión de vapor de modo que sea menor que la atmosférica a la temperatura máxima esperada. El grado de estabilización de un líquido se acostumbra expresar mediante su presión de vapor Reid (PVR). Esta presión no es la presión de vapor verdadera (PVV) que es la que ejerce sobre un líquido su vapor, en condiciones de equilibrio a una temperatura dada.

Presión de Vapor Reid.- Una presión de vapor elevada acarreará pérdidas posteriores de componentes volátiles durante su almacenamiento o en el buque tanque, además debido a que los gases liberados por un crudo mal estabilizado son más pesados que el aire ($\rho_g > 1$), son más difíciles de dispersar y pueden generar riesgos de explosión⁽²⁾. Para eliminar la evaporación de los componentes volátiles en el crudo, se busca que el valor de especificación de la PVR sea de 8 -12 psia, en función de la temperatura del lugar de producción,

del lugar de entrega y del rumbo de transporte⁽³⁾. Se considera entonces que una PVR menor a 12 psia es la de un aceite estable y mayor a este valor será un aceite inestable⁽⁴⁾. Actualmente el valor de PVR que debe tratar de obtenerse es de 6.5 psia, debido a que es una de las especificaciones pactadas para la venta de petróleo crudo en México.

La PVR se obtiene mediante un procedimiento estándar en el cual se utiliza una botella metálica especial, y se determina bajo condiciones controladas a 100°F. Debido a las características de la botella empleada para medir la PVR de un cierto aceite, la lectura que se obtiene siempre es ligeramente menor que su PVV. Es importante señalar que el diseño de los sistemas de separación gas aceite depende en gran medida de la presión de vapor máxima que se fije durante las bases de diseño, así como de la composición de los fluidos producidos y de su temperatura al llegar a la central de recolección.

Contenido de H₂S - cuando el fluido del pozo contiene ácido sulfhídrico (H₂S), se debe de tomar en cuenta durante el tratamiento de estabilización y además considerarse como una importante obligación adicional, el bajar el contenido de H₂S del crudo almacenado, hasta un cierto valor que no represente ningún peligro para la seguridad de las personas y provoque problemas de corrosión.

En general este valor se fija en el rango de 60 a 80 ppm, siendo 10 ppm el valor mínimo posible. La presencia de H₂S en la mezcla proveniente del pozo es de suma importancia ya que según este valor y la especificación deseada para el crudo a estabilizar se imponen ciertos procesos de estabilización. Además, puede limitar la recuperación del crudo cuando el valor de especificación de H₂S requiere que se prosiga con la estabilización más de lo necesario para cumplir a su vez con la especificación de presión de vapor.

Contenido de Sales y Agua - los tratamientos de desalación-deshidratación que acompañan a la estabilización del crudo requieren, que el proceso de desalación sea colocado corriente arriba para evitar riesgos de deposición de sales en los rehervidores y las bandejas o platos de la columna de

estabilización. Además se fija como límite máximo 30 lb/1000 bl de aceite en promedio. Adicionalmente el contenido de agua y sedimento tendrá como límite máximo 0.5 % en volumen.

Si el petróleo crudo vendido tuviera un contenido de agua y sedimento mayor al 0.5 %, el Vendedor debe compensar al Comprador, los gastos de manejo del exceso de agua y sedimento.

Para efectuar la valoración de los aceites crudos, se realizan los procedimientos ASTM que a continuación se señalan:

DETERMINACION	METODO
GRADOS API a 60 °F	ASTM-D-287
PESO ESPECIFICO 20/4 °C	ASTM-D-1298
PESO ESPECIFICO 60/60 °C	ASTM-D-1298
AGUA POR DESTILACION	ASTM-D-4006
SAL lbs/1000 bl de aceite	ASTM-D-22
VISCOSIDAD S.S.U. a 37.8 °C	ASTM-D-88
AZUFRE % EN PESO (RAYOS X)	ASTM-D-4284
PRESIÓN DE VAPOR REID (PSIA)	ASTM-D-323
TEMPERATURA DE ESCURRIMIENTO °C	ASTM-D-97
SED. POR EXTRACCIÓN % EN VOL.	ASTM-D-472

México produce petróleo crudo de diversas calidades y densidad relativa la cual varía a partir de 11 °API, de los cuales los denominados como Istmo, Maya y Olmeca satisfacen las especificaciones de calidad de los crudos internacionales destinados a exportación. La producción diaria de crudo que se obtuvo en promedio durante 1993, fue de 2'673,000 BPD, en la producción por tipo de crudo tenemos⁽⁵⁾: Istmo 35 %, Maya 49 %, Olmeca 16 % y la producción por región fue: Marina 73 %, Sur 23 % y Norte 4 %. Pemex Exploración y Producción contribuyó con el 92 % del flujo de efectivo total obtenido por

Pemex. Los ingresos provienen de las exportaciones de petróleo crudo y ventas a otros organismos subsidiarios. El promedio de volumen de crudo exportado durante el año fue de 1'345,000 BPD, y la distribución por tipo de crudo fue la siguiente: Istmo 20 %, Maya 64 % y Olmeca 16 %. El precio ponderado del petróleo crudo exportado por Pemex fue de 13.19 dólares por barril. A continuación se mencionan las especificaciones para su venta.

LIGERO

°API	32 - 38 °
AGUA Y SEDIMENTOS % EN VOL.	0.5 máx.
AZUFRE % DEL PESO.	1.5 máx.
PRESIÓN DE VAPOR REID (PVR) psia.	6.5 máx.
SALINIDAD (lbs/1000 bls)	30.0 máx.

PESADO TIPO MAYA

°API	22 - 23 °
AGUA Y SEDIMENTOS % EN VOL.	0.5 máx.
AZUFRE % DEL PESO.	3.5 máx.
PRESIÓN DE VAPOR REID (PVR) psia.	6.5 máx.
SALINIDAD (lbs/1000 bls)	30.0 máx.

OLMECA

°API	38 ° mín.
AGUA Y SEDIMENTOS % EN VOL.	0.5 máx.
AZUFRE % DEL PESO.	0.9 máx.
PRESIÓN DE VAPOR REID (PVR) psia.	6.5 máx.
SALINIDAD (lbs/1000 bls)	30.0 máx.

ISTMO

°API	33 ° mín.
AGUA Y SEDIMENTOS % EN VOL.	0.5 máx.
AZUFRE % DEL PESO.	2.0 máx.
PRESIÓN DE VAPOR REID (PVR) psia.	6.5 máx.
SALINIDAD (lbs/1000 bls)	30.0 máx.

MAYA

API	21.5 min.
AGUA Y SEDIMENTOS % EN VOL.	0.5 máx.
AZUFRE % DEL PESO.	3.5 máx.
PRESIÓN DE VAPOR REID (PVR) psia.	6.5 máx.
SALINIDAD (lbs/1000 bls)	30.0 máx.

1.3 ASPECTOS AMBIENTALES

Hoy día el cuidado del medio ambiente se ha convertido en un aspecto de suma importancia dentro de toda la actividad industrial a nivel mundial, al grado que todo proceso de transformación se está reglamentando. Es por esto que deseamos mencionar algunos aspectos sobre cuidado ambiental involucrados exclusivamente durante el proceso de estabilización y almacenaje de aceite crudo, ya que como se sabe, una de las industrias más frecuentemente responsabilizada de provocar deterioros e incluso catástrofes ecológicas debido a los accidentes que se suceden, es la industria de extracción, procesamiento y transporte del petróleo.

El deterioro de la calidad ambiental que se inició cuando por primera vez el hombre se reunió en aldeas y utilizó el fuego, ha existido como problema bajo el impacto cada vez más creciente de la población, aumentando exponencialmente con la sociedad industrializada. La contaminación ambiental del aire, el agua, el suelo y el alimento se ha convertido en una amenaza para la continuación en la existencia de muchas especies de plantas y animales del ecosistema y puede llegar a poner en peligro la propia supervivencia de la raza humana.

Es evidente que la civilización seguirá necesitando cantidades crecientes de combustibles, transporte, sustancias químicas industriales, abonos y otros muchos productos que continuarán produciendo productos de desecho variados.

En sentido estricto, los hidrocarburos son compuestos cuyas moléculas contienen exclusivamente carbono e hidrógeno. Como la volatilidad de estos compuestos disminuye al crecer el peso molecular, cabe esperar que solamente los hidrocarburos más ligeros de C_1 - C_4 , contribuyan significativamente a la contaminación del aire. Aunque los hidrocarburos más pesados exceden en cantidad a los demás, sin embargo, los contaminantes más peligrosos para la respiración y carácter ambiental general, son algunos de los contaminantes menos comunes y presentes en cantidades más pequeñas.

Ciertamente la estimación y la evaluación de contaminantes orgánicos en la atmósfera constituye una cuestión extremadamente complicada. Mientras que se ha probado por medio de estadísticas que gases como el metano e incluso algunos de sus homólogos superiores, no producen enfermedades, se ha comprobado en cambio que muchos compuestos orgánicos junto con ciertos hidrocarburos aromáticos son agentes que contribuyen a la aparición de enfermedades como enfisema y cáncer de pulmón⁽⁶⁾.

En México la Institución encargada de regular los aspectos ecológicos es la Secretaría de Desarrollo Social (SEDESOL), y a nivel internacional la Institución que ha emitido la mayor cantidad de normas ambientales, aplicadas a la industria petrolera y que han sido adoptadas por muchos países, es la U.S. ENVIRONMENTAL PROTECTION AGENCY (EPA).

La seguridad en las instalaciones es primordial, sobre todo en aquellas que manejan hidrocarburos con altos niveles de presión. La seguridad se brinda de diversas formas, pero aún así se pueden dar casos en que se crean riesgos por el proceso o por una falla inadvertida de operación.

En el proceso de separación y estabilización, que comprende desde el cabezal de recolección, el o los separadores, los tanques de almacenamiento o de medición, el sistema de relevo (quemador) y todas las tuberías encargadas de conectar los elementos anteriores, como se muestra en la figura 1.1, los únicos elementos donde existe contacto entre los hidrocarburos producidos y el medio ambiente son los tanques de almacenamiento o de medición y en el

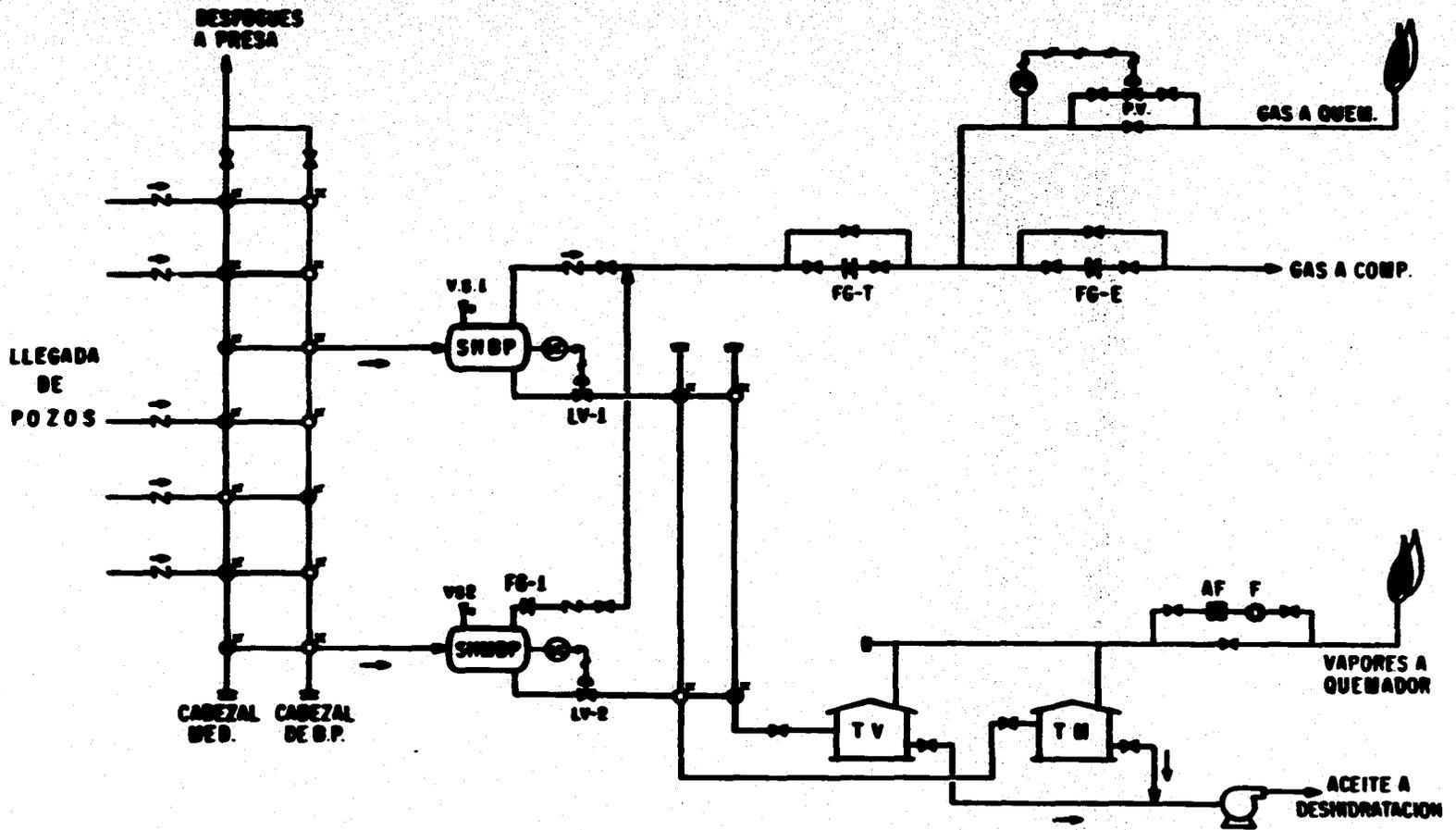


FIGURA 1.1.- ESQUEMA TRADICIONAL DEL PROCESO DE SEPARACION Y ESTABILIZACION DE CRUDO.

quemador, ya que es donde regularmente se presenta la emanación de gases o algún derrame de líquido, así como alguna probable falla en el material de los demás elementos que conforman el proceso, o daño producido por agentes externos a estos.

Cuando el proceso de separación y estabilización no es el adecuado, en los tanques de almacenamiento se presentan pérdidas substanciales en el volumen almacenado debido a que la producción se encuentra a la presión atmosférica local, por lo cual se evaporan los hidrocarburos más volátiles. Adicionalmente se presentan pérdidas por los cambios climatológicos (temperatura) que se suceden en un día común de almacenamiento; el proceso al que está sometido el crudo y por el que se generan estas pérdidas, se muestra en la figura 1.2⁽¹⁾.

En la figura 1.2A, tenemos que al mediodía:

1. La mezcla vapor-aire se expande y la temperatura en la superficie de líquido se eleva conforme el espacio de vapor absorbe el calor proporcionado por el sol.
2. Los escapes alcanzan su máximo antes del mediodía, debido a la expansión del aire y del vapor más la evaporación en la superficie del líquido.
3. El volumen de las pérdidas disminuye después de mediodía cuando se presenta la disminución en la temperatura.

En la figura 1.2B, durante la noche:

4. El espacio de vapor pierde calor a través del techo y la cubierta del tanque. Y se presenta alguna condensación.
5. La mezcla vapor-aire se contrae causando que el aire sea succionado a través del orificio del techo.
6. Los restos del aire descansan momentáneamente debajo de los vapores más pesados después estos descienden a lo largo de la cubierta conforme la densidad se incrementa debido al enfriamiento.
7. Los gases calientes se elevan hacia el centro del tanque creando corrientes de convección en el espacio de vapor.

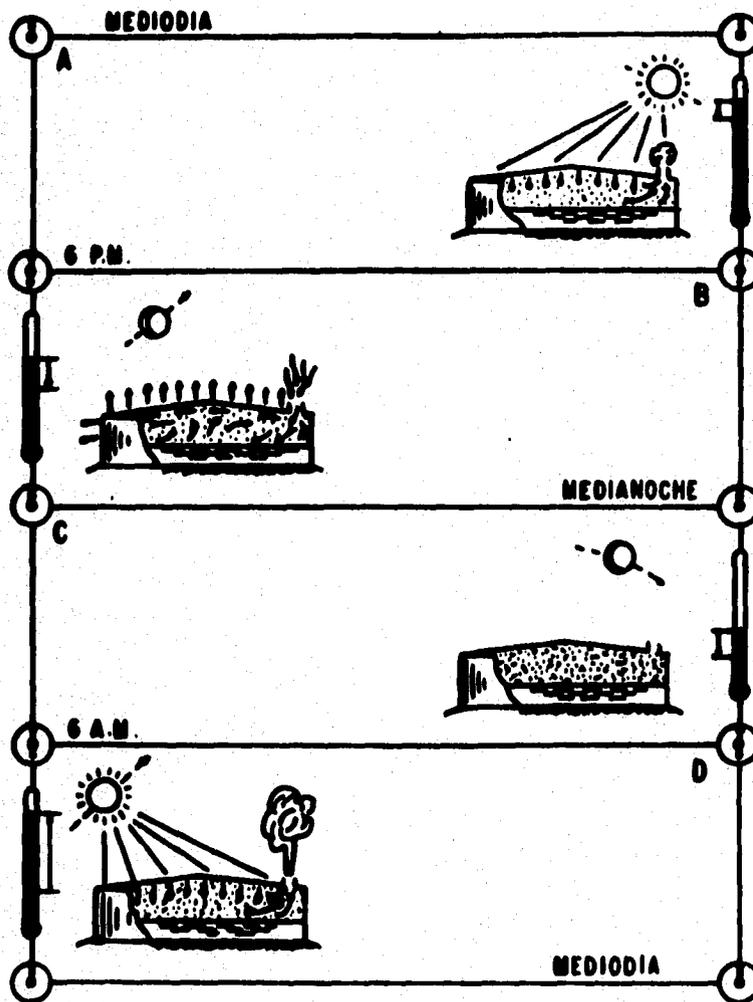


FIGURA 1.2.- MECANISMOS DE EVAPORACION EN LOS TANQUES.⁽¹⁾

En la figura 1.2C durante la medianoche:

8. El gas se ha vuelto substancialmente homogéneo tanto en su temperatura como en el contenido de hidrocarburos. Debido a la acción de las corrientes de convección.
9. Los vapores condensados por debajo del techo han reducido el contenido de hidrocarburos y la densidad de capa de vapor superior.
10. Las corrientes de convección casi cesan debido al decremento de la densidad de la capa superior aire-vapor.

En la figura 1.2D por la mañana:

11. La temperatura atmosférica aumenta rápidamente después de la salida del sol.
12. El espacio de vapor absorbe el calor proveniente del sol. La temperatura en la superficie líquida se incrementa.
13. La mezcla aire-vapor se expande y la evaporación en la superficie líquida aumenta.
14. La mezcla aire-vapor es expulsada hacia la atmósfera debido a la expansión termal incrementándose la evaporación en la superficie líquida.

Además se presentan algunas pérdidas cuando los tanques son vaciados para su limpieza y mantenimiento.

Los equipos de separación son diseñados para trabajar a una presión máxima, cuando existe la posibilidad de que esta sea excedida por alguna falla, el exceso se evita desalojando los fluidos a través de un sistema de relevo (quemador) que permite el desfogue de gases, vapores y líquidos por medio de su desplazamiento desde el equipo presionado hasta un lugar en el que su disposición se haga con toda seguridad⁽⁷⁾. Y como se mencionó es el quemador el otro elemento donde se presenta el contacto de los hidrocarburos con el medio ambiente.

En la operación diaria de las baterías de separación y estaciones de compresión, el control en la eliminación de gases inflamables, tóxicos y corrosivos

desfogados es de gran importancia, especialmente por la gran necesidad que se tiene de proteger la seguridad del personal, instalaciones y medio ambiente.

La decisión de descargar hidrocarburos inflamables a la atmósfera, requiere una atención cuidadosa para asegurar que su disposición pueda ser lograda sin crear un peligro potencial o problemas como⁽⁷⁾:

- a. Formación de mezclas inflamables, con alto grado de explosividad.**
- b. Contaminación del aire.**
- c. Excesivos niveles de ruido.**
- d. Exposición de personal, fauna y flora a los vapores tóxicos e intensidades de radiación producidos por la combustión.**
- e. Ignición de la corriente de relevo, al punto de emisión.**
- f. Acarreo de líquidos a la línea ascendente del quemador.**
- g. Obstrucción del sistema y/o fallas por baja temperatura.**
- h. Riesgos asociados con el mantenimiento del sistema.**

Los riesgos en el sistema de relevo a quemador existen continuamente y su mala operación frecuentemente causa accidentes, las consecuencias de los mismos son serias y muchas veces catastróficas. Por tal razón es determinante seleccionar el quemador adecuado, para llevar a cabo el control de las emisiones a la atmósfera generadas por la combustión del gas natural y vapores.

La combustión del gas natural emite los siguientes contaminantes ⁽⁷⁾:

- Partículas.**
- Monóxido de carbono.**
- Dióxido de azufre.**
- Óxidos de Nitrógeno.**

En la Tabla 1.1 se presentan los niveles máximos permisibles de los contaminantes emitidos a la atmósfera provenientes de procesos de combustión de Gas Natural en fuentes fijas, establecidos en la Norma Técnica Ecológica NTE-CCA-008/88.

TABLA 1.1 LIMITES MAXIMOS PERMISIBLES EN LA EMISION DE CONTAMINANTES A LA ATMOSFERA POR LA COMBUSTION DEL GAS NATURAL EN FUENTES FIJAS.

TIPO DE EMISION	CAPACIDAD (tamaño de equipo)	NIVELES MAXIMOS PERMISIBLES DE EMISION En kg/10 ⁶ m ³ (a)
Partículas		100
Monóxido de Carbono	106 x 10 ⁶ Joules/hr	500
	> 106 x 10 ⁶ Joules/hr	640
Dióxido de Azufre	106 x 10 ⁶ Joules/hr	10
Oxidos de Nitrógeno	106 x 10 ⁶ Joules/hr	2250
(expresados como Dióxido de N ₂)	> 106 x 10 ⁶ Joules/hr	9000

(a) kg de contaminante por cada millón de m³ de gas natural consumido a 1kg/cm² de presión y 293 °K.

Por otro lado la EPA, establece los siguientes límites permisibles para la concentración máxima de gases tóxicos en el suelo:

GAS	PPM
Monóxido de carbono	100
Dióxido de nitrógeno	5
Dióxido de azufre	10
Ozono	0.1

Cabe mencionar que la Norma Técnica Ecológica Mexicana que regulará la contaminación del aire producida por los gases de combustión en quemadores de campo y la concentración máxima de dichos gases en el suelo, entrará en vigor el próximo año y las regulaciones que esta exija deberán respetarse y ajustarse al reglamento de la Ley General de Equilibrio Ecológico y Protección al Medio Ambiente⁽⁷⁾.

Así mismo es importante mencionar que las sanciones que se aplican conforme a la ley por incumplimiento de las mismas, van desde multas en efectivo, clausura temporal o total e incluso el arresto administrativo hasta por 36 horas.

CAPITULO 2

FUNDAMENTOS DE LA SEPARACION GAS - LIQUIDO

2.1 SEPARACION GAS - LIQUIDO

Los fluidos producidos en la cabeza del pozo son una mezcla multicomponente de moléculas de hidrógeno y carbono principalmente, donde cada componente tiene diferente densidad, presión de vapor y otras características físicas y químicas. Estos fluidos pueden estar presentes dentro del yacimiento en una o dos fases (líquida y/o gaseosa) a la presión y temperatura de confinamiento; cuando se encuentran en una sola fase y se le somete a cambios de presión y temperatura, el fluido experimenta alteraciones en sus características fisicoquímicas, con ello se genera en la cabeza del pozo la liberación de gas en el seno de líquido, con lo cual se requiere de la separación física de estas dos fases, siendo esta operación una de las más básicas en el proceso de producción y tratamiento del aceite y gas.

La selección de las condiciones de operación y del equipo requerido de separación en la producción de hidrocarburos, depende fundamentalmente de los objetivos que se pretendan alcanzar. Generalmente estos se orientan a incrementar el ritmo de producción, reducir los costos por compresión de gas, maximizar la recuperación de hidrocarburos líquidos, y a la obtención de productos estabilizados⁽³⁾.

Para establecer las condiciones de separación más apropiadas, de acuerdo a las características de los fluidos producidos, los ingenieros de producción tienen que considerar las siguientes variables de control: el tipo, el tamaño y los dispositivos internos del separador, el tiempo de residencia del aceite, las etapas de separación, las presiones y temperaturas de operación y el lugar de instalación de los separadores, por citar algunos ejemplos. Es evidente

que existirá una combinación de todas estas variables que nos permitirá obtener la separación requerida a un costo mínimo. La selección de las condiciones de separación dependen, fundamentalmente, de los objetivos de producción establecidos. Estos objetivos están orientados a la obtención de:

2.1.1 Alta eficiencia en la separación del aceite y gas. Esta eficiencia en un separador depende fundamentalmente de su diseño. Las características de los fluidos y los gastos determinan el tipo y las dimensiones del separador para cada caso particular.

2.1.2 Mayores ritmos de producción. Cuando las condiciones de explotación de los campos productores son favorables, el ritmo de producción de sus pozos puede aumentarse reduciendo su contrapresión en la superficie. La menor contrapresión, y por consiguiente el mayor gasto, se obtiene colocando los separadores lo más cercanamente posible a los pozos, ajustando simultáneamente su presión de operación al valor mínimo que las condiciones de producción lo permitan; lo anterior sucedería cuando la presión en la cabeza del pozo es controlada por la presión del separador (cuando ya no tienen estrangulador). En caso de tener pozos estrangulados, lo que se logra es mantener un mayor tiempo de afluencia de los pozos a la etapa de separación correspondiente.

Un ritmo óptimo de producción dependerá de las condiciones de operación del pozo, las cuales son determinadas por medio de un análisis previo en el que se deben involucrar tanto el comportamiento del yacimiento como al que se tiene en las pruebas de presión y de producción.

2.1.3 Mayor recuperación de hidrocarburos líquidos. Debido a que los hidrocarburos de mayor valor comercial son los líquidos, frecuentemente la eficiencia del proceso de separación se relaciona con la cantidad de hidrocarburos licuables que contiene la fase gaseosa que abandona los separadores. Para reducir al mínimo esta cantidad de líquidos es necesario generalmente realizar al proceso de separación en varias etapas; es decir que el líquido desalojado del primer separador pase por otros que operen a

presiones reducidas secuencialmente, hasta llegar al tanque de almacenamiento, donde en forma natural se efectúa la última etapa de separación, a la temperatura y presión ambiente. En esta forma también se obtiene un mayor grado de estabilización del aceite y gas separados. La cantidad de líquido recuperable puede obtenerse simulando el proceso de separación en el laboratorio, o matemáticamente mediante el empleo de ecuaciones de estado, si se conoce la composición de la mezcla de hidrocarburos producidos.

2.1.4 Menores costos por compresión del gas. En la determinación de las presiones de separación de un sistema en etapas se puede establecer como meta esencial, la minimización de los costos de operación, mantenimiento e inversión por el equipo de compresión, el cual se requiere para transportar y entregar el gas producido a las condiciones requeridas por petroquímica. En general los costos por este concepto resultan bastante significativos, debido esencialmente a los siguientes factores:

- Los volúmenes de gas que se separan en las baterías de recolección son con frecuencia elevados especialmente cuando se manejan fluidos producidos de yacimientos con aceite volátil, que se caracterizan por tener factores de volumen y relaciones gas-aceite generalmente mayores de 1.7 m^3/m^3 y de 1200 pie^3/bl , respectivamente.
- La presión a la que debe de llegar el gas a las plantas de endulzamiento es del orden de 1000 lb/pg^2 , esto es por especificaciones de diseño de las propias plantas⁽³⁾.
- Debido a que la distancia entre las estaciones de recolección y las plantas de endulzamiento es considerable, se requiere que al gas le sea suministrada cierta energía adicional para enviarlo a la planta con la presión especificada.

con esto se busca aprovechar al máximo la energía natural del yacimiento para el transporte de los fluidos separados, sin necesidad o con requerimientos mínimos de equipo de compresión o bombeo.

2.1.5 Aceite y gas estabilizados. A fin de que el aceite no experimente pérdidas sustanciales por evaporación durante su almacenamiento, al ser

manejado a condiciones superficiales en las refinerías, o al cargar los buques para su exportación, es necesario estabilizarlo previamente. El aceite se estabiliza ajustando su presión de vapor de modo tal que esta sea menor que la atmosférica a la temperatura máxima esperada en el medio ambiente.

Un gas estabilizado no formará condensados al quedar sometido a los cambios de presión y temperatura que experimentará durante su transporte por tuberías superficiales. Los condensados se forman al disminuir la temperatura de un gas y/o al incrementarse su presión. Por lo tanto el gas se estabiliza eliminando los componentes que pudieran llegar a condensarse al ser manejado posteriormente. En esta forma se ajusta su temperatura de rocío a la presión máxima de operación del gasoducto que lo transportará. Si el gas no es estabilizado, el agua y los hidrocarburos condensados pueden ocasionar problemas de corrosión, represionamientos en las líneas e instalaciones, formación de hidratos, incrustación de sales y una reducción de la capacidad de transporte de los gasoductos.

En la práctica, una vez que se ha establecido el ritmo de producción, se optimizan las presiones y número de etapas de separación con el fin de recuperar el mayor volumen de líquidos, sin descuidar los aspectos de estabilización y de compresión del gas.

Debido a la naturaleza multicomponente de los fluidos producidos, conforme más alta sea la presión a la cual se realice la primera etapa de separación, se obtendrá una mayor cantidad de líquido en el separador, pero si esta presión es demasiado alta muchos componentes ligeros permanecerán en la fase líquida y serán liberados hacia la fase gaseosa en el tanque de almacenamiento, por otro lado si esta presión es demasiado baja muchos componentes no permanecerán estables en el líquido, siendo liberados y arrastrados por la corriente gaseosa. Por esto, es muy importante seleccionar adecuadamente las presiones de separación y el número de etapas, para encontrar un punto de equilibrio que sea económicamente rentable. Este fenómeno puede analizarse con técnicas de equilibrio líquido - vapor ⁽²⁾, las cuales se verán a continuación.

2.2 EQUILIBRIO VAPOR-LIQUIDO.

Para evaluar el funcionamiento de un sistema de separación convencional en etapas, es necesario efectuar cálculos de equilibrio vapor-liquido y de balance de materia en cada etapa de separación, utilizando para ello una ecuación de estado. Esto permite conocer las cantidades de gas y liquido separadas en cada etapa, así como los parámetros necesarios para seleccionar las presiones de separación óptimas para los fines que se pretendan (máxima recuperación de líquidos, mínimos requerimientos de compresión, maximizar la producción de pozos) ⁽⁹⁾.

El área limitada por la curva de burbujeo y la curva de rocío (envolvente) en el diagrama de fases de un sistema multicomponente (figura 2.1), define las condiciones para que el gas y el liquido se presenten en equilibrio. Las cantidades y composiciones de la mezcla son diferentes en distintos puntos dentro de la región de dos fases.

El equilibrio vapor-liquido se aplica para determinar el comportamiento de mezclas de hidrocarburos en la región de dos fases, y para calcular las concentraciones y las composiciones de cada fase a las condiciones de presión y temperatura dentro de la región de dos fases.

La distribución de un componente en un sistema vapor-liquido es expresada por la **CONSTANTE DE EQUILIBRIO**, K. La constante de equilibrio se define como la razón de la fracción molar del componente en la fase gaseosa, (y), a la fracción molar del componente en la fase líquida, (x); matemáticamente esto se expresa como ⁽¹⁰⁾:

$$K = \frac{y}{x}$$

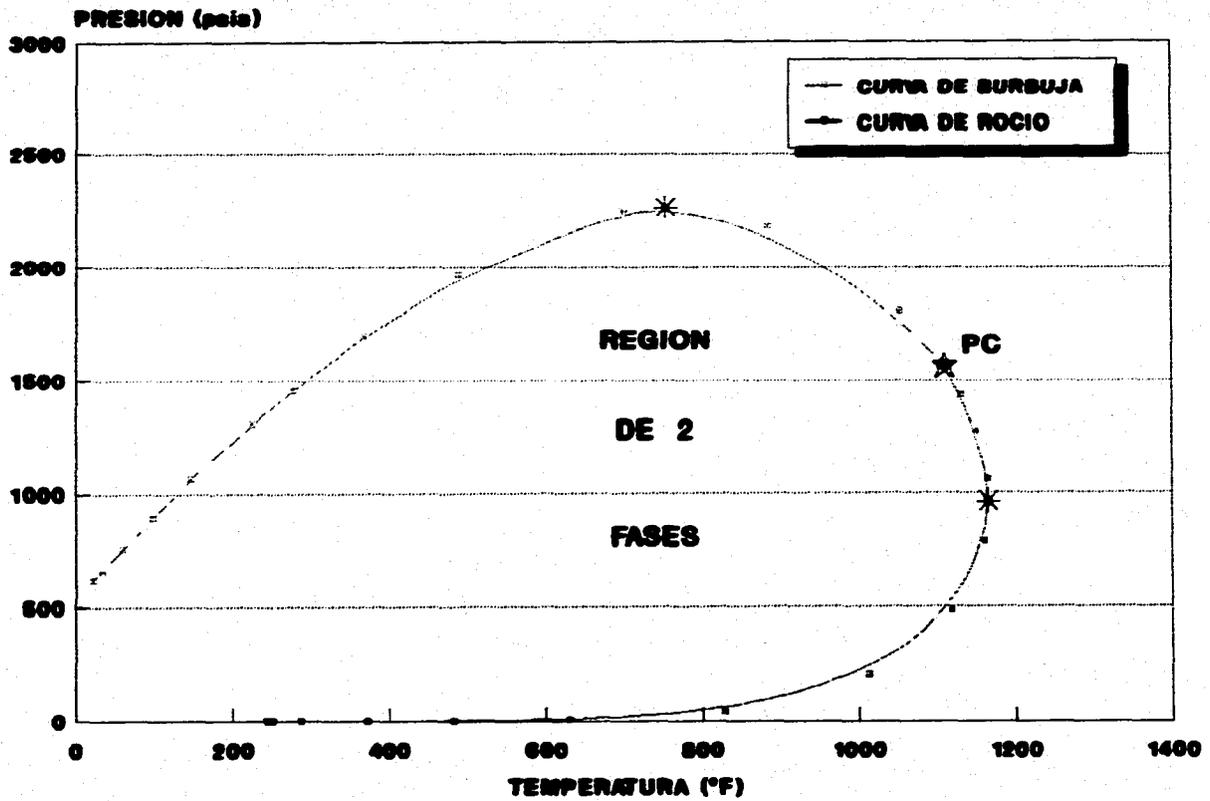


FIGURA 2.1 DIAGRAMA DE FASES DE UN SISTEMA MULTICOMPONENTE

donde: K .- constante de equilibrio de un componente.

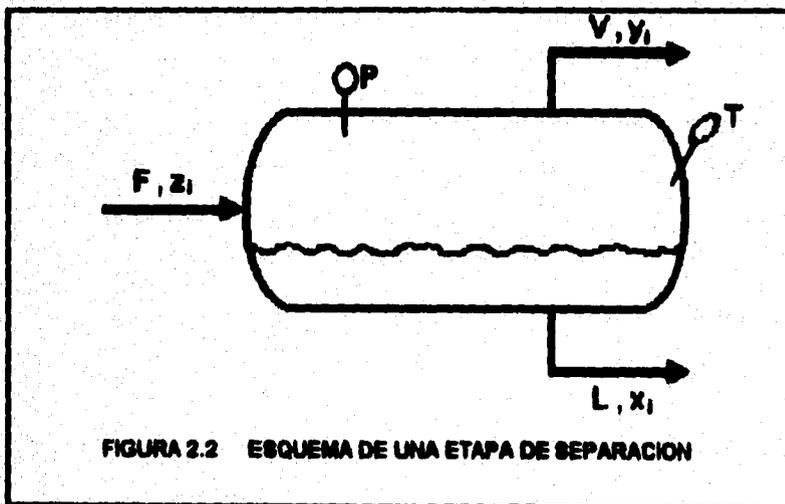
x .- fracción molar de un componente en la fase líquida.

y .- fracción molar de un componente en la fase gaseosa.

2.2.1 CALCULOS FLASH.

Una etapa de separación se define como una condición a la cual el aceite y el gas alcanzan el equilibrio, a la presión y temperatura existente en el separador.

En la figura 2.2, se muestra el esquema de una etapa de separación, operando a una presión P_s y temperatura T_s .



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

$$F = V + L \quad \dots(2.1)$$

si $F = 1.00$, entonces

$$1 = V + L \quad \text{o} \quad L = 1 - V \quad \dots(2.2)$$

De un balance global por componente se tiene:

$$F z_i = V y_i + L x_i \quad \dots(2.3)$$

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

$$y_i = K_i x_i \quad \dots(2.4)$$

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

$$x_i = \frac{z_i}{(K_i - 1)V + 1} \quad \dots(2.5)$$

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

$$\sum x_i = \sum y_i = 1.00 \quad \dots(2.6)$$

La solución de la ecuación (2.5) implica un procedimiento iterativo en el cual se suponen diferentes valores de V hasta encontrar aquel con el que se obtiene la sumatoria de las fracciones x_i igual a la unidad. Con esto quedan determinados los moles de vapor resultantes de la separación y composición molar del líquido, mientras que los moles de líquido y la composición molar de la fase vapor se obtiene utilizando las ecuaciones (2.2) y (2.4), respectivamente.

2.2.2 CALCULO DE LAS CONSTANTES DE EQUILIBRIO, K_i

Las constantes de equilibrio son función de la presión, la temperatura y de la composición total del sistema. Las constantes de equilibrio pueden calcularse por diferentes métodos, así podemos hacer uso de los conceptos de solución ideal por medio de Ley de Dalton y la Ley de Raoult, de datos de fugacidad de compuestos puros en el gas y líquido.

Uno de estos procedimientos es utilizando la ecuación de estado de Peng-Robinson ⁽¹¹⁾ y mediante un procedimiento iterativo. Los valores supuestos inicialmente se pueden obtener con la correlación ⁽¹²⁾:

$$K_i = \frac{1}{P_{r_i}} e^{5.3727 (1 + \omega_i) \left(1 - \frac{1}{T_{r_i}}\right)} \quad \dots(2.7)$$

A continuación se realiza el cálculo de separación instantánea mediante la solución de la ecuación (2.5).

Aplicando después la ecuación de estado de Peng-Robinson, se obtienen los factores de compresibilidad para las fases líquida y vapor, Z_L , Z_V .

Seguidamente se calculan las fugacidades del líquido y del vapor, para cada uno de los componentes, las que deberán ser iguales en la condición de equilibrio, $f_{iL} = f_{iV}$. La fugacidad de un componente es la fuerza que tiene para pasar de gas a líquido y viceversa. Si este criterio de equilibrio se cumple para todos los componentes, las constantes de equilibrio supuestas son las reales. En caso contrario, se evalúan nuevas constantes que se obtienen con la relación:

$$K_i = \frac{y_i}{x_i} \frac{f_{iL}}{f_{iV}} \quad \dots(2.8)$$

Con estas se repite el proceso hasta obtener aquellas con las que se satisface la condición de equilibrio, $f_{iL} = f_{iV}$, para todos los componentes.

2.2.3 SISTEMA DE SEPARACION EN ETAPAS.

Cuando se tienen varias etapas de separación, se sigue un procedimiento similar, considerando que la composición y el número de moles de líquido resultantes de una etapa de separación, constituyen la alimentación de la siguiente etapa.

De los balances de materia en cada etapa, se pueden obtener factores tales como la relación gas-aceite, la gravedad API del aceite residual y el factor volumétrico del aceite ⁽⁹⁾. Para ilustrar la obtención de estos factores, en la figura 2.3 se muestra un sistema de separación convencional de tres etapas.

Si F_1 son los moles de alimentación al sistema, los moles de líquido recuperados en la primera etapa y alimentados a la segunda son:

$$L_1 = F_2 = I_1 F_1 \quad \dots(2.9)$$

siendo I la fracción de la alimentación en fase líquida que sale de la etapa de separación, para la segunda etapa se tiene:

$$L_2 = F_3 = I_2 L_1 = I_2 I_1 F_1 \quad \dots(2.10)$$

En general para m etapas de separación, los moles de líquido recuperados en el tanque de almacenamiento son:

$$L_m = I_m I_{m-1} \dots I_2 I_1 F_1 \quad \dots(2.11)$$

Si $F_1 = 1.0$, los moles de líquido en el tanque de almacenamiento, por mol de alimentación al sistema son:

$$n_l = I_m I_{m-1} \dots I_2 I_1 \quad \dots(2.12)$$

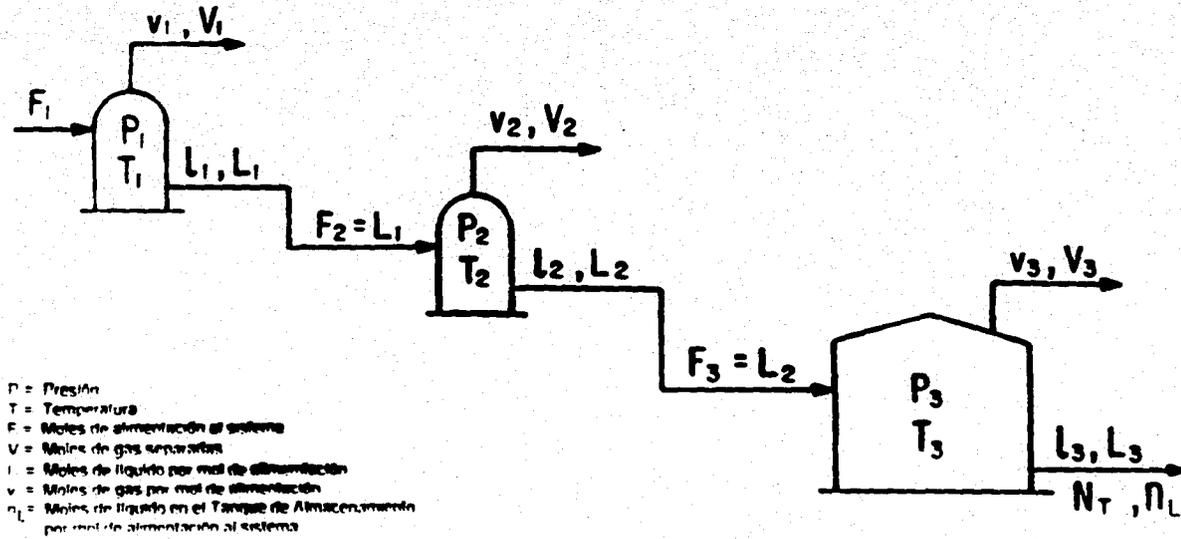


FIG.2.3.- ESQUEMA DE UN SISTEMA DE SEPARACION EN ETAPAS.

De manera similar se obtiene el número de moles de gas separado para cada una de las etapas de separación:

$$V_1 = v_1 F_1; V_2 = v_2 F_2 = v_2 l_1 F_1 \quad \dots(2.13)$$

donde v es la fracción de la alimentación en fase vapor que sale de la etapa de separación y para m etapas, las moles de gas separadas son:

$$V_m = v_m l_{m-1} \dots l_2 l_1 F_1 \quad \dots(2.14)$$

El volumen de aceite recuperado en el tanque de almacenamiento por moles de alimentación al sistema, se puede calcular a partir de la densidad y el peso molecular del aceite:

$$V_{o1} = \frac{n_l PM_l}{\rho_{o1}} \quad \dots(2.15)$$

El volumen de gas separado en cada etapa se calcula a partir de los moles de gas liberado y el volumen molar del gas a condiciones estándar. El volumen que ocupa 1 mol de cualquier gas medido a condiciones estándar es de 379 pies³.

$$VG_i = V_i VM_g = 379 V_i \quad \dots(2.16)$$

La relación gas-aceite se obtiene para cada etapa de separación, por medio de la expresión:

$$RGA_i = \frac{VG_i}{V_{o1}} = \frac{379 V_i}{\frac{n_l PM_l}{\rho_{o1}}} = \frac{379 V_i \rho_{o1}}{n_l PM_{o1}} \quad \dots(2.17)$$

La relación gas-aceite del sistema es la suma de las relaciones obtenidas para cada etapa:

$$RGA_1 = \sum_{i=1}^m RGA_i = \frac{\sum VG_i}{V_{o1}} \quad \dots(2.18)$$

El peso molecular del aceite en el tanque de almacenamiento es calculado mediante la composición de la fase líquida y el peso molecular de cada componente.

$$PM_1 = \sum x_i PM_i \quad \dots(2.19)$$

La densidad del aceite a condiciones de tanque, se determina a partir de la composición de la fase líquida en el mismo, y de la densidad de cada componente medida a condiciones estándar.

$$\rho_{o1} = \frac{\sum x_i PM_i}{\sum \frac{PM_i}{\rho_i}} \quad \dots(2.20)$$

La densidad API del aceite se obtiene:

$$^\circ API = \frac{141.5}{\rho_{o1} \rho_w} - 131.5 \quad \dots(2.21)$$

El factor volumétrico del aceite se define como el volumen de líquido, a condiciones de flujo, requerido para tener un barril de aceite a condiciones estándar:

$$B_{o1} = \frac{V_{\text{aceite + gas disuelto @ c.f.}}}{V_{\text{aceite @ c.s.}}} \quad \dots(2.22)$$

2.3 TIPOS DE SEPARADORES.

Los separadores son una de las piezas fundamentales del equipo de producción en el procesamiento de gas y petróleo crudo, el cual se utiliza primordialmente para separar un flujo combinado de líquido y gas, quedando relativamente libre uno del otro. La relación vapor-líquido manejada estará dentro del intervalo normalmente producido por el pozo; sin embargo esta relación en algunas ocasiones disminuye, debido a los baches de líquido que repentinamente se presentan, siendo estos más frecuentes cuando los pozos cuentan con un sistema artificial de producción.

Por esta y otras razones más, un separador debe cumplir con los siguientes requisitos ⁽¹³⁾:

- Disponer de una sección para remover la mayor parte de líquido del gas.
- Tener suficiente capacidad de líquido para manejar los baches que se presentan.
- Suficiente longitud o altura para permitir que las gotas pequeñas de líquido en el gas se asienten por gravedad y se evite el arrastre de estas.
- Contar con dispositivos internos para reducir la turbulencia generada por la alimentación, para proporcionar el asentamiento de líquido; tales como placa desviadora (mampara).
- Un extractor de niebla para capturar las gotas pequeñas de líquido arrastradas por el flujo de gas.
- Contar con los controladores necesarios para regular el nivel de líquido y la presión de operación (normalmente controlada por la succión en compresión o la planta petroquímica, en caso del gas de alta presión).

Los separadores se clasifican como bifásicos, si separan el gas de la corriente total de líquido, y trifásicos si además de la misma corriente total se separa el agua. Los separadores algunas veces son llamados "depuradores de gas", cuando el contenido de gas dentro de la corriente total de líquido es muy alta. En ocasiones se usa el término de trampas cuando el separador maneja el

flujo directamente del pozo. En cualquiera de los casos, tienen la misma configuración y son diseñados de acuerdo con el mismo procedimiento.

Por lo que la selección de un separador obviamente no depende del costo de este, sino de las características y volumen de los fluidos producidos debido a que estos nos indican los requerimientos del proceso.

Las figuras 2.4 y 2.5, son esquemas de un separador horizontal y vertical respectivamente. En estos se puede apreciar las secciones del separador, las cuales son:

Sección primaria.- Al entrar al separador, el fluido choca con la sección primaria de separación (mampara) provocando un cambio brusco en la dirección del flujo, lo que a su vez provoca la separación de grandes cantidades de gas. En un separador horizontal la máxima separación de líquido y vapor ocurre en esta sección.

Sección de separación por gravedad.- La fuerza de gravedad actúa sobre las partículas líquidas, separándolas de la corriente de gas y haciéndolas caer al fondo del separador.

En el separador horizontal, el gas fluye horizontalmente y las gotas pequeñas de líquido que no son liberadas en la sección primaria, en esta sección son separadas por la fuerza de gravedad y se precipitan hacia la interfase gas-líquido.

En el separador vertical, el gas fluye hacia arriba, mientras que las partículas líquidas caen a la interfase en contraflujo.

Sección de extracción de niebla.- Algunas de las gotas de líquido son de un diámetro muy pequeño, las cuales no son fáciles de separar por gravedad. Antes de que la corriente de gas salga del separador esta pasa por un extractor de niebla, esta sección utiliza dispositivos tales como alabes, mallas de alambre, ciclones o placas para provocar la aglomeración y precipitación del

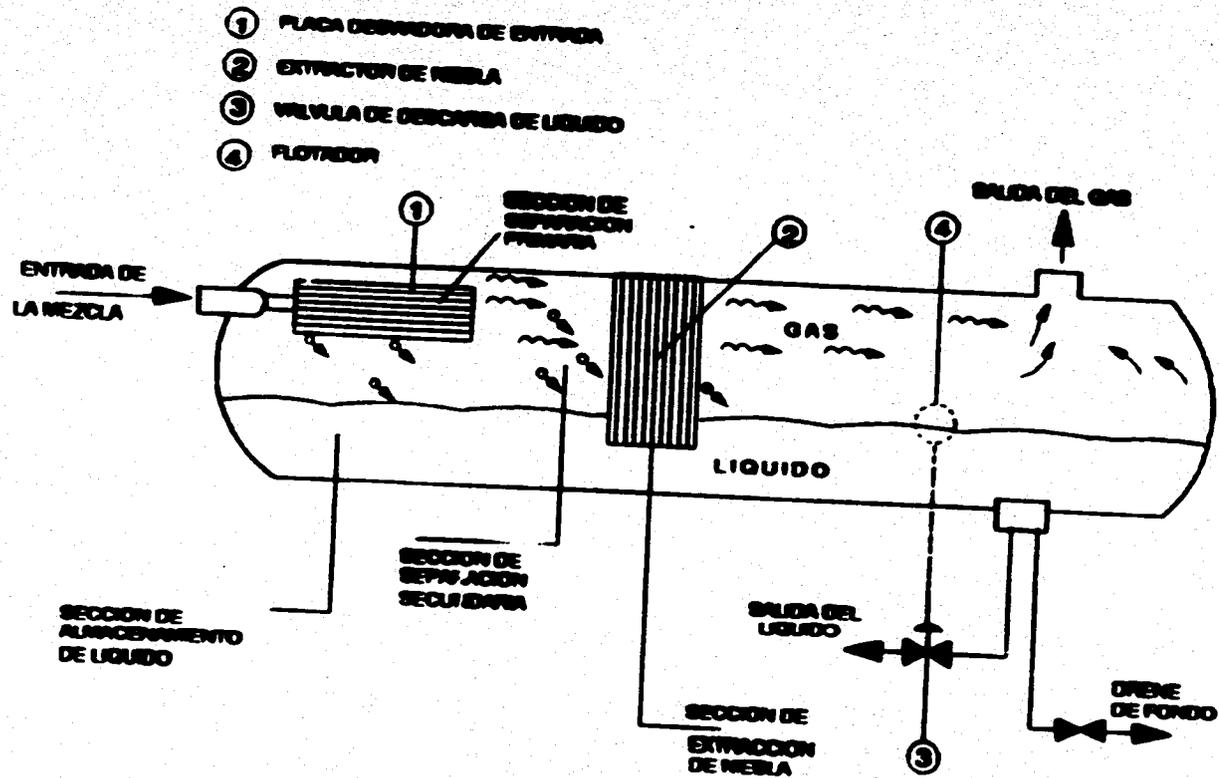


FIG. 2. 4.- ESQUEMA DE UN SEPARADOR HORIZONTAL

① VALVULA DE SEGURIDAD

② EXTRACTOR DE NIEBLA

③ TUBO SEPARADOR DE SEGURIDAD

④ PLACA SEPARADORA DE ENTRADA

⑤ CONTROL DE NIVEL

⑥ VALVULA DE DESCARGA DE LIQUIDOS

⑦ FLOTADOR

⑧ MEDIDOR DE NIVEL

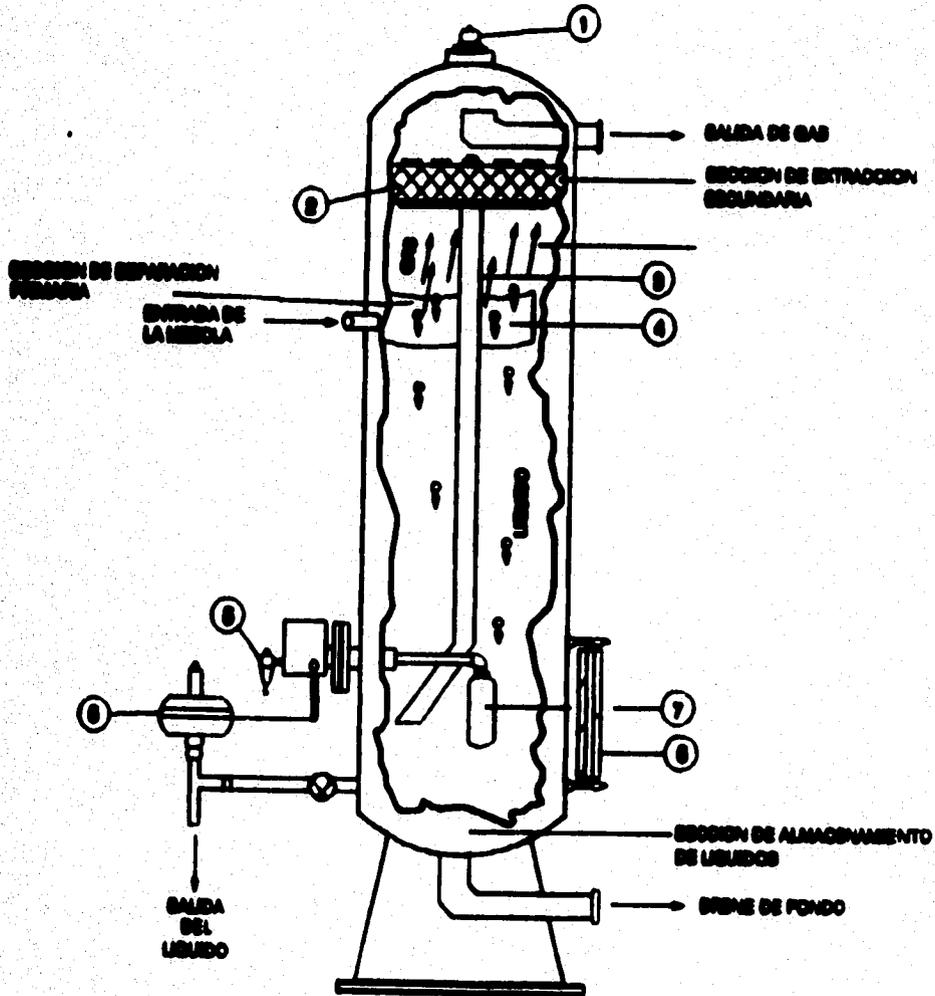


FIG. 2.5- ESQUEMA DE UN SEPARADOR VERTICAL

líquido arrastrado por el gas y así eliminar las gotas muy pequeñas de líquido en una separación final antes de que el gas abandone el recipiente.

Sección de recolección del líquido. - Esta sección proporciona el tiempo de retención requerido para permitir que el gas se libere del aceite y eventualmente emigre al espacio de vapor. Además proporciona un volumen adicional, el cual es necesario para manejar baches intermitentes de líquido.

Posteriormente, el líquido sale del recipiente a través de la válvula de descarga, esta válvula es regulada por el controlador de nivel el cual es sensible a los cambios de nivel de líquido y por consiguiente al controlador de la válvula de descarga.

La presión en el separador se regula con el controlador de presión el cual al detectar los cambios de presión envía una señal que permite abrir o cerrar la válvula de control de presión según sea el caso.

2.3.1 SEPARADOR HORIZONTAL.

Algunas ventajas y desventajas de los diferentes tipos de separadores, son las siguientes ⁽⁶⁾:

Ventajas:

- De menor costo que el separador vertical.
- Fácil de embarcar en paquete (aún montado en un patín).
- Mayor facilidad de instalación respecto a los separadores verticales.
- Mayor capacidad para el manejo de gas.
- Mayor área de interfase, lo cual facilita la liberación de las burbujas de gas.
- Son muy adecuados para manejar aceite con alto contenido de espuma.

Desventajas:

- Difícil de limpiar cuando se presentan arena, lodo y parafinas

- Requiere de una mayor área para llevar a cabo la sedimentación. Es necesario colocar varios drenes a lo largo de su longitud para desalojar los sólidos.
- Requiere de una mayor área de instalación.
- Menos eficiente para manejar baches de líquido.

2.3.2 SEPARADOR VERTICAL.

Ventajas:

- Maneja mayor cantidad de lodos y arena sin arrastre y taponamiento.
- Mayor capacidad para manejo de baches de líquido que la especificada por el fabricante.
- El control de nivel de líquido no es crítico, puesto que se puede emplear un flotador vertical, logrando que el control de nivel sea más sensible a los cambios.
- Fácil de limpiar.

Desventajas:

- Su transporte se complica cuando se encuentra montado en un patín.
- Se necesita un diámetro mayor que el de los horizontales para manejar la misma cantidad de gas.
- De mayor costo que el separador horizontal.
- El mantenimiento de la válvula de seguridad y algunos otros controles puede ser complicada.

2.3.3 SEPARADOR ESFERICO.

Ventajas:

- Más barato que el separador horizontal o vertical.
- De tamaño compacto.
- Más económico para instalaciones individuales de pozos de alta presión, por sus diferentes de tamaños.

Desventajas:

- Tiene limitaciones de espacio para la separación y manejo de baches de líquido.

En la Tabla 2.1 se presentan las ventajas y desventajas de los separadores mencionados para diferentes condiciones de operación.

TABLA 2.1 VENTAJAS Y DESVENTAJAS DE LOS SEPARADORES.

VARIABLE	SEPARADOR HORIZONTAL	SEPARADOR VERTICAL	SEPARADOR ESFÉRICO
EFICIENCIA DE SEPARACION	+	±	-
ESTABILIZACION DE LOS FLUIDOS SEPARADOS	+	±	-
INCREMENTOS MOMENTANEOS DE FLUJO (BACHES)	+	±	-
FLEXIBILIDAD DE OPERACION (AJUSTE DEL NIVEL DE LIQUIDO)	±	+	-
CAPACIDAD (MISMO DIAMETRO)	+	±	-
COSTO POR CAPACIDAD DE UNIDAD	+	±	-
PRESENCIA DE SOLIDOS LODOS, ARENA, ETC.	-	+	±
MANEJO DE CRUDO ESPUMOSO	+	±	-
FACILIDAD DE TRANSPORTACION	+	-	±
FACILIDAD DE INSTALACION	±	-	+
FACILIDAD PARA INSPECCION Y MANTENIMIENTO	+	-	±
ESPACIO DE INSTALACION EN PLANO HORIZONTAL	-	+	±
ESPACIO DE INSTALACION EN PLANO VERTICAL	+	-	±

♦ más adecuado ± regular - menos adecuado

2.4 INTERNOS DE LOS SEPARADORES.

En el separador, la separación vapor-líquido se realiza mecánicamente por lo que el separador cuenta con varios dispositivos mecánicos que aprovechan las fuerzas físicas de la corriente producida del pozo para lograr una buena separación, estos dispositivos son:

2.4.1 PLACAS DESVIADORAS

La figura 2.6, muestra dos tipos básicos de placas desviadoras que son comúnmente usadas. La primera es un desviador, el cual puede ser una placa esférica, una placa plana, acero angulado o cualquier obstrucción que logre un cambio abrupto en la dirección y velocidad del fluido. El diseño del desviador depende principalmente de los requerimientos estructurales necesarios para resistir la carga de impacto-momento. La ventaja de desviadores tales como la media esfera o cónica, es que crean una perturbación menor que las placas o el acero angulado, generando un menor reflujó y reduciendo los problemas de emulsificación y espumas.

El segundo tipo es un desviador ciclónico, que usa la fuerza centrífuga en lugar de la agitación mecánica, para separar el aceite del gas. Esta puede contener una chimenea como se muestra o puede usar un camino tangencial alrededor de las paredes para guiar al fluido. Estos diseños están patentados, pero la mayoría usa una tobera reducida a la entrada para crear una velocidad cercana a 20 pies/seg en la chimenea cuyo diámetro es de $2/3$ el diámetro de la vasija ⁽²⁾.

2.4.2 ROMPE OLAS

En separadores horizontales de gran tamaño, es necesario instalar rompe olas; los cuales son deflectores verticales que amplían la interfase gas-liquido perpendicularmente al flujo.

2.4.3 PLACAS DEBESPUMANTES

Debido a que puede presentarse espuma en la interfase en forma de burbujas de gas que se liberan del líquido. Esta espuma puede inhibirse agregando productos químicos a la entrada del separador. A menudo una mejor solución y más efectiva es forzar a la espuma a pasar a través de una serie de placas paralelas inclinadas o tubos (figura 2.7), que ayudan a que las burbujas se unan.

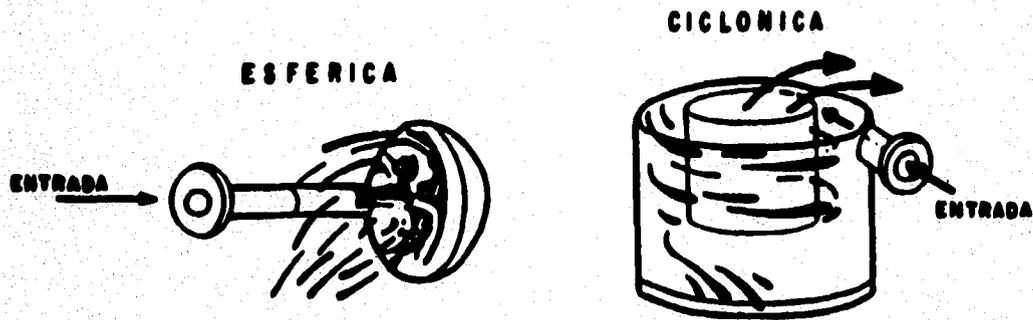


FIG.2.6.- TIPOS DE PLACAS DESVIADORAS.

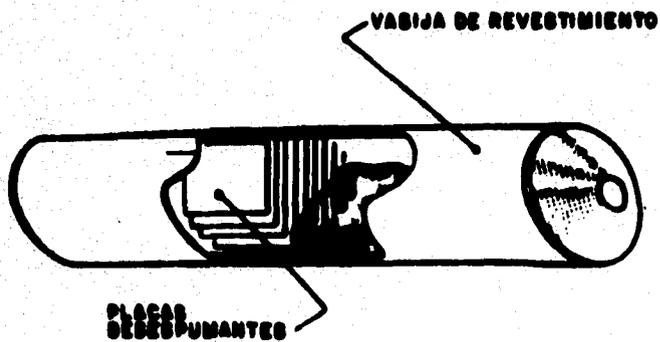


FIG.2.7.- PLACAS DESESPUMANTES.

2.4.4 ROMPEDOR DE TORBELLINOS (VORTEX)

En general es buena idea el incluir un rompedor de torbellino simple, como se muestra en la figura 2.8, para prevenir que se desarrolle un torbellino cuando la válvula de control esta abierta. Con este implemento se puede evitar el extraer el gas del espacio de vapor y redirigirlo a la salida del líquido.

2.4.5 EXTRACTOR DE NIEBLA

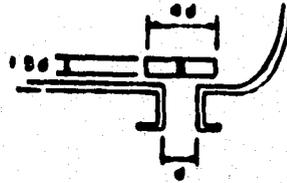
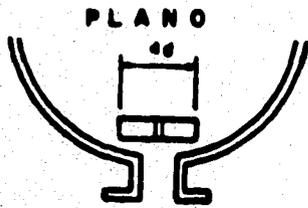
En la figura 2.9, se muestran tres de los tipos más comunes de extractores de niebla, como son: el cojin de malla de alambre, el de placas arqueadas, y el de alabes o aletas.

El primero esta hecho de finas mallas enlazadas de alambre de acero inoxidable, empacados firmemente en un cilindro. Las gotas de liquido se impregnan en las mallas y se unen. La efectividad de este dispositivo depende de que la velocidad del gas se encuentre dentro del rango apropiado, si la velocidad es demasiado alta, el liquido sólo golpeará y será redireccionado a la sección de almacenamiento de liquido, si la velocidad es baja el vapor sólo vagara entre las mallas, sin que las gotas se impregnen y logren unirse.

La construcción es especifica a un cierto espesor (de 3 a 7 pg), y una densidad de malla (10 -12 lb/pie³). La experiencia indica que un buen diseño de malla puede remover hasta el 99% de las gotas de 10 micrones de diámetro y mayores. Aunque estos eliminadores son relativamente económicos, son los que más frecuentemente se obturan ⁽⁸⁾.

Los extractores de placas arqueadas consisten de cilindros concéntricos corrugados, colocados de tal manera que el gas los impregna y permite la unión de las gotas.

El extractor de alabes o aletas obliga al flujo de gas a cambios de dirección conforme pasa a través de las placas paralelas. Las gotas se impregnan en la superficie de las placas, se unen y caen en un recipiente que



NOTA DEBE SER DISEÑADO CON UN RADIO MINIMO DE 3/8"

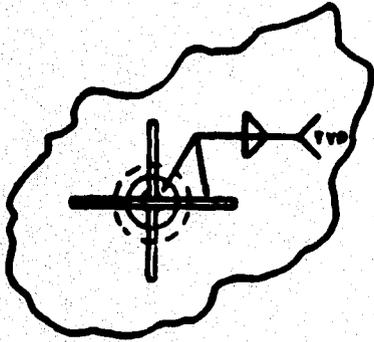
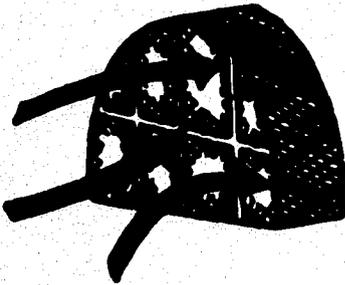


FIG.2.8.-ROMPEDOR DE TORBELLINOS.

COJIN O MALLA DE ALAMBRE



ALABES

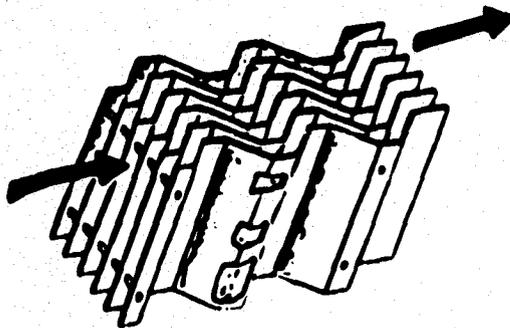


FIG.2.9-EXTRACTORES DE NIEBLA.

las guía hacia la sección colectora de líquidos del separador; estos extractores están diseñados para una caída de presión mínima.

El extractor centrífugo, separa las gotas de líquido en el gas mediante la fuerza centrífuga. Este es el de mejor funcionamiento y el menos susceptible al obturamiento o taponamiento, sin embargo no son de uso común o frecuente, ya que son muy sensibles a pequeños cambios en el flujo, además de requerir caídas de presión relativamente grandes para crear la fuerza centrífuga.

2.5 TIEMPO DE RESIDENCIA Y CAPACIDAD DE SEPARACION

2.5.1 TIEMPO DE RESIDENCIA

Para asegurar que el líquido y el gas alcancen el equilibrio a las condiciones de separación, se requiere un cierto almacenamiento del líquido en el separador. Este almacenamiento está definido como "tiempo de residencia", o el tiempo promedio que una molécula de líquido debe permanecer dentro del separador considerándose flujo tapón ⁽¹⁴⁾. Esto se expresa como:

$$tr = \frac{V_L}{Q_L} \quad \dots(2.23)$$

donde: tr .- tiempo de residencia del líquido en el separador (min)

V_L .- volumen de líquido residente en el separador (pie³)

Q_L .- gasto de líquido manejado por el separador (pie³ / min)

Se ha encontrado que para la mayoría de las aplicaciones, tiempos de residencia de entre 30 segundos y 3 minutos son suficientes ⁽¹⁴⁾. Cuando el crudo presenta formación de espuma el tiempo de residencia puede ser hasta cuatro veces mayor que los tiempos promedio. También se ve afectado por la

composición de la mezcla, viscosidad del líquido, presencia de sólidos y emulsiones ⁽¹³⁾.

El tiempo de residencia es un factor muy importante cuando se puede llegar a presentar una reacción química en el separador, un buen ejemplo de esto es la desoxigenación del agua, en cuyo caso podría seleccionarse un tiempo de residencia de 5 minutos, este tiempo es suficiente para que ocurra la reacción química y se obtenga una buena mezcla.

El tiempo de residencia es un modo indirecto de fijar las dimensiones necesarias de un separador para manejar el gasto de líquido. El volumen de líquido en el separador es igual al gasto de líquido por el tiempo de residencia. Para un separador dado, los requerimientos de volumen de líquido pueden tener un gran efecto en el dimensionamiento para el manejo del gasto de gas. Esto es particularmente cierto para separadores muy grandes, donde la relación gas-aceite es baja, el líquido es el factor de control ⁽¹³⁾.

$$V_1 = Q_1 \cdot (tr) \quad \dots(2.24)$$

Algunos tiempos de residencia comunes se presentan en la Tabla 2.2 y son:

TABLA 2.2 TIEMPOS DE RESIDENCIA PARA DIFERENTES SISTEMAS DE SEPARACION

SISTEMA	TIEMPO DE RESIDENCIA (min)
Separador convencional gas - aceite	2 - 3
Tanque igualador de aceite absorbente	10 - 15
Tanque igualador de alimentación fraccionada	8 - 15
Tanque igualador refrigerante	4 - 7
Refrigerante economizador	2 - 3

La norma API -12J da las siguientes pautas para la separación gas aceite ⁽¹³⁾:

<u>Densidad relativa del aceite</u>	<u>minutos</u>
Menor de 0.85	1
0.85 - 0.93	1 - 2
0.85 - 1.00	2 - 4

2.5.2 CAPACIDAD DE SEPARACION.

La capacidad de manejo de liquido de los separadores, esta en función de la altura del nivel de operación, ya que el volumen de liquido es directamente proporcional al nivel de liquido, al diámetro interior y a la longitud efectiva de separación ⁽¹⁵⁾:

$$V_L = f(h, D_i, L_M) \quad \text{para separadores horizontales.}$$

$$V_L = f(h, D_i) \quad \text{para separadores verticales.}$$

La capacidad de manejo de liquido de un separador se determina de la siguiente manera:

$$Q_L = \frac{V_L}{t_r} \quad \dots(2.25)$$

Debido a que la capacidad actual de manejo de liquido esta en función de la altura del nivel de liquido h, se tiene que ⁽¹⁵⁾:

$$h = h_{MI} - h_D - e \quad (\text{separador horizontal}) \quad \dots(2.26)$$

$$h = h_{MI} - h_D \quad (\text{separador vertical}) \quad \dots(2.27)$$

donde: h_{ML} .- es la altura media del nivel del liquido a partir del nivel de referencia (regularmente el piso).

h_D .- es la altura de descarga del liquido del separador a partir del nivel de referencia.

e - el espesor de la pared del separador.

La capacidad máxima recomendada de un separador, esta en función de.

$$h = D_i / 2 \quad (\text{separador horizontal}) \quad \dots(2.28)$$

$$h = h_c - h_D - 2 \quad (\text{separador vertical}) \quad \dots(2.29)$$

donde: h_c - altura de carga de fluidos.

En las figuras 2.10 y 2.11 se muestran los parámetros involucrados en la determinación de la capacidad de manejo de líquido de los separadores horizontales y verticales respectivamente.

La capacidad máxima aprovechable de los separadores, depende de la instrumentación instalada (nivel óptico y "piernas" de nivel del controlador), por lo cual el nivel máximo de líquido en este caso es:

$$h = \frac{3}{4} (h_{PN \text{ máx}} - h_{II} - e) \quad (\text{sep. horizontal}) \quad \dots(2.30)$$

$$h = \frac{3}{4} (h_{PN \text{ máx}} - h_{II}) \quad (\text{sep. vertical}) \quad \dots(2.31)$$

siempre y cuando sean menor que h de la capacidad máxima recomendada.

donde: $h_{PN \text{ máx}}$ - es la altura máxima del nivel óptico instalado.

Se toman tres cuartas partes del nivel óptico, con la finalidad de que el nivel de líquido en el separador pueda ser visible para la supervisión respectiva de los operadores.

En cuanto a la capacidad de manejo de gas tenemos que para separadores horizontales ⁽⁶⁾:

$$Q_{g \text{ máx}} = \frac{D_i L_{ef} P}{42 K T Z} \quad \dots(2.32)$$

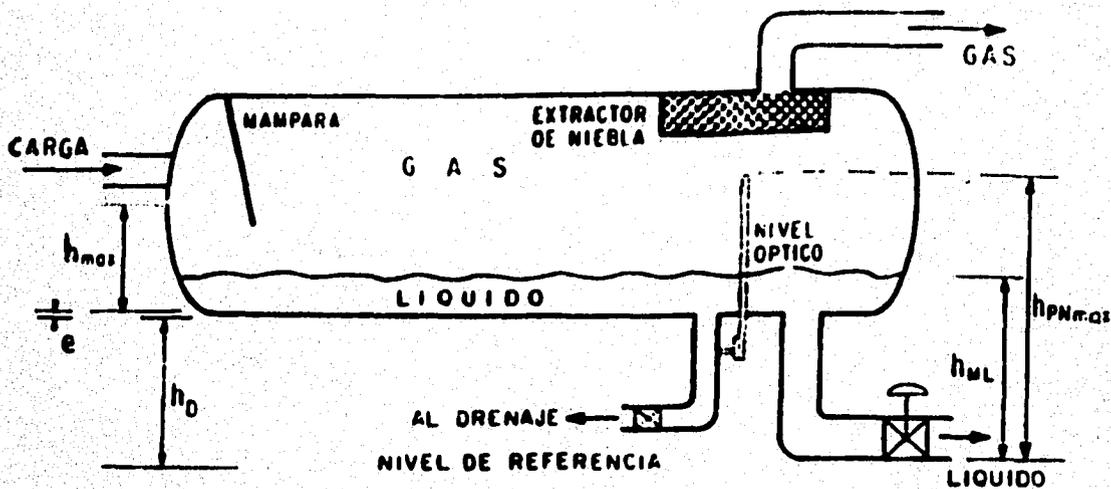


Fig.2.10.-SEPARADOR HORIZONTAL.

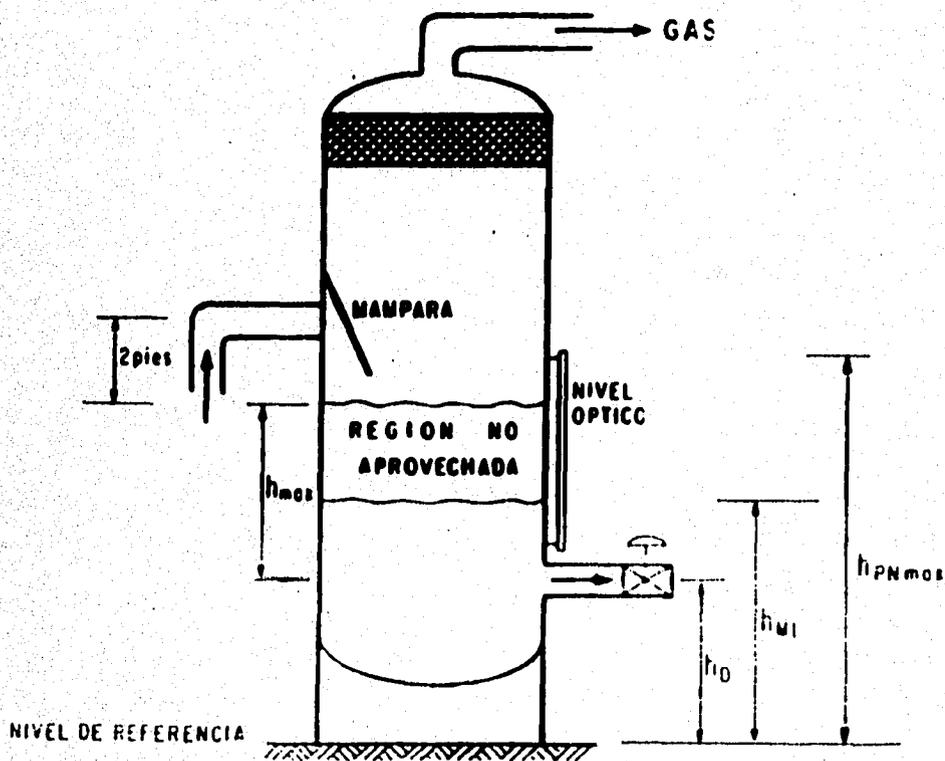


Fig.2.11 - SEPARADOR VERTICAL.

donde: $Q_{g\text{máx}}$.- capacidad máxima de manejo de gas
 D_i .- diámetro interior del separador (pg)
 L_{ef} .- longitud efectiva de separación (pie)
 P .- presión de separación (lb/ pg² abs)
 K .- cte. dependiente de las propiedades del gas y del aceite (adim).
 T .- temperatura (° R)
 Z .- factor de compresibilidad (adim)

la longitud efectiva de separación es:

$$L_{\text{ef}} = L_{\text{ss}} - D_i / 12 \quad \dots(2.33)$$

donde: L_{ss} .- es la longitud de soldadura a soldadura (pie)

La capacidad de manejo de gas de un separador vertical es:

$$Q_{g\text{máx}} = \frac{D_i^2 P}{504 K T Z} \quad \dots(2.34)$$

CAPITULO 3

DESCRIPCION, SIMULACION COMPOSICIONAL Y COMPARACION DE METODOS PARA LA ESTABILIZACION DE ACEITE CRUDO.

La selección del proceso de separación y estabilización del petróleo crudo merece un cuidadoso estudio, debido a los frecuentes cambios en los factores que sirven como base para determinar cual es el mejor método entre los existentes. Estos procesos primero se basaban en la sencillez y confiabilidad, lo que significaba controlar la corriente rápida y fácilmente con instalaciones simples.

Los altos costos del proceso de estabilización del crudo, tienden a promover los diseños más selectivos y complejos, como la separación a altas temperaturas y la rectificación del gas en dos etapas, los cuales eran procesos tradicionalmente usados para tratar el crudo amargo, hoy en día son considerados para todo tipo de crudo. La inversión, costos de operación, la recuperación adicional de aceite y la comercialización del mismo son algunos de los criterios considerados en la selección, pero además deben incluirse la seguridad del proceso y el medio ambiente:-

Los crudos pueden tratarse con procesos de separación que van desde una simple separación en etapas o multietapa, hasta la separación acompañada con los más sofisticados procesos de destilación. Por lo anterior, se busca maximizar el valor de los fluidos producidos, debido al costo de los cada vez más complicados procesos e instalaciones para el tratamiento de los hidrocarburos, todo esto sin olvidar la política de conservación del medio ambiente, la cual consiste en quemar lo menos posible el gas separado.

A diferencia de otros países productores de petróleo que incluyen en sus procesos de separación y estabilización de aceite crudo, torres fraccionadoras para tratar el gas separado, en México estos procesos están orientados a la obtención de gas y petróleo crudo estabilizados, enviando la totalidad del gas separado a las plantas petroquímicas para su tratamiento y transformación.

La comparación de los procesos de estabilización de crudo permite estimar de manera relativa su funcionamiento y aplicación específica. Así la selección del método para un nuevo proyecto se facilitará, debido a que se cuenta con una estimación previa de su funcionamiento.

Las principales consideraciones en la selección del proceso son:

- **Máxima recuperación de aceite crudo en el tanque de almacenamiento.**
- **Cumplir con las especificaciones del aceite crudo estabilizado.**
- **Obtener la mayor gravedad API posible (en aceites pesados).**

Los aspectos técnicos en la selección del método para la estabilización del petróleo crudo, deben considerar.

- **Confiabilidad**
- **Simplicidad en la operación y mantenimiento.**
- **Flexibilidad.**
- **Seguridad.**
- **Protección del medio ambiente**
- **Requerimientos de peso y espacio.**

Esto es debido a que algunos campos están localizados en áreas hostiles y remotas. Se debe poner énfasis en la simplicidad y confiabilidad para los campos pequeños y los marginales, ya que los campos grandes pueden justificar el uso de procesos sofisticados. Las restricciones de peso y espacio relacionadas con la producción costafuera, han favorecido el uso de procesos simples, pero estos procesos podrían cambiar si se cuenta con equipos más compactos e igual de eficientes que los actuales.

Los métodos que se considerarán en la simulación son:

- Separación Multietapa (CASO BASE).
- Separación Multietapa con Estabilización Elevada (CASO 1).
- Estabilización Elevada con Transferencia de Calor (CASO 2).
- Estabilización Elevada con Presión de Vacío (CASO 3).
- Estabilización con Unidad tipo Torre (CASO 4).

A continuación se presentan las características composicionales de la corriente de entrada, correspondiente a un yacimiento de crudo ligero:

COMPONENTE	% mol
N2	2.0684
CO2	4.5203
H2S	2.6110
CH4	68.7831
C2H6	9.5715
C3H8	4.1239
IC4	0.7737
nC4	1.5013
IC5	0.5563
nC5	0.6179
nC6	1.1881
nC7	0.8200
nC8	0.7057
nC9	0.6484
C10+	1.5284

3.1 SEPARACION MULTITAPA (CASO BASE)

Para realizar una comparación de los diferentes procesos para la estabilización del petróleo crudo, se necesita establecer un caso base de referencia en el cual se describa el manejo integral de la producción obtenida (aceite, gas y condensados), al final del proceso.

3.1.1 DESCRIPCION DEL MANEJO DE LA PRODUCCION.

Para este caso base así como para los métodos de estabilización de petróleo crudo que serán descritos posteriormente se considera que la producción reúne las condiciones para entrar a la etapa de separación en alta presión, y que a las etapas subsecuentes no se incorporará la producción de otros pozos. Lo anterior se hace con la finalidad de facilitar los trabajos correspondientes a la simulación del proceso.

En la figura 3.1 se muestra el proceso multitapa de separación gas-liquido correspondiente al caso base planteado, donde se muestran las condiciones de presión y temperatura de operación, para cada uno de los elementos físicos que intervienen en el proceso, así como la representación numérica de las corrientes manejadas, y por medio de la simulación composicional del proceso⁽¹⁶⁾ mostrado en dicha figura, se obtienen los flujos de hidrocarburos mostrados en las tablas 3.1A, B, C y D.

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

Manejo de Aceite.

La mezcla de hidrocarburos líquidos y gaseosos producidos por los pozos entra a la etapa de separación de alta presión donde se pretende alcanzar el equilibrio vapor-liquido correspondiente a las condiciones de presión y temperatura de esta etapa. El líquido obtenido pasa a la etapa de separación

de presión intermedia y subsecuentemente a la de baja presión, para que posteriormente el líquido descargado por esta última etapa de separación sea almacenado en un tanque y bombeado a una central de tratamiento y distribución.

En la figura 3.1 se muestra el manejo del aceite identificado con color café.

Manejo de Gas.

El gas del separador de alta presión pasa por un enfriador mecánico (soloaire) el cual le reduce la temperatura hasta una cercana a la temperatura ambiente, para entrar a un rectificador de alta presión (RVCAP). Este gas ya rectificado pasa por un medidor totalizador y uno de envío con la finalidad de obtener por diferencia el flujo enviado a quemador, para después ser enviado a la planta petroquímica. La corriente de gas que sale del separador de presión intermedia después de pasar por enfriamiento mecánico entra a su respectivo rectificador, de donde ya rectificado se mide en dos ocasiones (totalizador y envío) en forma similar al de alta presión, y entra a un paso de compresión para suministrarle la energía suficiente para reintegrarlo a la corriente de gas proveniente de la etapa de alta presión. El gas que abandona el separador de baja presión, después de ser medido pasa a un sistema de compresión compuesto por 3 pasos; cada uno de los cuales se compone de un compresor multietapa, un enfriador mecánico y un rectificador, como se muestra en la figura 3.1, con lo cual se le adiciona la energía necesaria al gas para poderlo integrar a la corriente de gas de alta presión, ya antes mencionada.

En la figura se ilustra el manejo del gas con diferentes tonalidades de verde, como se muestra en la leyenda.

Manejo de Condensado.

Los condensados generados por el enfriamiento del gas, obtenidos de los rectificadores de alta presión, presión intermedia, presión intermedia en compresión, y de las tres etapas de rectificación correspondientes al sistema de compresión de gas de baja presión, entran a un separador tipo trifásico

TESIS SIN PAGINACION

COMPLETA LA INFORMACION

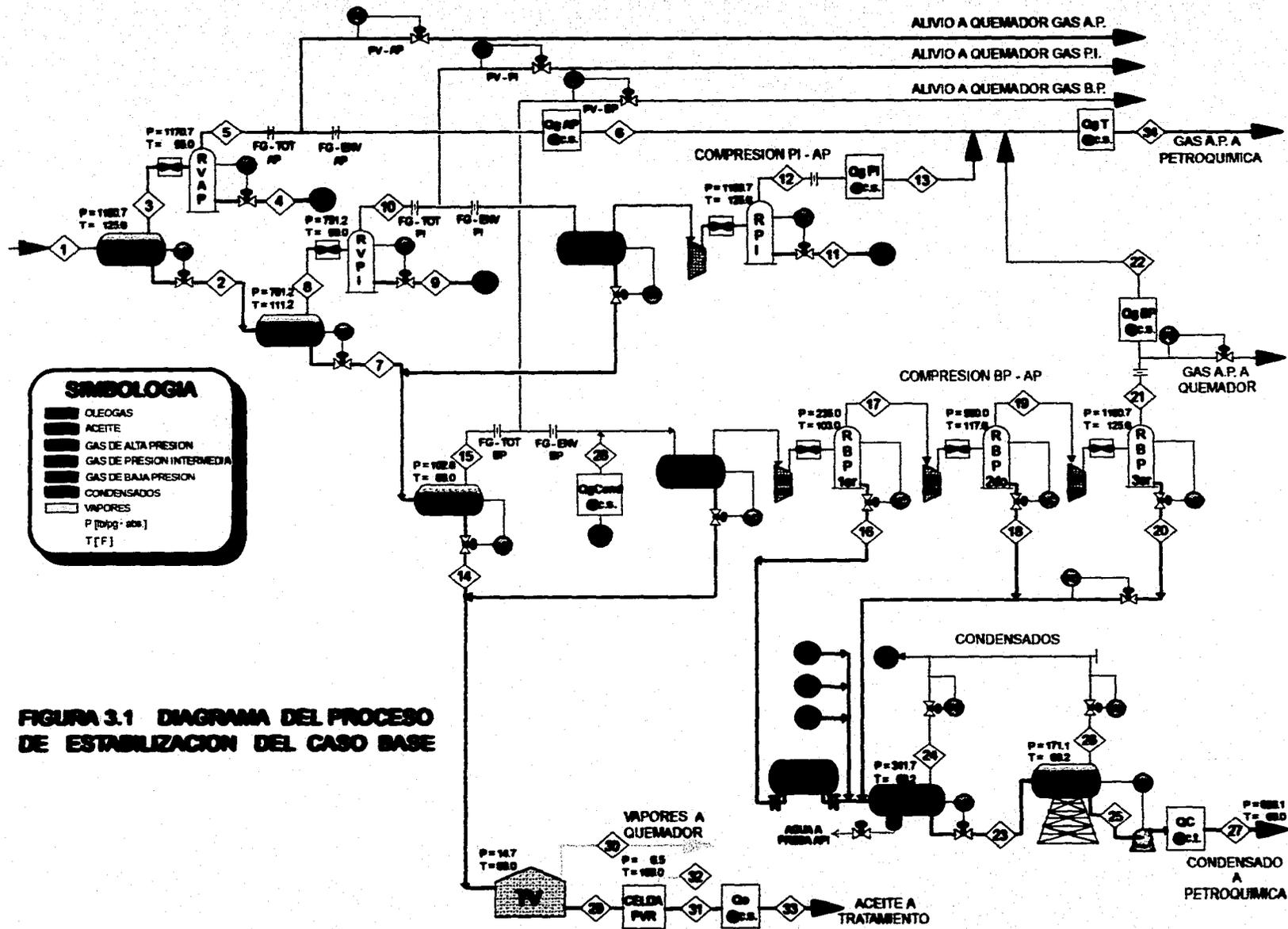


FIGURA 3.1 DIAGRAMA DEL PROCESO DE ESTABILIZACION DEL CASO BASE

TABLA 3.1A CARACTERISTICAS DE LAS CORRIENTES OBTENIDAS EN EL CASO BASE
 PARA EL MANEJO DE LA PRODUCCION

.....
 * COMPUTER MODELLING GROUP PHASE PROPERTY PACKAGE *
 * CHEMPROP VERSION PC:3.6.1 *

stream table										
stream	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
from unit to unit	<input> SHAP	SHAP SHPI	SHAP RVAP	RVAP SHC3F	RVAP QgAPcs	QgAPcs QgTcs	SHPI SHSP	SHPI RVPI	RVPI SHC3F	RVPI RPI
P, psia	14.70	1180.70	1180.70	1170.70	1170.70	14.70	761.30	761.30	751.30	751.20
T, degF	60.00	125.60	125.60	95.00	95.00	60.00	111.20	111.20	90.00	90.00
		liq	gas	liq	gas	gas	liq	gas	liq	gas
Volume/time	K - ft3 377201.231	K - bbl 31.641	K - ft3 3831.648	K - bbl 1.301	K - ft3 3467.180	K - ft3 336301.693	K - bbl 38.924	K - ft3 95.145	K - bbl 0.008	K - ft3 90.582
1000 lb -mole / time	1000.000	105.208	894.792	4.787	890.005	890.005	91.277	13.931	0.036	13.906
Composition, %										
H2	2.0584	0.3129	2.2636	0.3878	2.3737	2.3737	0.1279	1.5249	0.1515	1.5274
CO2	4.5203	2.9908	4.7001	3.2928	4.7077	4.7077	2.6408	5.2839	2.7825	5.2885
H2S	2.6110	3.4192	2.5160	3.7367	2.5094	2.5094	3.4937	2.9305	3.7379	2.9290
C6H6	68.7931	23.5513	74.1125	29.0156	74.3551	74.3551	16.0530	73.6797	19.2287	72.7704
C2H6	9.5715	9.2705	9.6069	11.2420	9.5981	9.5981	9.0199	10.9128	10.8158	10.9130
C3H8	4.1239	7.7639	3.6959	9.4864	3.6652	3.6652	8.3437	3.9654	10.1766	3.9539
iC4	0.7737	2.1552	0.6113	2.6260	0.6004	0.6004	2.3918	0.6054	2.9855	0.6010
nC4	1.5013	4.9411	1.0969	5.9320	1.0709	1.0709	5.5347	1.0519	6.8373	1.0412
iC5	0.5583	2.5355	0.3258	3.0244	0.3113	0.3113	2.8794	0.2816	3.6114	0.2755
nC5	0.6179	3.0666	0.3300	3.6270	0.3123	0.3123	3.4925	0.2762	4.3672	0.2686
nC6	1.1681	7.5750	0.4148	8.6589	0.3705	0.3705	8.6851	0.3013	10.8550	0.2818
nC7	0.8200	6.3130	0.1741	6.6023	0.1396	0.1396	7.2598	0.1096	8.5836	0.0940
nC8	0.7057	5.9586	0.0881	5.3974	0.0595	0.0595	6.8607	0.0482	7.1724	0.0351
nC9	0.6484	5.7840	0.0446	4.0768	0.0229	0.0229	6.6636	0.0212	5.3321	0.0114
C10+	1.5284	14.3626	0.0194	2.9738	0.0035	0.0035	16.5536	0.0074	3.3635	0.0012
Z factor	0.99395	0.31741	0.80495	0.30022	0.76616	0.99598	0.22105	0.84856	0.21047	0.82953
molar vol., ft3 / lb - MOL	377.20123	1.68857	4.28217	1.52651	3.89569	377.86507	1.77915	6.82963	1.65274	6.51410
density, lb / ft3	0.07133	39.87439	5.17276	35.57336	5.64154	0.05816	41.70998	3.26064	37.75011	3.40721
EN	26.9039	67.3307	22.1506	54.3032	21.9777	21.9777	74.2083	22.2689	62.3912	22.1949

TABLE 3.18 CHARACTERISTICS OF THE CURRENTS OBTAINED IN THE CASE BASE
FOR THE SUBJECT OF THE PRODUCTION

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

stream table										
stream	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20
from unit to unit	RPI SUC3F	RPI QgP1cs	QgP1cs QgTcs	SMSF TV	SMSF RSP1	RSP1 SUC3F	RSP1 RSP2	RSP2 SUC3F	RSP2 RSP3	RSP3 SUC3F
P, psia	1180.70	1180.70	14.70	102.80	102.80	335.00	335.00	580.00	580.00	1180.70
T, degF	125.60	125.60	60.00	86.00	86.00	103.00	103.00	117.60	117.60	125.60
	liq	gas	gas	liq	gas	liq	gas	liq	gas	liq
Volume/time	K - bbl 0.000	K - ft3 59.342	K - ft3 5253.947	K - bbl 23.474	K - ft3 1562.938	K - bbl 0.004	K - ft3 721.310	K - bbl 0.071	K - ft3 261.593	K - bbl 0.000
1000 lb -mole / time	0.000	13.906	13.906	62.644	28.633	0.013	30.714	0.251	30.463	0.000
Composition, %										
N2	1.5274	1.5274	1.5274	0.0041	0.3987	0.0122	0.4320	0.0412	0.4353	0.4353
CO2	5.2885	5.2885	5.2885	0.6866	6.9163	1.2507	6.8705	2.6913	6.9050	6.9050
H2S	2.9290	2.9290	2.9290	1.9667	6.8347	3.2579	6.6842	5.7244	6.6921	6.6921
C2H6	72.7784	72.7784	72.7784	1.6394	47.5874	4.1239	48.6640	11.0739	48.9741	48.9741
C2H4	10.9130	10.9130	10.9130	3.8718	20.2829	7.5921	19.9878	14.7556	20.0310	20.0310
C3H8	3.9539	3.9539	3.9539	7.1567	10.9406	12.0821	10.6162	18.5199	10.5510	10.5510
iC4	0.6010	0.6010	0.6010	2.6795	1.7623	4.1725	1.6991	5.4158	1.6685	1.6685
nC4	1.0412	1.0412	1.0412	6.6703	3.0500	9.8186	2.9345	11.8175	2.8612	2.8612
iC5	0.2755	0.2755	0.2755	3.8636	0.7262	5.2028	0.6955	5.1602	0.6587	0.6587
nC5	0.2686	0.2686	0.2686	4.7784	0.6792	6.1875	0.6494	5.7463	0.6074	0.6074
nC6	0.2818	0.2818	0.2818	13.3889	0.5819	14.3467	0.5513	9.9803	0.4735	0.4735
nC7	0.0940	0.0940	0.0940	10.5039	0.1624	10.6123	0.1506	5.1012	0.1098	0.1098
nC8	0.0351	0.0351	0.0351	9.9715	0.0548	8.7506	0.0485	2.6529	0.0270	0.0270
nC9	0.0114	0.0114	0.0114	9.7009	0.0183	6.8454	0.0145	1.1258	0.0053	0.0053
C10+	0.0012	0.0012	0.0012	24.1178	0.0045	5.7456	0.0018	0.1935	0.0002	0.0002
Z factor	0.80219	0.80219	0.99588	0.03693	0.95821	0.07387	0.91395	0.14892	0.80395	0.63038
molar vol., ft3 / lb - MOL	4.26748	4.26748	377.82960	2.10390	54.58502	1.89823	23.48461	1.59071	8.58728	3.35350
density, lb / ft3	5.20093	5.20093	0.05874	45.17810	0.52414	39.96982	1.20452	33.86098	3.26957	8.37237
NW	22.1949	22.1949	22.1949	95.0501	28.6102	75.8718	28.2877	53.8631	28.0767	28.0767

.....
 *
 * COMPUTER MODELLING GROUP PHASE PROPERTY PACKAGE *
 * CHEMPRO VERSION PC:3.6.1 *
 *

.....
 stream table

stream	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30
from unit	HEP3	QgHPes	SEC3P	SEC3P	SSEC	SSEC	QCct	QgComd	TV	TV
to unit	QgHPes	QgTcs	SSEC	QgComd	QCct	QgComd	<output>	HEP1	FVR	<output>
P, psia	1180.70	14.70	341.76	341.76	171.12	171.12	626.16	14.70	14.70	14.70
T, degF	125.60	60.00	66.20	66.20	66.20	66.20	60.00	60.00	66.00	66.00
	gas	gas	liq	gas	liq	gas	liq	gas	liq	gas
Volume/time	K - ft3 102.157	K - ft3 11481.608	K - hbl 1.051	K - ft3 24.844	K - hbl 0.983	K - ft3 12.231	K - hbl 0.971	K - ft3 784.289	K - hbl 20.802	K - ft3 4655.903
1000 lb -mole / time	30.463	30.463	3.398	1.679	2.999	0.399	2.999	2.077	50.765	11.880
Composition, %										
H2	0.4353	0.4353	0.0430	1.0275	0.0065	0.3179	0.0065	0.8913	0.0000	0.0214
CO2	6.9050	6.9050	1.9893	5.9802	1.2149	7.1320	1.2149	6.2013	0.0505	3.4045
H2S	6.6921	6.6921	3.7098	4.0852	3.3308	6.5606	3.3308	4.5684	0.3049	8.7260
C8H6	48.9741	48.9741	9.0337	66.4427	3.5254	30.4442	3.5254	63.3752	0.0414	8.4682
C2H6	20.0310	20.0310	9.9367	14.3763	8.3771	21.6671	8.3771	15.7760	0.5197	18.1966
C3H8	10.5510	10.5510	12.0946	5.3610	12.4737	9.2434	12.4737	6.1063	2.6763	26.3030
iC4	1.6685	1.6685	3.7742	0.7365	4.1067	1.2737	4.1067	0.8396	1.6840	6.9334
nC4	2.8612	2.8612	8.7204	1.2117	9.6022	2.0885	9.6022	1.3800	4.9511	14.0171
iC5	0.6587	0.6587	4.5570	0.2670	5.1038	0.4443	5.1038	0.3011	3.7698	4.2446
nC5	0.6074	0.6074	5.4695	0.2451	6.1431	0.4034	6.1431	0.2755	4.9281	4.1726
nC6	0.4735	0.4735	12.9742	0.1974	14.6585	0.3058	14.6585	0.2182	14.3773	3.8918
nC7	0.1098	0.1098	9.7577	0.0504	11.0453	0.0734	11.0453	0.0548	12.7059	1.0940
nC8	0.0270	0.0270	7.8792	0.0148	8.9241	0.0202	8.9241	0.0158	12.2303	0.3619
nC9	0.0053	0.0053	5.8902	0.0039	6.6727	0.0050	6.6727	0.0041	11.9435	0.1178
C10+	0.0002	0.0002	4.2503	0.0004	4.8154	0.0004	4.8154	0.0004	29.7553	0.0271
Z factor	0.63038	0.99345	0.10519	0.89631	0.85579	0.92995	0.20417	0.99515	0.06578	0.98382
molar vol, ft3 / lb - MOL	3.35350	376.90569	1.73701	14.80105	1.84007	30.67018	1.81049	377.55300	2.30070	391.92727
density, lb / ft3	8.37236	0.07449	40.11273	1.58118	40.94347	0.88308	41.42948	0.06386	46.27999	0.11794
HW	28.0767	28.0767	69.6762	23.4031	75.3390	27.0841	75.3390	24.1098	106.4762	46.2235

TABLE 3.1D CHARACTERISTICS OF THE CURRENTS OBTAINED IN THE CASE BASE
FOR THE DESIGN OF THE PRODUCTION

 *
 * COMPUTER MODELING GROUP PHASE PROPERTY PACKAGE *
 * CURRENT VERSION PC:3.6.1 *
 *

 stream table

stream	31	32	33	34
from unit to unit	FVR Goes	FVR <output>	Goes <output>	Gases <output>
P, psia	6.50	6.50	16.70	16.70
T, degF	100.00	100.00	60.00	60.00
	liq	gas	liq	gas
Volume/time	K - bbl 19.522	K - ft3 4552.481	K - bbl 19.176	K - ft3 353040.524
1000 lb -mole / time	45.778	4.987	45.778	936.373
Composition, %				
H2	0.8000	0.0003	0.0000	2.2027
CO2	0.0029	0.4875	0.0029	4.7880
H2S	0.0586	3.3805	0.0586	2.6520
C6H6	0.0008	0.4136	0.0008	73.5041
C2H6	0.0538	4.7964	0.0538	9.9578
C3H8	0.7713	20.1633	0.7713	3.0960
iC4	0.8384	9.4461	0.8384	0.6353
nC4	2.9598	23.2382	2.9598	1.1288
iC5	3.0908	10.0026	3.0908	0.3221
nC5	4.3046	10.5702	4.3046	0.3212
nC6	14.6417	11.9499	14.6417	0.3725
nC7	13.6860	3.7086	13.6860	0.1379
nC8	13.4099	1.2993	13.4099	0.0581
nC9	13.1962	0.4660	13.1962	0.0221
C10+	32.9850	0.1076	32.9850	0.0033
Z factor	0.00259	0.98792	0.00620	0.99590
molar vol., ft3 / lb - MOL	2.39439	912.89223	2.35189	377.83677
density, lb / ft3	46.50083	0.06772	47.34113	0.05870
MW	111.3411	61.8174	111.3411	22.1798

(aceite-agua-gas), de donde el agua es enviada a una presa API, el gas es reintegrado a la corriente de gas de baja presión y el condensado pasa a una etapa de estabilización elevada a las condiciones de presión y temperatura que se muestran en la figura 3.1. El condensado de la etapa elevada de estabilización es desalojado automáticamente de este separador por medio de una bomba, de acuerdo al nivel que se presenta en el mismo, para hacerlo llegar a una planta petroquímica a las condiciones de transferencia especificadas.

En la figura se indica el manejo de condensado con color rojo.

3.1.2 ANALISIS ECONOMICO DEL CASO BASE

INGRESOS PARA EL CASO BASE

Los ingresos que se tienen por concepto de la comercialización de la producción son mostrados en la Tabla 3.2.

TABLA 3.2 INGRESOS POR CONCEPTO DE LA COMERCIALIZACION DE LA PRODUCCION PARA EL CASO BASE

PRODUCTO	FLUJO	ESPECIFICACION	PRECIO	INGRESOS (N\$/día)
ACEITE Qo @ c.s. (BPD)	19,176.000	55.01 °API	58.047 (N\$/B)	1'113,109.27
GAS Qg @ c.s. (MMPCD)	353.040	1,137.65 BTU/pe ³	5.491.857 (N\$/MMPCS)	1'938,845.19
CONDENSADOS Qcond. @ c.s.(BPD)	971.000	81.62 °API	25.724 (N\$/B)	24,978.00
INGRESO DIARIO TOTAL				3'076,932.46

Los precios de los hidrocarburos corresponden al mes de julio de 1994 bajo las siguientes consideraciones:

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

$$P_{GAS} = (P_{cal.} \times 8.891 \times P_{Gcal.}) / 35.3146$$

donde: P_{GAS} ; precio del gas (N\$/MMPCS)
 $P_{cal.}$; poder calorífico del gas (BTU/pie³)
 $P_{Gcal.}$; precio de la gigacaloría (19.174 N\$/Gcal.)

Los ingresos actuales afectados por los derechos sobre hidrocarburos (gubernamentales) del 60.6 % son:

$$\begin{aligned} \text{CASO BASE} &= \text{INGRESO BRUTO TOTAL} \times (1 - 0.606) \\ &= 3'076,932.46 \times (1 - 0.606) \\ &= 1'206,157.52 \text{ N\$/día} \\ &= 440'247,496.30 \text{ N\$/año} \end{aligned}$$

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

En la Tabla 3.3 se presenta el comportamiento de la producción (expresada en flujos diarios), los ingresos anuales correspondientes a cada

producto, los ingresos anuales brutos y los netos para el horizonte del proyecto (10 años), considerando una declinación anual de la producción de 5.54 %, pero sin considerar ninguna mejora en el sistema estudiado, ya que dicho comportamiento corresponde al caso base.

TABLA 3.3 COMPORTAMIENTO DE LA PRODUCCION Y DE LOS INGRESOS RESPECTIVOS PARA EL CASO BASE.

AÑOS	PRODUCCION DIARIA E INGRESOS ANUALES						INGRESOS BRUTOS (I _o +I _g +I _c)	INGRESOS NETOS (MMNS)
	Q _e @ c.s.	I _o (MMNS)	Q _g @ c.s.	I _g (MMNS)	Q _c @ c.t.	I _c (MMNS)		
0*	19,178.00		353,040		971.00			
1	18,113.85	383,777	333,482	688,473	917.21	8,812	1,000,002	415,888
2	17,110.15	382,515	315,007	631,440	866.39	8,135	1,002,000	392,819
3	16,162.25	342,432	297,555	596,458	818.39	7,684	948,874	371,957
4	15,289.88	323,481	281,071	563,414	773.05	7,258	899,133	352,901
5	14,421.07	305,542	265,499	532,201	730.23	6,856	844,899	331,983
6	13,622.15	288,615	250,791	502,717	689.77	6,478	797,899	312,741
7	12,887.48	272,625	236,897	474,897	651.56	6,118	763,810	295,415
8	12,154.62	257,522	223,773	448,559	615.48	5,779	711,000	279,049
9	11,481.28	243,255	211,378	423,709	581.38	5,459	672,423	263,890
10	10,845.19	229,779	199,688	400,235	549.18	5,156	638,179	249,887
TOTAL		3,909,623		5,242,973		67,833	8,319,128	3,261,100

NOTAS: * Período considerado para la realización de adecuaciones.

EGRESOS DEL CASO BASE

Los egresos que se mantienen constantes respecto al tiempo, se obtienen de los egresos actuales menos los rubros que variarán respecto al tiempo, como son: Energía eléctrica para enfriadores, Bombeo de crudo, Deshidratación del crudo, Bombeo de condensados y Compresión de gas, teniéndose de la Tabla 3.4.

TABLA 3.4 COSTOS DE OPERACION Y MANTENIMIENTO DEL CASO BASE.

TIPO	CONCEPTO	EGRESO (N\$/AÑO)
O	3½ Operadores (Batería de Separación)	69.904.80
P	3½ Operadores (Sistema de Bombeo)	69.904.80
E	½ Ingeniero Jefe de Sector	67.548.00
R	½ Ingeniero Supervisor	49.255.00
A	Energía eléctrica de enfriadores gas AP (336.301 MMPCD)	33.527.03
C	Energía eléctrica de enfriadores gas PI (5.253 MMPCD)	498.86
I	Bombeo de crudo	62.993.16
O	Deshidratación del crudo	1'112.679.16
N	Bombeo de condensado	3.189.73
	Op. y mto. por compresión del gas liberado del aceite separado en PI-AP * (Q _{gpi,ap} = 5.253 MMPCD).	667.881.11
	Op. y mto. por compresión del gas liberado del aceite separado en BP-AP ** (Q _{gpp,ap} = 11.481 MMPCD).	2'919.365.48
M	Separadores y rectificadores	156.419.20
A	Enfriadores de gas (predictivo y preventivo)	96.495.00
N	Tanques de almacenamiento	440.000.00
T	Tanque de agua contra incendio (TACI)	44.000.00
T	Obra civil	420.000.00
O	Bombas de crudo (2 trasiegos y 2 de envío)	109.388.00
	Bombas de condensado (2)	11.492.00
EGRESO TOTAL ANUAL (N\$/año)		6'334,719.33

* C_{comp,PI,AP} = 348.326 N\$/MMPCS

** C_{comp,BP,AP} = 698.652 N\$/MMPCS

De la Tabla 3.4 se tiene que los egresos actuales son:

$$E_{ACT} = 6'334,719.33 \text{ N\$/año}$$

En la Tabla 3.5 se presenta el comportamiento de los egresos respecto al tiempo de vida del proyecto.

TABLA 3.5 COMPORTAMIENTO DE LOS EGRESOS RESPECTO AL TIEMPO DEL CASO BASE.

AÑOS	EGRESOS VARIABLES (N\$)	EGRESOS FIJOS (N\$)	EGRESOS TOTALES (N\$)
1	4'534.377.1	1'534.404.8	6'068.781.9
2	4'263.172.6	1'534.404.8	5'797.577.4
3	4'045.884.8	1'534.404.8	5'580.289.6
4	3'821.742.6	1'534.404.8	5'356.147.4
5	3'610.018.3	1'534.404.8	5'144.423.1
6	3'410.023.2	1'534.404.8	4'944.428.0
7	3'221.107.9	1'534.404.8	4'755.512.7
8	3'042.658.6	1'534.404.8	4'577.063.4
9	2'874.085.3	1'534.404.8	4'408.490.1
10	2'714.870.4	1'534.404.8	4'249.275.2
TOTAL	36'667,981.0	16'344,648.0	53'012,629.0

E_{FIJO} = 6'334,719.33 - 33,527.03 - 498.86 - 62,993.16 - 1'112,879.16 - 3,189.73 - 667,861.11 - 2'919,365.48

E_{FIJO} = 1'534,404.80 N\$/año

COMPORTAMIENTO ECONOMICO DEL CASO BASE

El comportamiento económico del caso base se muestra en la Tabla 3.6, en la cual se presentan los ingresos, egresos y flujo de efectivo que se tendrán cada año en el horizonte del proyecto.

TABLA 3.6 COMPORTAMIENTO ECONOMICO DEL CASO BASE.

AÑOS	ICASO BASE INGRESOS (M\$)	ECASO BASE EGRESOS (M\$)	Fcb = I - E FLUJO EFECTIVO (M\$)
1	415'859.000.0	6'069.781.9	409'789.218.1
2	392'919.000.0	5'917.577.4	387'001.422.6
3	371'057.000.0	5'580.289.6	365'476.710.4
4	350'501.000.0	5'356.147.6	345'144.852.4
5	331'083.000.0	5'144.423.1	325'938.576.9
6	312'741.000.0	4'944.428.0	307'796.572.0
7	295'415.000.0	4'755.512.7	290'659.487.3
8	279'049.000.0	4'577.063.4	274'471.936.6
9	263'590.000.0	4'408.500.1	259'181.499.9
10	249'987.000.0	4'249.275.2	244'737.724.8
TOTAL	3,281'199,000.0	80'991,999.0	3,210'199,001.0

3.2 SEPARACION MULTITAPA CON ESTABILIZACION ELEVADA (CASO 1)

El proceso de estabilización elevada presenta las mismas características que la separación multitapa, la diferencia consiste en que el líquido descargado de la etapa de separación de baja presión, previa al tanque de almacenamiento pasa por un separador colocado en una estructura metálica elevada la cual está situada a cierta altura del piso. El esquema de dicho proceso se muestra en la figura 3.2, integrada al sistema de separación multitapa, el cual fue descrito en el caso base.

La presión a la que opera esta etapa adicional de separación depende básicamente del equipo convencional de recuperación de vapores, el cual tiene una presión de succión mínima de 19.67 lb/pg² abs. (probada en campo), para los utilizados en algunas instalaciones de producción de Pemex Exploración Producción (PEP).

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

Para proporcionar la carga neta positiva de succión (NPSH) necesaria para que el crudo llegue a las bombas con la presión requerida en la succión, y así poderlo impulsar adecuadamente hasta la central de almacenamiento y bombeo, se requiere de una elevación del separador mencionado, la cual deberá estar de acuerdo con la densidad del líquido, para que se proporcione dicha carga neta a las bombas, contemplando las pérdidas por fricción desde la descarga de este separador hasta las bombas.

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

En la figura 3.2 se presenta la configuración del proceso propuesto para este método de estabilización y en las tablas 3.7A, B, C y D, se muestran las características de las corrientes manejadas en dicho proceso, las cuales representan el balance de masa que se lleva a cabo en el mismo. Para la simulación se utilizó un modelo composicional de comportamiento de fases y propiedades de los fluidos⁽¹⁶⁾.

3.2.1 DESCRIPCION DEL MANEJO DE LA PRODUCCION

La descripción del manejo de la producción de aceite, gas y de los condensados es similar a la presentada en el caso base, la cual se representa con color café, diferentes tonalidades de verde y rojo respectivamente en la figura 3.2

3.2.2 ANALISIS ECONOMICO DEL CASO 1

INGRESOS PARA EL CASO 1

Los ingresos que se tienen por concepto de la comercialización de la producción son mostrados en la Tabla 3.8

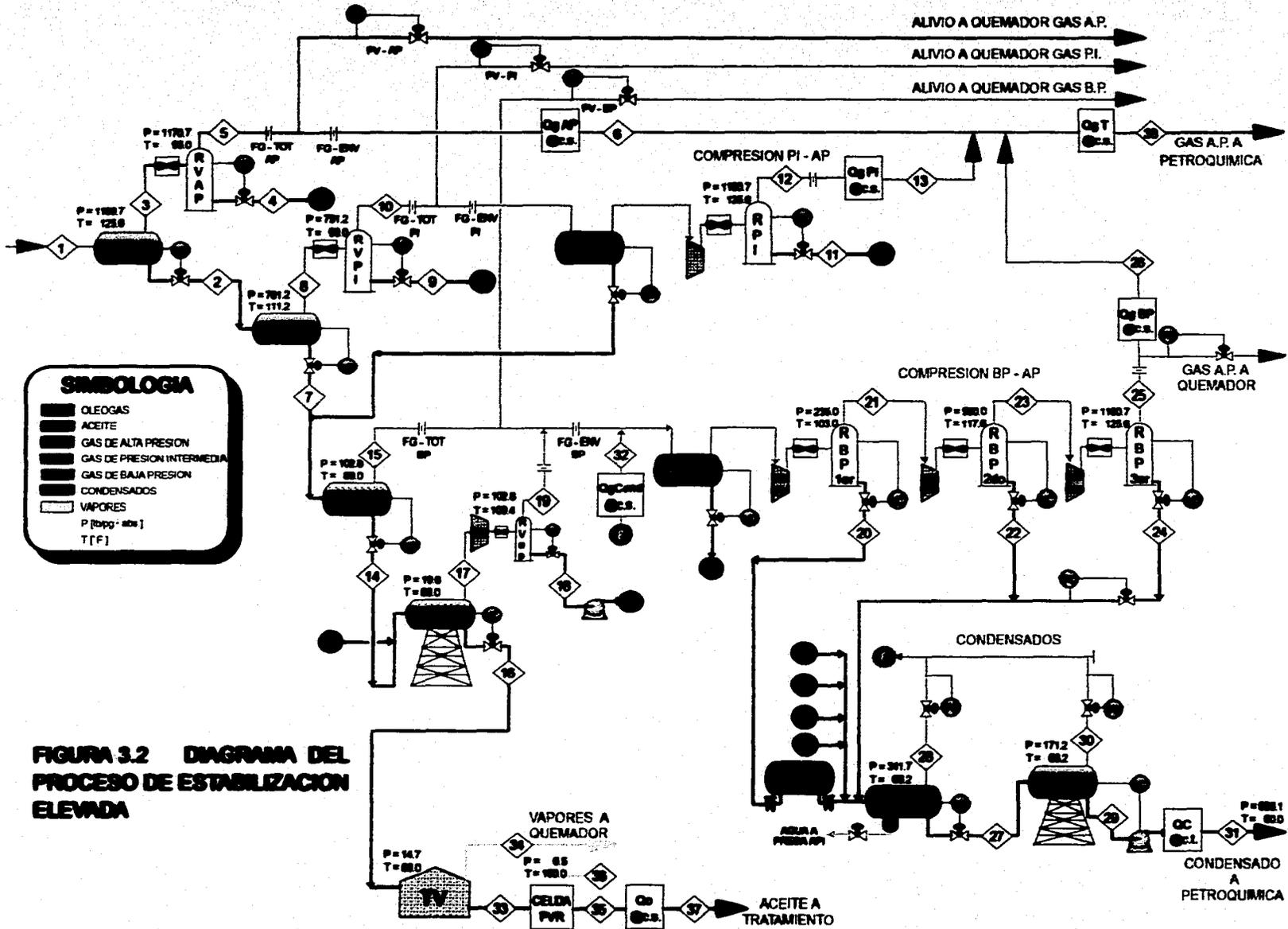


FIGURA 3.2 DIAGRAMA DEL PROCESO DE ESTABILIZACION ELEVADA

TESIS SIN PAGINACION

COMPLETA LA INFORMACION

TABLA 3.7A CARACTERISTICAS DE LAS CORRIENTES SEPARADAS EN EL CASO 1
PARA EL SEQUEJO DE LA PRODUCCION

*
* COMPUTER MODELING GROUP PHASE PROPERTY PACKAGE *
* CHEMPROP VERSION PC:3.6.1 *

Stream table										
stream	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
from unit to unit	<input> SEAP	SEAP SEPI	SEAP RVAP	RVAP SUC3F	RVAP QgAPcs	QgAPcs QgTcs	SEPI SEMP	SEPI RVPI	RVPI SUC3F	RVPI RPI
P, psia	14.70	1180.70	1180.70	1170.70	1170.70	14.70	761.20	761.20	751.20	751.20
T, degF	60.00	125.60	125.60	95.00	95.00	60.00	111.20	111.20	90.00	90.00
		liq	gas	liq	gas	gas	liq	gas	liq	gas
Volume/time	K - ft3 377201.231	K - hbl 31.641	K - ft3 3831.648	K - hbl 1.301	K - ft3 3467.180	K - ft3 336301.693	K - hbl 28.924	K - ft3 95.145	K - hbl 0.008	K - ft3 90.582
1000 lb -mole / time	1000.000	105.208	894.792	4.787	890.005	890.005	91.277	13.931	0.026	13.906
Composition, %										
N2	2.0594	0.3129	2.2636	0.3878	2.2737	2.2737	0.1279	1.5249	0.1515	1.5274
CO2	4.5203	2.9908	4.7001	3.2928	4.7077	4.7077	2.6408	5.2839	2.7825	5.2885
N2S	2.6110	3.4192	2.5160	3.7367	2.5094	2.5094	3.4937	2.9385	3.7379	2.9290
CH4	68.7931	23.5513	74.1125	29.0156	74.3551	74.3551	16.0530	72.6797	19.2287	72.7784
C2H6	9.5715	9.2705	9.6069	11.2420	9.5981	9.5981	9.0199	10.9128	10.8158	10.9130
C3H8	4.1239	7.7639	3.6959	9.4064	3.6652	3.6652	8.3437	3.9634	10.1766	3.9539
iC4	0.7737	2.1552	0.6113	2.6260	0.6004	0.6004	2.3918	0.6054	2.9855	0.6010
nC4	1.5013	4.9411	1.0969	5.9320	1.0709	1.0709	5.5347	1.0519	6.8373	1.0412
iC5	0.5583	2.5355	0.3258	3.0244	0.3113	0.3113	2.8794	0.2816	3.6114	0.2755
nC5	0.6179	3.0666	0.3300	3.6270	0.3123	0.3123	3.4925	0.2762	4.3672	0.2686
nC6	1.1681	7.5750	0.4148	8.6589	0.3705	0.3705	8.6851	0.3013	10.8550	0.2618
nC7	0.8200	6.3130	0.1741	6.6023	0.1396	0.1396	7.2598	0.1096	8.5836	0.0940
nC8	0.7057	5.9586	0.0881	5.3974	0.0595	0.0595	6.8607	0.0482	7.1714	0.0351
nC9	0.6484	5.7840	0.0446	4.0768	0.0229	0.0229	6.6636	0.0212	5.3321	0.0114
C10+	1.5284	14.3626	0.0194	2.9738	0.0035	0.0035	16.5536	0.0074	3.3635	0.0012
Z factor	0.99395	0.31741	0.80495	0.30022	0.76616	0.99598	0.22105	0.84856	0.21047	0.82953
molar vol., ft3 / lb - MOL	377.20123	1.68857	4.28217	1.52651	3.89569	377.86507	1.77915	6.82963	1.65274	6.51410
density, lb / ft3	0.07133	39.87439	5.17276	35.57336	5.64154	0.05816	41.70998	3.26064	37.75011	3.40721
NW	26.9039	67.3307	22.1506	54.3032	21.9777	21.9777	74.2083	22.2689	62.3912	22.1949

**TABLA 3.7B CARACTERISTICAS DE LAS CORRIENTES RESEJADAS EN EL CASO 1
 PARA EL RESERVO DE LA PRODUCCION**

 *
 * COMPUTER MODELLING GROUP PIPES PROPERTY PACKAGE *
 * CHEMPRO VERSION PC:3.6.1 *
 *

stream table

stream	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20
from unit	RPI	RPI	GgPics	SMBP	SMBP	SMBSP	SMBSP	KVap	KVap	KBP1
to unit	SBC3F	GgPics	GgTcs	SMBSP	KBP1	TV	KVap	SBC3F	KBP1	SBC3F
P. psia	1180.70	1180.70	14.70	102.80	102.80	19.67	19.67	102.80	102.80	235.00
T. degF	125.60	125.60	60.00	86.00	86.00	86.00	86.00	109.40	109.40	103.00
	liq	gas	gas	liq	gas	liq	gas	liq	gas	liq
Volume/time	K - bbl	K - ft3	K - ft3	K - bbl	K - ft3	K - bbl	K - ft3	K - bbl	K - ft3	K - bbl
	0.000	59.342	5253.947	23.474	1562.938	21.375	2039.686	0.247	487.244	0.102
1000 lb -mole / time	0.000	13.906	13.906	62.644	28.633	52.918	9.726	0.767	8.960	0.332
Composition, %										
H2	1.5274	1.5274	1.5274	0.0041	0.3987	0.0000	0.0260	0.0004	0.0282	0.0109
CO2	5.2885	5.2885	5.2885	0.6866	6.9163	0.0789	3.9926	0.3431	4.3048	1.1519
H2S	2.9290	2.9290	2.9290	1.9667	6.8347	0.5629	9.6041	2.1500	10.2619	3.5362
CH4	72.7784	72.7784	72.7784	1.6394	47.5874	0.0670	10.1942	0.4499	11.0279	3.7461
C2H6	10.9130	10.9130	10.9130	3.8718	20.2829	0.7888	20.6451	3.9679	22.0721	8.1981
C3H8	3.9539	3.9539	3.9539	7.1567	10.9406	3.5980	26.5186	14.8516	27.5169	16.6407
iC4	0.6010	0.6010	0.6010	2.6795	1.7623	2.0223	6.2551	7.2818	6.1672	6.5371
nC4	1.0412	1.0412	1.0412	6.6703	3.0500	5.6748	12.0869	18.3816	11.5483	15.6342
iC5	0.2755	0.2755	0.2755	3.8636	0.7262	3.9540	3.3720	10.0715	2.7988	7.9489
nC5	0.2686	0.2686	0.2686	4.7784	0.6792	5.0614	3.2388	11.5408	2.5285	9.0534
nC6	0.2818	0.2818	0.2818	12.3889	0.5819	14.1341	2.8937	19.0930	1.5076	15.5083
nC7	0.0940	0.0940	0.0940	10.5039	0.1624	12.2870	0.8023	7.6037	0.2203	7.0517
nC8	0.0351	0.0351	0.0351	9.9715	0.0548	11.7556	0.2645	2.9706	0.0330	3.2726
nC9	0.0114	0.0114	0.0114	9.7009	0.0183	11.4682	0.0862	1.0418	0.0044	1.3354
C10+	0.0012	0.0012	0.0012	24.1178	0.0045	28.5470	0.0200	0.2522	0.0002	0.3744
Z factor	0.80219	0.80219	0.99588	0.03693	0.95821	0.00762	0.98065	0.03051	0.91537	0.06674
molar vol. ft3 / lb - MOL	4.26748	4.26748	377.82960	2.10390	54.58502	2.26784	291.95655	1.81258	54.38118	1.71495
density. lb / ft3	5.20093	5.20093	0.05874	45.17810	0.52414	46.07039	0.14983	37.71095	0.76566	37.12331
HW	22.1949	22.1949	22.1949	95.0501	28.6102	104.4805	43.7432	68.3542	41.6375	63.6646

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

 stream table

stream	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30
from unit	RBP1	RBP2	RBP2	RBP3	RBP3	QBP3cs	SBC3P	SBC3P	SBC3	SBC3
to unit	RBP2	SBC3P	RBP3	SBC3P	QBP3cs	QBP3cs	SBC3	QBP3cs	QBP3cs	QBP3cs
P, psia	235.00	580.00	580.00	1180.70	1180.70	14.70	341.76	341.76	171.20	171.20
T, degF	103.00	117.60	117.60	125.60	125.60	60.00	66.20	66.20	66.20	66.20
	gas	liq	gas	liq	gas	gas	liq	gas	liq	gas
Volume/time	K - ft3	K - bbl	K - ft3	K - bbl	K - ft3	K - ft3	K - bbl	K - ft3	K - bbl	K - ft3
	936.648	0.724	313.081	0.307	127.304	13949.808	2.080	32.466	1.876	33.343
1000 lb -mole / time										
	40.807	2.679	38.129	1.088	37.041	37.041	7.439	2.240	6.332	1.107
Composition, %										
N2	0.3373	0.0396	0.3583	0.1327	0.3649	0.3649	0.0375	0.8198	0.0049	0.2238
CO2	6.3569	2.7045	6.6135	4.8731	6.6647	6.6647	2.0065	6.2959	1.1605	6.8463
N2S	7.5863	6.4551	7.6658	8.2218	7.6494	7.6494	4.7048	5.3708	4.0766	8.2989
CN4	40.2614	10.5008	42.3521	23.9287	42.8934	42.8934	8.4718	58.9931	2.9432	40.1011
C2N6	20.7365	15.8810	21.0776	21.2311	21.0730	21.0730	11.8056	16.8253	9.6057	24.3912
C3N8	14.4621	23.6850	13.8141	21.1917	13.5974	13.5974	17.6204	7.8746	18.3287	13.5681
iC4	2.6635	7.2256	2.3430	4.8332	2.2699	2.2699	5.7098	1.1353	6.3609	1.9848
nC4	4.7503	15.4355	3.9997	9.2299	3.8460	3.8460	12.7911	1.8309	14.4685	3.1946
iC5	1.0939	5.5568	0.7825	2.4339	0.7339	0.7339	5.6056	0.3428	6.4844	0.5782
nC5	0.9888	5.6238	0.6632	2.2464	0.6167	0.6167	6.2087	0.2923	7.2888	0.4875
nC6	0.6299	5.3873	0.2957	1.4340	0.2622	0.2622	10.3693	0.1681	12.1358	0.2633
nC7	0.1080	1.2029	0.0311	0.2108	0.0258	0.0258	5.8312	0.0326	6.8421	0.0479
nC8	0.0198	0.2558	0.0032	0.0294	0.0025	0.0025	4.0443	0.0083	4.7492	0.0114
nC9	0.0031	0.0441	0.0003	0.0032	0.0002	0.0002	2.8246	0.0021	3.3178	0.0027
C10+	0.0002	0.0022	0.0000	0.0001	0.0000	0.0000	1.9487	0.0002	2.3128	0.0002
Z factor	0.89325	0.14204	0.76873	0.27293	0.59188	0.99266	0.09506	0.87783	0.05046	0.91388
molar vol., ft3 / lb - MOL	22.95288	1.51721	8.21115	1.58480	3.43687	376.60844	1.56981	14.49591	1.66349	30.12591
density, lb / ft3	1.35237	31.46823	3.63742	23.71759	8.62428	0.07870	38.31800	1.73855	39.35736	0.98673
HW	31.0408	47.7440	29.8674	37.5876	29.6406	29.6406	60.1521	25.2019	65.4705	29.7261

TABLE 3.7D CHARACTERISTICS OF THE CURRENTS MIXED IN THE CASE 1
FOR THE MIXTURE OF THE PRODUCTION

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

stream table								
stream	31	32	33	34	35	36	37	38
from unit	QCct	QCCond	TV	TV	FVR	FVR	Qocs	Qofcs
to unit	<output>	REF1	FVR	<output>	Qocs	<output>	<output>	<output>
P, psia	626.16	16.70	14.70	14.70	6.50	6.50	14.70	14.70
T, degF	60.00	60.00	86.00	86.00	100.00	100.00	60.00	60.00
	liq	gas	liq	gas	liq	gas	liq	gas
Volume/time	K - bbl	K - ft3						
	1.848	1262.063	21.150	367.315	19.558	5552.788	19.211	355511.849
1000 lb -mole / time	6.332	3.346	51.979	0.939	45.895	6.084	45.895	940.951
Composition, %								
H2	0.0049	0.6227	0.0000	0.0026	0.0000	0.0000	0.0000	2.1876
CO2	1.1605	6.4780	0.0362	2.4632	0.0018	0.2960	0.0018	4.7933
H2S	4.0766	6.3466	0.4063	9.2309	0.0532	3.0705	0.0532	2.7180
C2H6	2.9432	52.7447	0.0146	2.9707	0.0002	0.1237	0.0002	73.0933
C2H8	9.6057	19.3276	0.4925	17.1992	0.0435	3.8794	0.0435	10.0692
C3H8	18.3287	9.7577	3.1116	30.5258	0.7894	20.6384	0.7894	4.0604
iC4	6.3609	1.4162	1.9165	7.8771	0.6707	9.8065	0.6707	0.6662
nC4	14.4685	2.2819	5.4965	15.5462	3.0513	23.9430	3.0513	1.1797
iC5	6.4844	0.4206	3.9469	4.4587	3.1267	10.1169	3.1267	0.3274
nC5	7.2088	0.3569	5.8751	4.3016	4.3365	10.6468	4.3365	0.3236
nC6	12.1358	0.1996	14.3194	3.8746	14.6345	11.9422	14.6345	0.3649
nC7	6.8421	0.0377	12.6895	1.0754	13.6547	3.6997	13.6547	0.1344
nC8	4.7492	0.0093	11.9616	0.3542	13.3754	1.2958	13.3754	0.0569
nC9	3.3178	0.0023	11.6732	0.1152	13.1619	0.4428	13.1619	0.0218
C10+	2.3128	0.0002	29.0621	0.0267	32.9002	0.1074	32.9002	0.0033
Z factor	0.18395	0.99405	0.00574	0.98220	0.00259	0.98774	0.00619	0.99586
molar vol., ft3 / lb - MOL	1.63837	377.13532	2.28538	391.28216	2.39265	912.71942	2.35012	377.82188
density, lb / ft3	39.96067	0.07079	46.16100	0.12337	46.48741	0.06820	47.32872	0.05890
MW	65.4705	26.6982	105.4956	48.2705	111.2281	62.2510	111.2281	22.2825

TABLA 3.8 INGRESOS POR CONCEPTO DE LA COMERCIALIZACION DE LA PRODUCCION PARA EL CASO 1.

PRODUCTO	FLUJO	ESPECIFICACION	PRECIO	INGRESOS (N\$/día)
ACEITE Q_o @ c.s. (BPD)	19,211.000	55.05 °API	58.047 (N\$/B)	1'115,140.92
GAS Q_g @ c.s. (MMPCD)	355.511	1,136.77 BTU/pe³	5,487.600 (N\$/MMPCS)	1'950,902.16
CONDENSADOS Q_{cond.} @ c.s. (BPD)	1,848.000	89.45 °API	25.724 (N\$/B)	47,537.95
INGRESO DIARIO TOTAL				3'113,581.03

$$\begin{aligned}
 \text{CASO 1} &= \text{INGRESO BRUTO TOTAL} \times (1 - 0.608) \\
 &= 3'113,581.03 \times (1 - 0.608) \\
 &= 445'491,173.80 \text{ N\$/año}
 \end{aligned}$$

En la Tabla 3.9 se presenta el comportamiento de la producción (expresada en flujos diarios), los ingresos anuales correspondientes a cada producto, los ingresos anuales brutos y los netos para el horizonte del proyecto (10 años), considerando una declinación anual de la producción de 5.54 %.

TABLA 3.9 COMPORTAMIENTO DE LA PRODUCCION Y DE LOS INGRESOS RESPECTIVOS PARA EL CASO 1

AÑOS	PRODUCCION DIARIA E INGRESOS ANUALES						INGRESOS BRUTOS ($l_0 + l_1 + l_2$) (MMNS)	INGRESOS NETOS (MMNS)
	$Q_0 @ c.s.$	l_0 (MMNS)	$Q_1 @ c.s.$	l_1 (MMNS)	$Q_2 @ c.s.$	l_2 (MMNS)		
0'	19,211.00		353,511		1,848.00			
1	18,148.71	384,477	335,818	672,630	1,745.62	16,380	1,973,487	429,811
2	17,141.38	363,177	317,211	635,366	1,648.91	15,482	1,814,825	397,488
3	16,191.75	343,057	299,838	600,187	1,557.58	14,624	1,667,848	375,477
4	15,294.72	324,052	283,038	568,918	1,471.27	13,814	1,529,784	354,876
5	14,447.39	306,099	267,358	535,511	1,389.78	13,049	1,404,859	335,828
6	13,647.01	289,141	252,548	505,843	1,312.77	12,328	1,291,318	318,468
7	12,890.98	273,123	238,555	477,820	1,240.04	11,643	1,189,888	302,934
8	12,178.80	257,992	225,339	451,348	1,171.34	10,998	1,100,338	289,373
9	11,502.21	243,699	212,855	428,344	1,108.45	10,389	1,022,433	276,729
10	10,864.98	230,189	201,083	407,724	1,045.15	9,813	958,735	264,942
TOTAL		3,918,818		8,374,871		126,528	8,418,214	3,289,941

NOTAS * Período considerado para la realización de adecuaciones

EGRESOS DEL CASO 1

En la Tabla 3.10 se muestra la inversión del equipo requerido para llevar a cabo el proceso de producción propuesto para esta alternativa.

TABLA 3.10 INVERSION REQUERIDA PARA EL CASO 1

CONCEPTO	CARACTERISTICAS	COSTO (NS)
Separador elevado y estructura metálica.	De = 144" x Ls = 30'	732,000.0
Recuperadores de vapores (2)	3 MMPCD	2'652,000.0
Bomba de condensados RVap.	250 BPD	60,000.0
Medidores totalizador y envío de vapores	vapores SHEBP	257,000.0
Ductos y válvulas		500,000.0
SUBTOTAL		4'201,000.0
+ 25% DE INGENIERIA E INSTALACION		1'050,250.0
TOTAL		5'251,250.0

Los egresos que se mantienen constante respecto al tiempo, se obtienen de los egresos actuales menos los rubros que variarán respecto al tiempo, como son: Energía eléctrica para enfriadores, Bombeo de crudo, Deshidratación del crudo, Bombeo de condensados y Compresión de gas, teniéndose de la Tabla 3.11.

TABLA 3.11 COSTOS DE OPERACION Y MANTENIMIENTO DEL CASO 1.

TIPO	CONCEPTO	EGRESO (N\$/AÑO)
O	3% Operadores (Batería de Separación)	69,904.80
P	3% Operadores (Sistema de Bombeo)	69,904.80
E	½ Ingeniero Jefe de Sector	67,546.00
R	½ Ingeniero Supervisor	49,255.00
A	Energía eléctrica de enfriadores gas AP (336.301 MMPCD)	33,527.03
C	Energía eléctrica de enfriadores gas PI (5.253 MMPCD)	498.86
I	Energía eléctrica recuperadora de vapores	324,349.48
O	Bombeo de crudo	63,108.13
N	Deshidratación del crudo	1'114,910.38
	Bombeo de condensado	6,070.67
	Op. y mto. por compresión del gas liberado del aceite separado en PI-AP * (Q _{gPI-AP} = 5.253 MMPCD).	667,861.11
	Op. y mto. por compresión del gas liberado del aceite separado en BP-AP ** (Q _{gBP-AP} = 13.949 MMPCD).	3'546,923.54
	Separadores y rectificadores	156,419.20
	Separador elevado y estructura metálica	73,200.00
M	Enfriadores de gas (predicativo y preventivo)	96,495.00
A	Tanques de almacenamiento	440,000.00
N	Tanque de agua contra incendio (TACI)	44,000.00
T	Recuperadoras de vapores	397,800.00
T	Bomba MBC1	3,000.00
O	Obra civil	420,000.00
	Bombas de crudo (2 trasiegos y 2 de envío)	109,388.00
	Bombas de condensado (2)	11,492.00
EGRESO TOTAL ANUAL (N\$/año)		7'765,654.00

* C_{comp,PI,AP} = 348.326 N\$/MMPCS.

** C_{comp,BP,AP} = 696.652 N\$/MMPCS.

De la Tabla 3.11 se tiene que los egresos actuales son:

$$E_{ACT} = 7'765,654.0 \text{ N\$/año}$$

En la Tabla 3.12 se presenta el comportamiento de los egresos respecto al tiempo de vida del proyecto.

TABLA 3.12 COMPORTAMIENTO DE LOS EGRESOS RESPECTO AL TIEMPO DEL CASO 1

AÑOS	EGRESOS VARIABLES (N\$)	EGRESOS FIJOS (N\$)	EGRESOS TOTALES (N\$)
1	5'436,297.5	2'008,404.8	7'444,702.3
2	5'137,015.9	2'008,404.8	7'145,420.7
3	4'852,425.2	2'008,404.8	6'860,830.0
4	4'593,600.8	2'008,404.8	6'602,005.6
5	4'329,669.3	2'008,404.8	6'338,074.1
6	4'089,805.7	2'008,404.8	6'098,210.5
7	3'863,230.4	2'008,404.8	5'871,635.2
8	3'649,207.5	2'008,404.8	5'657,612.3
9	3'447,041.4	2'008,404.8	5'455,446.2
10	3'256,075.3	2'008,404.8	5'264,480.1
TOTAL	42'646,369.0	20'664,648.0	63'311,017.0

$$E_{FIJO} = 7'765,654.0 - 33,527.03 - 498.86 - 324,349.48 - 63,108.13 - 1'114,910.38 - 6,070.67 - 667,881.11 - 3'546,923.54$$

$$E_{FIJO} = 2'008,404.80 \text{ N\$/año}$$

COMPORTAMIENTO ECONOMICO DEL CASO 1

La diferencia de ingresos netos representa los ingresos reales generados por las modificaciones efectuadas al proceso, y esta esta dada por la siguiente expresión:

$$\Delta \text{CASO 1} = \text{ICASO 1} - \text{ICASO BASE}$$

La diferencia de egresos se obtiene de la siguiente manera.

$$\Delta E_{CASO 1} = E_{CASO 1} - E_{CASO BASE}$$

El flujo de efectivo de tipo diferencial esta dado por:

$$\Delta F = \Delta I - \Delta E$$

Las utilidades netas del proyecto estan dadas por:

$$U_{CASO 1} = \sum_{t=1}^n \frac{\Delta F_t}{(1+i)^t} - INV_{CASO 1}$$

donde : t .- periodo analizado (años)

i .- tasa de recuperacion minima aceptable (15 %)

El comportamiento economico de este caso se muestra en la Tabla 3.13, en la cual se presentan los ingresos netos, egresos y flujo de efectivo respecto al tiempo.

TABLA 3.13 COMPORTAMIENTO ECONOMICO DEL CASO 1

AÑOS	CASO 1 INGRESOS (M\$)	CASO 1 EGRESOS (M\$)	CASO 1 FLUJO EFECTIVO (M\$)	CASO BASE FLUJO EFECTIVO (M\$)	ΔCASO 1 DIF. FLUJO EFECTIVO (M\$)	ΔU DIF. UTILIDADES (M\$)
1	420811.000.0	7448.702.3	413362.297.7	408789.218.1	3573.079.6	-2'142.817
2	397498.000.0	7'145.420.7	390352.579.3	387001.422.6	3'351.156.7	299.712
3	375477.000.0	6'880.830.0	368616.170.0	365478.710.4	3'138.459.6	2'484.682
4	354975.000.0	6'592.005.9	348082.994.4	345'144.852.4	2'938.142.0	4'124.225
5	335026.000.0	6'338.074.1	326987.925.9	325'938.576.9	2'749.349.0	6'591.649
6	316466.000.0	6'098.210.5	310367.789.5	307788.572.0	2'571.217.5	6'912.287
7	298934.000.0	5'871.635.2	293062.364.8	290659.487.3	2'402.877.5	7'515.495
8	282373.000.0	5'657.612.3	276715.387.7	274471.938.6	2'243.449.1	8'249.888
9	266729.000.0	5'445.448.2	261273.551.8	259181.489.9	2'092.061.9	8'943.216
10	251952.000.0	5'284.480.1	246667.519.9	244737.724.8	1'948.795.1	8'385.185
TOTAL	3.289'941.000.0	62'738.417.0	3.227'210.883.0	3.219'108.081.0	27'912.802.0	

El tiempo de recuperación de la inversión (Tri), es aquel donde se cumple la siguiente condición⁽¹⁷⁾:

$$0 = \sum_{i=0}^{Tri} \frac{\Delta F_i}{(1+i)^i} - INV \text{ CASO 1}$$

La tasa interna de retorno (TIR) será aquella donde se cumpla que:

TIR = R si:

$$0 = \sum_{i=0}^n \frac{\Delta F_i}{(1+R)^i} - INV \text{ CASO 1}$$

donde : n .- número de periodos (años)

Dicha tasa se determina por un método iterativo haciendo variar R.

El tiempo de recuperación de la inversión determinado por medio del programa de cómputo "ECONOPET"⁽¹⁸⁾, será:

Tri CASO 1 = 2.845 años

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

TIR CASO 1 = 61.40 %

3.3 ESTABILIZACION ELEVADA CON TRANSFERENCIA DE CALOR (CASO 2)

La diferencia entre este método de estabilización y el anterior consiste en que el líquido descargado de la etapa de separación de baja presión, previa al tanque de almacenamiento pasa por una serie de intercambiadores de calor antes de entrar al separador elevado, el esquema de dicho proceso se muestra en la figura 3.3, integrada al sistema de separación multietapa, el cual fue descrito en el caso base

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

Para la estabilización de petróleo crudo mediante el proceso de Transferencia de Calor, es necesaria la modificación o sustitución de los separadores de la etapa de baja presión de bifásicos (gas-aceite) a trifásicos (gas-aceite-agua), esto con la finalidad de evitar la incrustación de sales, provocadas por el agua que se encuentra en el crudo (por mínima que sea), en los intercambiadores de calor, de los cuales se requerirán tres equipos para calentar, estabilizar y enfriar el aceite y los vapores. Además de instalar el equipo necesario y suficiente para la recuperación de los vapores liberados en el separador elevado.

3.3.1 DESCRIPCION DEL MANEJO DE LA PRODUCCION

Después de separarse el gas, aceite y agua en la etapa de baja presión, el aceite pasará por la primera etapa de precalentamiento (EA-1), por una

segunda etapa de transferencia de calor (EA-2) y después por la tercera y última etapa de transferencia de calor (EA-3), donde alcanza la temperatura requerida para lograr la estabilización del crudo. El calentamiento de esta tercera etapa de transferencia de calor, se logra haciendo pasar a contracorriente el gas caliente comprimido de alta presión, por los intercambiadores de calor como se muestra en la figura 3.3.

El aceite calentado entra al Separador Horizontal Elevado de Baja Presión para separarse y estabilizarse a una presión de vapor Reid (PVR) de 6.5 lb/pg² abs., requerida en las especificaciones del crudo (capítulo 1). El aceite separado aún con la temperatura elevada, después de ser descargado pasa a contracorriente por el intercambiador de calor EA-2 para lograr enfriarse adecuadamente y evitar con esto vaporizaciones adicionales en el Tanque de Almacenamiento.

Los vapores liberados en el separador elevado pasarán también a contracorriente por el intercambiador de calor EA-1 y después a rectificación (Rvap1), de donde serán succionados por las recuperadoras de vapores, mediante lo cual se incrementará su presión, para ser rectificadas nuevamente (Rvap2) y reintegrados a la corriente de gas de baja presión y conducirse conjuntamente a la estación de compresión.

Los condensados recuperados en la primera etapa de rectificación de vapores serán impulsados por medio de una bomba hasta el separador trifásico de condensados (SHC3F) y los de la segunda etapa a la trampa neumática para hacerlos llegar al SHC3F.

En la figura 3.3 se presenta el proceso anteriormente descrito, así como las condiciones de operación para el tratamiento adecuado del aceite producido. En las tablas 3.14A, B, C y D, se muestran las características de las corrientes manejadas en dicho proceso, las cuales representan el balance de masa que se lleva a cabo en el mismo.

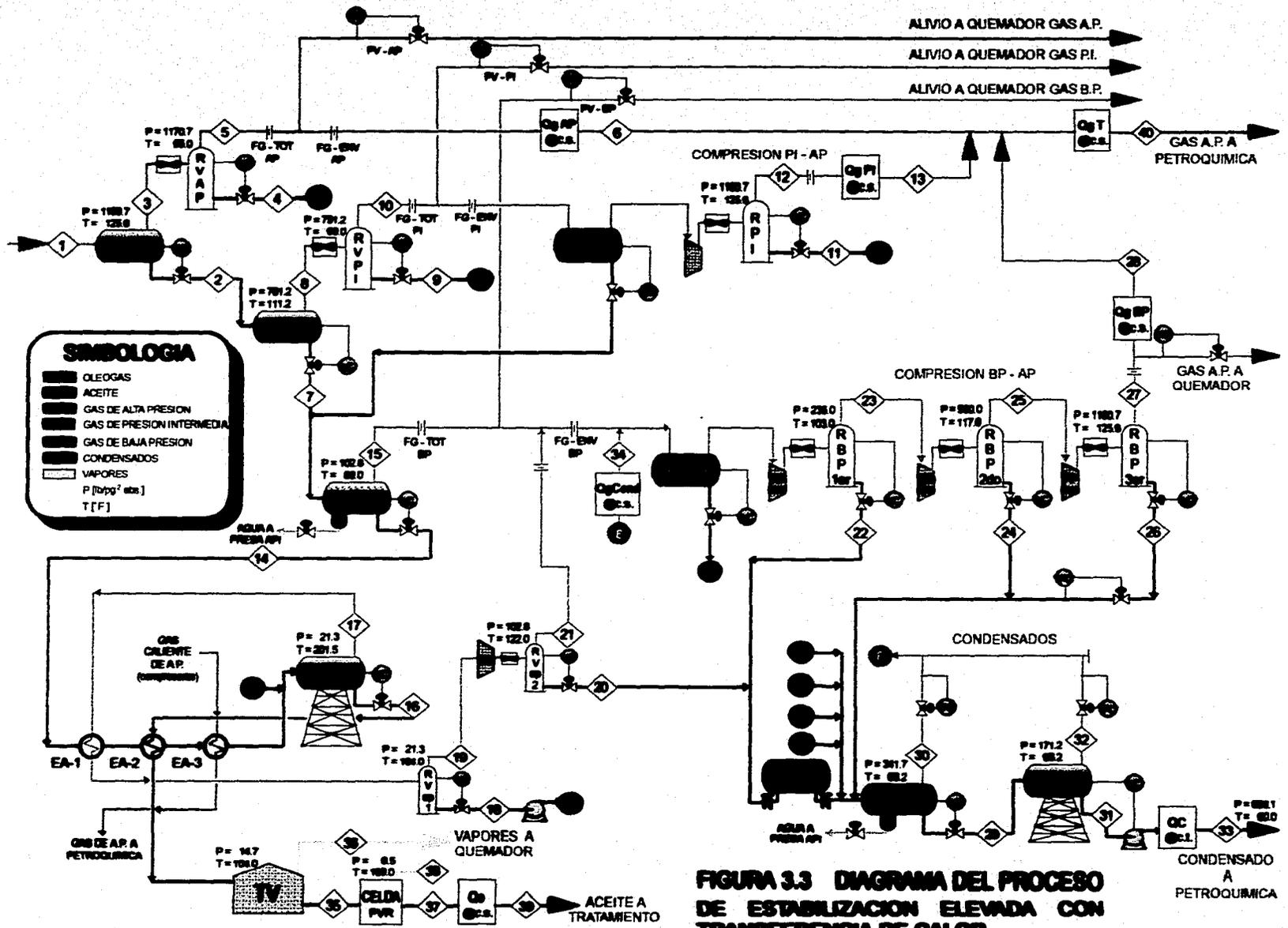


FIGURA 3.3 DIAGRAMA DEL PROCESO DE ESTABILIZACION ELEVADA CON TRANSFERENCIA DE CALOR

TESIS SIN PAGINACION

COMPLETA LA INFORMACION

**TABLA 3.14A CARACTERISTICAS DE LAS CORRIENTES HANEJADAS EN EL CASO 2
 PARA EL MANEJO DE LA PRODUCCION**

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

stream table

stream	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
from unit	<input>	SEAP	SEAP	RVAP	RVAP	QgAPcs	SEPI	SEPI	RVPI	RVPI
to unit	SEAP	SEPI	RVAP	SEC3F	QgAPcs	QgTcs	SESP	RVPI	SEC3F	RPI
P, psia	14.70	1180.70	1180.70	1170.70	1170.70	14.70	761.20	761.20	751.20	751.20
T, degF	60.00	125.60	125.60	95.00	95.00	60.00	111.20	111.20	90.00	90.00
		liq	gas	liq	gas	gas	liq	gas	liq	gas
Volume/time	K - ft3	K - bbl	K - ft3	K - bbl	K - ft3	K - ft3	K - bbl	K - ft3	K - bbl	K - ft3
	377201.231	31.641	3831.648	1.301	3467.180	336301.693	28.924	95.145	0.008	90.582
1000 lb -mole / time										
	1000.000	105.208	894.792	4.787	890.005	890.005	91.277	13.931	0.026	13.906
Composition, %										
H2	2.0584	0.3129	2.2636	0.3878	2.2737	2.2737	0.1279	1.5249	0.1515	1.5274
CO2	4.5203	2.9908	4.7001	3.2928	4.7077	4.7077	2.6408	5.2839	2.7825	5.2885
H2S	2.6110	3.4192	2.5160	3.7367	2.5094	2.5094	3.4937	2.9305	3.7379	2.9290
CH4	68.7931	23.5513	74.1125	29.0156	74.3551	74.3551	16.0530	72.6797	19.2287	72.7784
C2H6	9.5715	9.2705	9.6069	11.2420	9.5981	9.5981	9.0199	10.9128	10.8158	10.9130
C3H8	4.1239	7.7639	3.6959	9.4064	3.6652	3.6652	8.3437	3.9654	10.1766	3.9539
iC4	0.7737	2.1552	0.6113	2.6260	0.6004	0.6004	2.3918	0.6054	2.9855	0.6010
nC4	1.5013	4.9411	1.0969	5.9320	1.0709	1.0709	5.5347	1.0519	6.8373	1.0412
iC5	0.5583	2.5355	0.3258	3.0244	0.3113	0.3113	2.8794	0.2816	3.6114	0.2755
nC5	0.6179	3.0666	0.3300	3.6270	0.3123	0.3123	3.4925	0.2762	4.3672	0.2686
nC6	1.1681	7.5750	0.4148	8.6589	0.3705	0.3705	8.6851	0.3013	10.8550	0.2818
nC7	0.8200	6.3130	0.1741	6.6023	0.1396	0.1396	7.2598	0.1096	8.5836	0.0940
nC8	0.7057	5.9586	0.0881	5.3974	0.0595	0.0595	6.8607	0.0482	7.1714	0.0351
nC9	0.6484	5.7840	0.0446	4.0768	0.0229	0.0229	6.6636	0.0212	5.3321	0.0114
C10+	1.5284	14.3626	0.0194	2.9738	0.0035	0.0035	16.5536	0.0074	3.3635	0.0012
Z factor	0.99395	0.31741	0.80495	0.30022	0.76616	0.99598	0.22105	0.84856	0.21047	0.82953
molar vol., ft3 / lb - MOL	377.20123	1.68857	4.28217	1.52651	3.89569	377.86507	1.77915	6.82963	1.65274	6.51410
density, lb / ft3	0.07133	39.87439	5.17276	35.57336	5.64154	0.05816	41.70998	3.26064	37.75011	3.40721
MW	26.9039	67.3307	22.1506	54.3032	21.9777	21.9777	74.2083	22.2689	62.3912	22.1949

ESTA TESIS NO DEBE
 SALIR DE LA BIBLIOTECA

TABLE 3.14B CHARACTERISTICS DE LAS CORRIENTES MANEJADAS EN EL CASO 2
PARA EL MANEJO DE LA PRODUCCION

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

stream table										
stream	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20
from unit	RPI	RPI	QgPics	SEHP	SEHP	SEHP	SEHP	KVap1	KVap1	KVap2
to unit	SEHP	QgPics	QgTcs	SEHP	SEHP	TV	KVap1	SEHP	KVap2	SEHP
P, psia	1180.70	1180.70	14.70	102.80	102.80	21.30	21.30	21.30	21.30	102.80
T, degF	125.60	125.60	60.00	86.00	86.00	201.50	201.50	104.00	104.00	122.00
	liq	gas	gas	liq	gas	liq	gas	liq	gas	liq
Volume/time	K - bbl	K - ft3	K - ft3	K - bbl	K - ft3	K - bbl	K - ft3	K - bbl	K - ft3	K - bbl
	0.000	59.342	5253.947	23.474	1562.938	16.648	8547.893	3.498	4827.119	1.902
1000 lb -mole / time	0.000	13.906	13.906	62.644	28.633	36.260	26.384	8.902	17.481	5.878
Composition, %										
H2	1.5274	1.5274	1.5274	0.0041	0.3987	0.0000	0.0096	0.0000	0.0145	0.0003
CO2	5.2885	5.2885	5.2885	0.6866	6.9163	0.0181	1.6052	0.0409	2.4019	0.2627
H2S	2.9290	2.9290	2.9290	1.9667	6.8347	0.1215	4.5026	0.3247	6.6302	1.7377
CH4	72.7784	72.7784	72.7784	1.6394	47.5874	0.0197	3.8654	0.0462	5.8104	0.3462
C2H6	10.9130	10.9130	10.9130	3.8718	20.2829	0.1676	8.9628	0.5199	13.2623	3.0711
C3H8	3.9539	3.9539	3.9539	7.1567	10.9406	0.7600	15.9481	2.8804	22.6029	13.1110
iC4	0.6010	0.6010	0.6010	2.6795	1.7623	0.5169	5.6516	2.1785	7.4203	7.5008
nC4	1.0412	1.0412	1.0412	6.6703	3.0500	1.6307	13.5966	6.9018	17.0059	20.5426
iC5	0.2755	0.2755	0.2755	3.8636	0.7262	1.6343	6.9275	6.7898	6.9977	12.4798
nC5	0.2686	0.2686	0.2686	4.7784	0.6792	2.3368	8.1340	9.3969	7.4909	14.5348
nC6	0.2818	0.2818	0.2818	12.3889	0.5819	10.1983	15.3996	29.8925	8.0190	19.8752
nC7	0.0940	0.0940	0.0940	10.5039	0.1624	12.2353	8.1242	20.4011	1.8721	5.1716
nC8	0.0351	0.0351	0.0351	9.9715	0.0548	14.0884	4.3133	12.0056	0.3960	1.1429
nC9	0.0114	0.0114	0.0114	9.7009	0.0183	15.2154	2.1221	6.1480	0.0718	0.2111
C10+	0.0012	0.0012	0.0012	24.1178	0.0045	41.0569	0.8374	2.4738	0.0041	0.0123
Z factor	0.80219	0.80219	0.99588	0.03693	0.95821	0.00774	0.97255	0.00777	0.97228	0.02992
molar vol., ft3 / lb - MOL	4.26748	4.26748	377.82960	2.10390	54.58502	2.57781	323.98410	2.20638	276.13130	1.81681
density, lb / ft3	5.20093	5.20093	0.05874	45.17810	0.52414	45.39796	0.20015	40.64832	0.18903	36.96761
HW	22.1949	22.1949	22.1949	95.0501	28.6102	117.0274	64.8458	89.6857	52.1958	67.1629

TABLA 3.14C CARACTERISTICAS DE LAS CORRIENTES MANEJADAS EN EL CASO 2
PARA EL MANEJO DE LA PRODUCCION

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

stream table										
stream	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30
from unit to unit	KVap2 RBP1	RBP1 SEC3P	RBP1 RBP2	RBP2 SEC3P	RBP2 RBP3	RBP3 SEC3P	RBP3 QgBPcs	QgBPcs QgTcs	SEC3P SEHC	SEC3P QgCond
P, psia	102.80	235.00	235.00	580.00	580.00	1180.70	1180.70	14.70	341.76	341.76
T, degF	122.00	103.00	103.00	117.60	117.60	125.60	125.60	60.00	66.20	66.20
	gas	liq	gas	liq	gas	liq	gas	gas	liq	gas
Volume/time	K - ft3 639.357	K - bbl 0.372	K - ft3 974.448	K - bbl 1.216	K - ft3 312.126	K - bbl 0.526	K - ft3 124.276	K - ft3 13712.219	K - bbl 8.239	K - ft3 0.000
1000 lb -mole / time	11.603	1.264	42.782	4.522	38.261	1.849	36.412	36.412	27.228	0.000
Composition, %										
N2	0.0217	0.0109	0.3252	0.0408	0.3588	0.1381	0.3700	0.3700	0.0851	0.0851
CO2	3.4856	1.1184	6.1234	2.6950	6.5286	4.8733	6.6126	6.6126	1.4820	1.4820
N2S	9.1086	3.4703	7.5268	6.4299	7.6565	8.1797	7.6299	7.6299	2.9262	2.9262
CH4	8.5784	3.6866	38.6568	10.5882	41.9741	24.2789	42.8728	42.8728	8.7875	8.7875
C2H6	18.4251	8.0273	20.1024	15.6180	20.6324	20.7962	20.6241	20.6241	7.1983	7.1983
C3H8	27.4113	17.4461	15.1421	24.0679	14.0872	21.1976	13.7261	13.7261	11.6820	11.6820
iC4	7.3795	7.5535	3.0870	7.7536	2.5355	5.0464	2.4080	2.4080	4.7771	4.7771
nC4	15.2143	18.9991	5.8134	17.0928	4.4803	9.9016	4.2050	4.2050	12.1338	12.1338
iC5	4.2205	9.8668	1.3767	5.8894	0.8433	2.4595	0.7613	0.7613	7.0524	7.0524
nC5	3.9226	11.0444	1.2238	5.7411	0.6899	2.1757	0.6144	0.6144	8.4659	8.4659
nC6	2.0128	13.4208	0.5562	3.5650	0.2007	0.8764	0.1663	0.1663	16.8715	16.8715
nC7	0.2006	3.6734	0.0578	0.4462	0.0119	0.0699	0.0090	0.0090	9.2051	9.2051
nC8	0.0177	1.1808	0.0074	0.0629	0.0008	0.0062	0.0006	0.0006	5.1934	5.1934
nC9	0.0013	0.4008	0.0010	0.0088	0.0001	0.0005	0.0000	0.0000	2.7976	2.7976
C10+	0.0000	0.1008	0.0000	0.0004	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	1.3422	1.3422
Z factor	0.90741	0.06431	0.88640	0.14133	0.76375	0.27497	0.58779	0.99262	0.10288	0.10288
molar vol., ft3 / lb - MOL	55.10166	1.65248	22.77680	1.50955	8.15789	1.59665	3.41310	376.58985	1.69891	1.69891
density, lb / ft3	0.80966	36.39623	1.39929	31.02462	3.69006	23.38196	8.71229	0.07896	39.16274	39.16276
MW	44.6137	60.1441	31.8714	46.8333	30.1031	37.3329	29.7360	29.7360	66.5338	66.5339

La descripción general del manejo de la producción de aceite, gas y de los condensados es similar a la presentada en el caso base, la cual se representa con color café, diferentes tonalidades de verde y rojo respectivamente en la figura 3.3, ya antes mencionada.

3.3.2 ANALISIS ECONOMICO DEL CASO 2

INGRESOS PARA EL CASO 2

Los ingresos que se tienen por concepto de la comercialización de la producción son mostrados en la Tabla 3.15

TABLA 3.15 INGRESOS POR CONCEPTO DE LA COMERCIALIZACION DE LA PRODUCCION PARA EL CASO 2

PRODUCTO	FLUJO	ESPECIFICACION	PRECIO	INGRESOS (N\$/dia)
ACEITE Q _o @ c.s. (BPD)	15,802.000	50.47 °API	58.047 (N\$/B)	905,649.29
GAS Q _g @ c.s. (MMPCD)	355.274	1,136.80 BTU/pie ³	5,487.749 (N\$/MMPCS)	1'949,654.54
CONDENSADOS Q _{cond.} @ c.s.(BPD)	7,715.000	67.39 °API	25.724 (N\$/B)	198,460.66
INGRESO DIARIO TOTAL				3'053,764.49

$$\begin{aligned}
 \text{CASO 2} &= \text{INGRESO BRUTO TOTAL} \times (1 - 0.608) \\
 &= 3'053,764.49 \times (1 - 0.608) \\
 &= 436'932,623.20 \text{ N\$/año}
 \end{aligned}$$

En la Tabla 3.16 se presenta el comportamiento de la producción (expresada en flujos diarios), los ingresos anuales correspondientes a cada producto, los ingresos anuales brutos y los netos para el horizonte del proyecto (10 años), considerando una declinación anual de la producción de 5.54 %.

TABLA 3.16 COMPORTAMIENTO DE LA PRODUCCION Y DE LOS INGRESOS RESPECTIVOS PARA EL CASO 2

AÑOS	PRODUCCION DIARIA E INGRESOS ANUALES						INGRESOS BRUTOS (I ₀ +I ₁ +I ₂) (MMNS)	INGRESOS NETOS (MMNS)
	Q ₀ @ c.s.	I ₀ (MMNS)	Q ₁ @ c.s.	I ₁ (MMNS)	Q ₂ @ c.t.	I ₂ (MMNS)		
0'	15,602.00		353,274		7,715.00			
1	14,737.95	312,249	335,592	672,200	7,267.59	69,425	1,033,974	412,727
2	13,921.18	294,950	317,000	634,990	6,883.85	64,634	894,848	389,892
3	13,149.95	278,610	299,438	599,793	6,502.49	61,054	839,447	369,283
4	12,421.44	263,175	282,849	566,555	6,142.25	57,671	787,491	347,961
5	11,733.29	248,595	267,179	535,168	5,801.97	54,478	738,239	326,699
6	11,083.27	234,823	252,378	505,520	5,480.54	51,458	701,991	310,396
7	10,469.25	221,814	238,398	477,514	5,178.92	48,607	747,938	293,191
8	9,889.28	209,525	225,189	451,090	4,890.12	45,915	706,699	279,949
9	9,341.39	197,916	212,713	426,071	4,619.20	43,371	667,369	261,695
10	8,823.88	186,953	200,929	402,467	4,363.30	40,998	630,398	247,112
TOTAL		2,448,512		6,271,298		636,679	6,256,489	3,236,545

NOTAS: * Periodo considerado para la realización de adeducaciones.

EGRESOS DEL CASO 2

En la Tabla 3.17 se muestra la inversión del equipo requerido para llevar a cabo el proceso de producción propuesto para esta alternativa.

TABLA 3.17 INVERSION REQUERIDA PARA EL CASO 2

CONCEPTO	CARACTERISTICAS	COSTO (N\$)
Separador elevado y estructura metálica.	De = 144" x Lss = 30'	732,000.0
Recuperadoras de vapores (2)	5 MMPCD	4'420,000.0
Intercambiador de calor EA -1 f(q calor)	q = 8.17 MM BTU/hr	840,000.0
Intercambiador de calor EA -2 f(q calor)	q = 4.16 MM BTU/hr	600,000.0
Intercambiador de calor EA -3 f(q calor)	q = 4.39 MM BTU/hr	600,000.0
Rectificador de vapores 1	6.6 MMPCD	83,500.0
Bomba condensados R. vap. 1	3,500 BPD	190,400.0
Tubería para el gas caliente de AP.		500,000.0
Modificación del separador SHBP a SHBP3F		510,000.0
Medidores totalizador y envío de vapores	Vapores SHEBP	257,000.0
Ductos y válvulas		500,000.0
SUBTOTAL		9'232,900.0
+ 25% DE INGENIERIA E INSTALACION		2'306,225.0
TOTAL		11'541,125.0

Los egresos que se mantienen constante respecto al tiempo, se obtienen de los egresos actuales menos los rubros que variarán respecto al tiempo, como son: Energía eléctrica para enfriadores, Bombeo de crudo, Deshidratación del crudo, Bombeo de condensados y Compresión de gas, teniéndose de la Tabla 3.16.

TABLA 3.18 COSTOS DE OPERACION Y MANTENIMIENTO DEL CASO 2.

TIPO	CONCEPTO	EGRESO (N\$/AÑO)
O	3½ Operadores (Batería de Separación)	69,904.80
P	3½ Operadores (Sistema de Bombeo)	69,904.80
E	½ Ingeniero Jefe de Sector	67,546.00
R	½ Ingeniero Supervisor	49,255.00
A	Energía eléctrica de enfriadores gas AP (336.301 MMPCD)	33,527.03
C	Energía eléctrica de enfriadores gas PI (5.253 MMPCD)	496.66
I	Energía eléctrica recuperadora de vap.	584,430.07
O	Bombeo de crudo	51,252.58
N	Deshidratación del crudo	905,462.00
	Bombeo de condensado	25,343.73
	Op. y mito. por compresión del gas liberado del aceite separado en PI-AP * (Q _{BP,AP} = 5.253 MMPCD).	667,661.11
	Op. y mito. por compresión del gas liberado del aceite separado en BP-AP ** (Q _{BP,AP} = 13.949 MMPCD).	3'486,659.68
	Separadores y rectificadores	156,419.20
	Separador elevado y estructura metálica	73,200.00
	Intercambiadores de calor (5% de la inversión)	102,000.00
M	Enfriadores de gas (predictivo y preventivo)	66,495.00
A	Tanques de almacenamiento	440,000.00
N	Tanque de agua contra incendio (TACI)	44,000.00
T	Recuperadoras de vapores	663,000.00
T	Rectificador de vapores (5% de la inversión)	4,175.00
O	Bomba MSC1	9,520.00
	Obra civil	420,000.00
	Bombas de crudo (2 trasiegos y 2 de envío)	109,368.00
	Bombas de condensado (2)	11,492.00
EGRESO TOTAL ANUAL (N\$/año)		6'121,334.62

* C_{comp,PI,AP} = 348.326 N\$/MMPCS.

** C_{comp,BP,AP} = 696.652 N\$/MMPCS.

De la Tabla 3.18 se tiene que los egresos actuales son:

$$E_{ACT} = 6'121,334.62 \text{ N\$/año}$$

En la Tabla 3.19 se presenta el comportamiento de los egresos respecto al tiempo de vida del proyecto.

TABLA 3.19 COMPORTAMIENTO DE LOS EGRESOS RESPECTO AL TIEMPO DEL CASO 2

AÑOS	EGRESOS VARIABLES (N\$)	EGRESOS FIJOS (N\$)	EGRESOS TOTALES (N\$)
1	5'417,314.1	2'386,299.8	7'803,613.9
2	5'117,195.0	2'386,299.8	7'503,494.8
3	4'833,702.4	2'386,299.8	7'220,002.2
4	4'565,915.3	2'386,299.8	6'952,215.1
5	4'312,063.6	2'386,299.8	6'698,363.4
6	4'074,025.3	2'386,299.8	6'460,325.1
7	3'848,324.3	2'386,299.8	6'234,624.1
8	3'635,127.1	2'386,299.8	6'021,426.9
9	3'433,741.1	2'386,299.8	5'820,040.9
10	3'243,511.8	2'386,299.8	5'629,811.6
TOTAL	42'481,929.9	23'862,999.9	66'344,929.8

E_{FIJO} = 6'121,334.82 - 33,527.03 - 498.86 - 564,430.07 - 51,252.56 - 905,462.00 - 25,343.73 - 667,861.11 - 3'486,659.66

E_{FIJO} = 2'386,299.80 N\$/año

COMPORTAMIENTO ECONOMICO DEL CASO 2

El comportamiento económico de este caso se muestra en la Tabla 3.20, en la cual se presentan los ingresos, egresos y flujo de efectivo que se tendrán cada año en el horizonte del proyecto.

TABLA 3.20 COMPORTAMIENTO ECONOMICO DEL CASO 2.

AÑOS	Ingresos (M\$)	Egresos (M\$)	Flujo de Flujo Efectivo (M\$)	Flujo Base Flujo Efectivo (M\$)	ΔFlujo de Dif. Flujo Efectivo (M\$)	ΔU Dif. Utilidades (M\$)
1	412'727.000.0	7'803.813.9	404'923.386.1	402'789.218.1	-4'865.832.0	-18'773.378
2	389'882.000.0	7'503.484.8	382'358.505.2	387'001.422.6	-4'842.917.4	-18'784.868
3	388'283.000.0	7'220.002.2	381'042.997.8	385'478.710.4	-4'433.712.6	-22'209.388
4	347'881.000.0	6'952.215.1	340'908.784.9	345'144.852.4	-4'236.067.5	-24'932.488
5	328'580.000.0	6'889.283.4	321'690.736.6	325'938.578.9	-4'847.848.3	-28'735.332
6	310'386.000.0	6'480.325.1	303'905.674.9	307'798.572.0	-3'792.897.1	-28'889.888
7	293'181.000.0	6'234.824.1	286'956.375.9	297'859.487.3	-3'783.111.4	-28'781.824
8	276'948.000.0	6'021.426.9	270'926.573.1	274'471.838.8	-3'545.265.5	-28'889.724
9	261'805.000.0	5'820.040.9	255'784.959.1	258'181.489.9	-3'396.530.8	-31'388.384
10	247'112.000.0	5'828.811.8	241'482.188.4	244'737.724.8	-3'255.536.4	-32'931.288
TOTAL	3,236'545,000.0	66'344,818.0	3,170'200,182.0	3,210'188,081.0	-38'987,818.0	

De los resultados obtenidos de la simulación composicional y el análisis económico se tiene que para esta opción no se generan utilidades por lo que no se recupera la inversión en el plazo fijado como horizonte del proyecto.

Se considera que este proceso podría ser bueno y rentable si se complementa con un proceso de estabilización de condensados, en donde los fondos de la Torre de Estabilización se reincorporan al crudo, restituyendo su calidad (API) e incrementando su volumen, sin afectar la especificación de PVR.

De esta manera las utilidades aumentarían, en virtud de que el volumen de condensado reintegrado al crudo adquiriría el precio del mismo crudo.

3.4 ESTABILIZACION ELEVADA CON PRESION DE VACIO (CASO 3)

El proceso de estabilización elevada con presión de vacío consta de la separación multietapa, donde el líquido descargado de la etapa de separación de baja presión, previa al tanque de almacenamiento pasa por un separador elevado cuya presión de operación está por debajo de la presión atmosférica, lo cual se logra con un equipo especial.

El equipo especial con el que se logra trabajar a una presión menor que la atmosférica puede ser una bomba de vacío (o un inductor), o un sistema de eyectores y compresores, que son en este caso máquinas compactas y robustas para impulsar los vapores extraídos de un líquido (aceite), cuya construcción simple deberá proporcionar gran confiabilidad y un desgaste pequeño. Estos equipos manejan aceite, aire, medios corrosivos, gases comunes y mezclas de vapores condensables y no condensables; permitiendo ésto su aplicación en sistemas de evaporación-destilación, desgasificación-desaireación, filtrado, etc.

La presión de vacío, es limitada por la presión de vapor y temperatura del fluido que se está manejando, así tenemos, que una alta temperatura reduce la eficiencia del equipo en su operación. Para vacíos ligeros y durante el funcionamiento del compresor la influencia de la temperatura y de la presión de vapor es mucho menor en su porcentaje por lo que generalmente este efecto es ilegible. Los equipos son capaces de succionar gotas de líquido y partículas de sólidos, mostrando claro un cierto incremento en el consumo de energía. El consumo de energía es función de la relación de compresión y del volumen de gas succionado.

La presión de operación del equipo de vacío dentro del proceso de estabilización se determina después de un estricto análisis de simulación del comportamiento de fases y estabilidad del crudo, para la temperatura de trabajo. Dicho análisis consiste en variar la presión vacuométrica de separación, obteniendo la Presión de Vapor Verdadera (PVV) a 100°F, la variación se

detiene al lograr que a las condiciones de $P_{VV} = 6.5$ psia. y $T = 100^{\circ}\text{F}$ no ocurre vaporización alguna, logrando con ello una PVR menor a 6.5 psia.

3.4.1 DESCRIPCION DEL MANEJO DE LA PRODUCCION

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

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

Las corrientes de condensados que se integran a las manejadas en el caso base son las que provienen de los rectificadores Rvac y Rvap.

La descripción del manejo de la producción en el proceso completo de estabilización del aceite, gas y de los condensados es similar a la presentada en el caso base, la cual se representa con color café, diferentes tonalidades de verde y rojo respectivamente en la figura 3.4, y en las tablas 3.21A, B, C y D, se muestran las características de las corrientes manejadas en dicho proceso, las cuales representan el balance de masa que se lleva a cabo en el mismo

TESIS SIN PAGINACION

COMPLETA LA INFORMACION

.....
 *
 * COMPUTER MODELLING GROUP PHASE PROPERTY PACKAGE *
 * CHEMPROP VERSION PC:3.6.1 *
 *

.....
 stream table

stream	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
from unit	<input>	SHAP	SHAP	RVAP	RVAP	QgAPcs	SHPI	SHPI	RVPI	RVPI
to unit	SHAP	SHPI	RVAP	SHCIY	QgAPcs	QgTcs	SHSP	RVPI	SHCIY	RPI
P. psia	14.70	1180.70	1180.70	1170.70	1170.70	14.70	761.20	761.20	751.20	751.20
T. degF	60.00	125.60	125.60	95.00	95.00	60.00	111.20	111.20	90.00	90.00
		liq	gas	liq	gas	gas	liq	gas	liq	gas
Volume/time	K - ft3	K - bbl	K - ft3	K - bbl	K - ft3	K - ft3	K - bbl	K - ft3	K - bbl	K - ft3
	377201.231	31.641	3831.648	1.301	3467.180	336301.693	28.924	95.145	0.008	90.582
1000 lb -mole / time										
	1000.000	105.208	894.792	4.787	890.005	890.005	91.277	13.931	0.026	13.906
Composition, %										
N2	2.0584	0.3129	2.2636	0.3878	2.2737	2.2737	0.1279	1.5249	0.1515	1.5274
CO2	4.5203	2.9908	4.7001	3.2928	4.7077	4.7077	2.6408	5.2839	2.7825	5.2885
N2S	2.6110	3.4192	2.5160	3.7367	2.5094	2.5094	3.4937	2.9305	3.7379	2.9290
CH4	68.7931	23.5513	74.1125	29.0156	74.3551	74.3551	16.0530	72.6797	19.2287	72.7784
C2H6	9.5715	9.2705	9.6069	11.2420	9.5981	9.5981	9.0199	10.8128	10.8158	10.9130
C3H8	4.1239	7.7639	3.6959	9.4064	3.6652	3.6652	8.3437	3.9654	10.1766	3.9539
iC4	0.7737	2.1552	0.6113	2.6260	0.6004	0.6004	2.3918	0.6054	2.9855	0.6010
nC4	1.5013	4.9411	1.0969	5.9320	1.0709	1.0709	5.5347	1.0519	6.8373	1.0412
iC5	0.5583	2.5355	0.3258	3.0244	0.3113	0.3113	2.8794	0.2816	3.6114	0.2755
nC5	0.6179	3.0666	0.3300	3.6270	0.3123	0.3123	3.4925	0.2762	4.3672	0.2686
nC6	1.1681	7.5750	0.4148	8.6589	0.3705	0.3705	8.6851	0.3013	10.8550	0.2818
nC7	0.8200	6.3130	0.1741	6.6023	0.1396	0.1396	7.2598	0.1096	8.5836	0.0940
nC8	0.7057	5.9586	0.0881	5.3974	0.0595	0.0595	6.8607	0.0482	7.1714	0.0351
nC9	0.6484	5.7840	0.0444	4.0768	0.0229	0.0229	6.6636	0.0212	5.3321	0.0114
C10+	1.5284	14.3626	0.0194	2.9738	0.0035	0.0035	16.5536	0.0074	3.3635	0.0012
Z factor	0.99395	0.31741	0.80495	0.30022	0.76616	0.99598	0.22105	0.84856	0.21047	0.82953
molar vol., ft3 / lb - MOL	377.20123	1.68857	4.28217	1.52651	3.89569	377.86507	1.77915	6.82963	1.65274	6.51410
density, lb / ft3	0.07133	39.87439	5.17276	35.57336	5.64154	0.05816	41.70998	3.26064	37.75011	3.40721
NW	26.9039	67.3307	22.1506	54.3032	21.9777	21.9777	74.2083	22.2689	62.3912	22.1949

**TABLA 3.21B CARACTERISTICAS DE LAS CORRIENTES OBTENIDAS EN EL CASO 3
 PARA EL MANEJO DE LA PRODUCCION**

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

 stream tabla

stream	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20
from unit to unit	RPI SEC3P	RPI GgPics	GgPics GgTcs	SEHP SEHP	SEHP RHP1	SEHP SEHVAC	SEHP RVap	SEHVAC TV	SEHVAC Rvac	Rvac SEC3P
P. psia	1180.70	1180.70	14.70	102.00	102.00	19.67	19.67	5.00	5.00	19.60
T. degF	125.60	125.60	60.00	86.00	86.00	86.00	86.00	96.00	96.00	104.00
	liq	gas	gas	liq	gas	liq	gas	liq	gas	liq
Volume/time	K - bbl 0.000	K - ft3 59.342	K - ft3 5253.947	K - bbl 23.474	K - ft3 1562.938	K - bbl 21.375	K - ft3 2039.606	K - bbl 19.292	K - ft3 8669.218	K - bbl 0.260
1000 lb -mole / time	0.000	13.906	13.906	62.644	28.633	52.918	9.726	45.444	7.474	0.682
Composition, %										
H2	1.5274	1.5274	1.5274	0.0041	0.3987	0.0000	0.0260	0.0000	0.0003	0.0000
CO2	5.2885	5.2885	5.2885	0.6866	6.9163	0.0789	3.9926	0.0028	0.5418	0.0093
H2S	2.9290	2.9290	2.9290	1.9667	6.8347	0.5629	9.6041	0.0557	3.6467	0.1784
CH4	72.7784	72.7784	72.7784	1.6394	47.5874	0.0670	10.1942	0.0008	0.4699	0.0039
C2H6	10.9130	10.9130	10.9130	3.8718	20.2829	0.7888	20.6451	0.0511	5.3744	0.2112
C3H8	3.9539	3.9539	3.9539	7.1567	10.9406	3.5980	26.5186	0.7313	21.0279	2.7057
iC4	0.6010	0.6010	0.6010	2.6795	1.7623	2.0223	6.2551	0.7916	9.5051	2.7734
nC4	1.0412	1.0412	1.0412	6.6703	3.0500	5.6748	12.0869	2.8084	23.1032	9.2014
iC5	0.2755	0.2755	0.2755	3.8636	0.7262	3.9540	3.3720	2.9926	9.7994	8.8732
nC5	0.2686	0.2686	0.2686	4.7784	0.6792	5.0614	3.3388	4.2012	10.2912	11.7491
nC6	0.2818	0.2818	0.2818	12.3889	0.5819	14.1341	2.8937	14.5986	11.3588	31.9479
nC7	0.0940	0.0940	0.0940	10.5039	0.1624	12.2870	0.8023	13.7588	3.3868	18.6272
nC8	0.0351	0.0351	0.0351	9.9715	0.0548	11.7556	0.2645	13.5017	1.1394	9.3047
nC9	0.0114	0.0114	0.0114	9.7809	0.0183	11.4682	0.0862	13.2931	0.3720	3.6198
C10+	0.0012	0.0012	0.0012	24.1178	0.0045	28.5470	0.0200	33.2384	0.0831	0.8948
Z factor	0.80219	0.80219	0.99588	0.03693	0.95821	0.00762	0.98065	0.80204	0.99035	0.00693
molar vol , ft3 / lb - MOL	4.26748	4.26748	377.82960	2.10390	54.58502	2.26784	291.95655	2.38352	1159.91574	2.13819
density, lb / ft3	5.20093	5.20093	0.05874	45.17810	0.52414	46.07039	0.14983	46.83894	0.05254	40.09604
NW	22.1949	22.1949	22.1949	95.0501	28.6102	104.4805	43.7432	111.6417	60.9384	85.7330

**TABLA 3.11C CARACTERISTICAS DE LAS CORRIENTES OBTENIDAS EN EL CASO 3
 PARA EL MANEJO DE LA PRODUCCION**

.....
 *
 * **COMPUTER MODELLING GROUP PHASE PROPERTY PACKAGE** *
 * **CEMPROF VERSION PC-3.6.1** *
 *

stream table											
stream	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30	31
from unit to unit	Kvac KVap	KVap SNC3F	KVap KBP1	KBP1 SNC3F	KBP1 KBP2	KBP2 SNC3F	KBP2 KBP3	KBP3 SNC3F	KBP3 QgPcs	QgPcs QgTcs	SNC3F SNC3
P. psia	19.60	102.80	102.80	235.00	235.00	580.00	580.00	1180.70	1180.70	14.70	341.70
T. degF	104.00	109.40	109.40	103.00	103.00	117.60	117.60	125.60	125.60	60.00	66.20
	gas	liq	gas	liq	gas	liq	gas	liq	gas	gas	liq
Volume/time	K - ft3 2028.340	K - bbl 1.541	K - ft3 622.164	K - bbl 0.223	K - ft3 974.376	K - bbl 1.235	K - ft3 310.727	K - bbl 0.278	K - ft3 106.754	K - ft3 14044.458	K - bbl 4.259
1000 lb-mole / time	6.792	4.966	11.553	0.756	42.827	4.596	38.231	0.930	37.301	37.301	15.504
Composition, %											
N2	0.0004	0.0003	0.0220	0.0108	0.3220	0.0409	0.3558	0.1804	0.3601	0.3601	0.0529
CO2	0.5953	0.2888	3.5872	1.1083	6.0625	2.6797	6.4691	5.3135	6.4979	6.4979	1.8207
N2S	3.9947	1.9951	9.5769	3.5074	7.5922	6.4870	7.7250	8.2557	7.7118	7.7118	4.0224
C2H6	0.5166	0.3652	8.7293	3.6379	38.1698	10.5306	41.4925	28.2684	41.8223	41.8223	9.1121
C2H4	5.7825	3.5079	19.2733	7.9991	20.0440	15.5960	20.5788	21.0496	20.5670	20.5670	9.7933
C3H8	22.8664	15.7311	29.0094	18.0623	15.6900	24.8672	14.5867	20.0904	14.4495	14.4495	16.9370
iC4	10.1806	8.8175	7.4615	7.8361	3.2061	8.0054	2.6291	4.4730	2.5832	2.5832	6.6806
nC4	24.4981	23.1934	14.6099	19.2795	5.9053	17.2379	4.5429	8.3749	4.4474	4.4474	16.0472
iC5	9.8924	12.1952	3.4129	9.2583	1.2935	5.4777	0.7985	1.0885	0.7651	0.7651	7.3843
nC5	10.1449	13.3517	2.9521	10.0498	1.1150	5.1741	0.6271	1.5266	0.6046	0.6046	8.0860
nC6	9.2928	15.4911	1.2409	12.5415	0.5207	3.2927	0.1874	0.5956	0.1773	0.1773	10.6678
nC7	1.8575	3.8473	0.1138	4.2414	0.0669	0.5087	0.0138	0.0566	0.0127	0.0127	4.4630
nC8	0.3301	0.9446	0.0108	1.6730	0.0185	0.0879	0.0012	0.0061	0.0011	0.0011	2.4932
nC9	0.0460	0.2294	0.0010	0.6281	0.0015	0.0136	0.0001	0.0006	0.0001	0.0001	1.5348
C10+	0.0017	0.0415	0.0000	0.1665	0.0001	0.0007	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.9847
Z factor	0.96754	0.02932	0.90650	0.06444	0.88540	0.14120	0.76891	0.31563	0.53798	0.99242	0.09339
Molar vol., ft3 / lb - MOL	298.61826	1.74184	53.85407	1.65596	22.75124	1.50816	8.12755	1.67908	2.86195	376.51610	1.54245
density, lb / ft3	0.19574	37.04726	0.80690	36.43367	1.40559	30.87881	3.71879	21.07002	10.51595	0.07993	37.73050
MW	58.4504	64.5306	43.4547	60.3328	31.9788	46.5703	30.2247	35.3783	30.0961	30.0961	58.1976

3.4.2 ANALISIS ECONOMICO DEL CASO 3

INGRESOS PARA EL CASO 3

Los ingresos que se tienen por concepto de la comercialización de la producción son mostrados en la Tabla 3.22

TABLA 3.22 INGRESOS POR CONCEPTO DE LA COMERCIALIZACION DE LA PRODUCCION PARA EL CASO 3

PRODUCTO	FLUJO	ESPECIFICACION	PRECIO	INGRESOS (N\$/dia)
ACEITE Q ₀ @ c.s. (BPD)	10,073.000	54.87 °API	58.047 (N\$/B)	1'107,130.43
GAS Q _g @ c.s. (MMPCD)	355.607	1,137.91 BTU/pie ³	5,493.083 (N\$/MMPCS)	1'953,378.76
CONDENSADOS Q _{cond.} @ c.s. (BPD)	3,793.000	82.64 °API	25.724 (N\$/B)	97,571.13
INGRESO DIARIO TOTAL				3'158,080.32

$$\begin{aligned}
 \text{CASO 3} &= \text{INGRESO BRUTO TOTAL} \times (1 - 0.608) \\
 &= 3'158,080.32 \times (1 - 0.608) \\
 &= 451'888,132.40 \text{ N\$/año}
 \end{aligned}$$

En la Tabla 3.23 se presenta el comportamiento de la producción (expresada en flujos diarios), los ingresos anuales correspondientes a cada producto, los ingresos anuales brutos y los netos para el horizonte del proyecto (10 años), considerando una declinación anual de la producción de 5.54 %.

TABLA 3.23 COMPORTAMIENTO DE LA PRODUCCION Y DE LOS INGRESOS RESPECTIVOS PARA EL CASO 3

AÑOS	PRODUCCION DIARIA E INGRESOS ANUALES						INGRESOS BRUTOS (I _o +I _g +I _c) (MMNS)	INGRESOS NETOS (MMNS)
	Q _o e c.s.	I _o (MMNS)	Q _g e c.s.	I _g (MMNS)	Q _c e c.i.	I _c (MMNS)		
0*	19.073.00		355.607		3.793.00			
1	18.016.35	381.715	335.906	673.484	3.582.87	33.640	1.088.840	426.925
2	17.018.26	380.568	317.287	636.173	3.384.37	31.777	1.028.518	403.179
3	16.075.44	340.593	299.719	600.929	3.196.68	30.016	971.538	389.843
4	15.184.86	321.724	283.114	567.637	3.019.77	28.353	917.716	369.744
5	14.343.82	303.900	267.430	536.190	2.852.48	26.783	866.873	339.814
6	13.548.98	287.084	252.014	506.485	2.694.45	25.299	818.849	320.989
7	12.798.37	271.161	238.619	478.426	2.545.18	23.897	773.484	303.206
8	12.089.34	258.139	225.400	451.921	2.404.17	22.573	730.833	288.408
9	11.419.59	241.849	212.913	428.885	2.270.98	21.323	690.188	279.841
10	10.788.94	228.545	201.117	403.235	2.145.17	20.142	651.922	265.853
TOTAL		2,993.388		5,281.388		263.803	6,538.528	3,347.102

NOTAS: * Periodo considerado para la realización de adecuaciones.

EGRESOS DEL CASO 3

En la Tabla 3.24 se muestra la inversión del equipo requerido para llevar a cabo el proceso de producción propuesto para esta alternativa.

TABLA 3.24 INVERSION REQUERIDA PARA EL CASO 3.

CONCEPTO	CARACTERISTICAS	COSTO (N\$)
Separador elevado y estructura metálica.	De = 144" x Lss = 30'	732.000.0
Separador elevado y estructura metálica.	De = 144" x Lss = 30'	732.000.0
Equipo de vacío	8.7 MMPCD	3'845.400.0
Recuperadoras de vapores (2)	5 MMPCD	4'420.000.0
Bomba condensados R. vap. 1	260 BPD	60.000.0
Medidores totalizador y envío de vapores	Vapores SHEBP	257.000.0
Ductos y válvulas		500.000.0
SUBTOTAL		10'546.400.0
+ 25% DE INGENIERIA E INSTALACION		2'636.600.0
TOTAL		13'183.000.0

Los egresos que se mantienen constante respecto al tiempo, se obtienen de los egresos actuales menos los rubros que variarán respecto al tiempo, como son: Energía eléctrica para enfriadores, Bombeo de crudo, Deshidratación del crudo, Bombeo de condensados y Compresión de gas, teniéndose de la Tabla 3.25.

TABLA 3.25 COSTOS DE OPERACION Y MANTENIMIENTO DEL CASO 3.

TIPO	CONCEPTO	EGRESO (N\$/AÑO)
	3¼ Operadores (Batería de Separación)	69,904.80
O	3½ Operadores (Sistema de Bombeo)	69,904.80
P	½ Ingeniero Jefe de Sector	67,546.00
E	½ Ingeniero Supervisor	49,255.00
R	Energía eléctrica de enfriadores gas AP (336.301 MMPCD)	33,527.03
A	Energía eléctrica de enfriadores gas PI (5.253 MMPCD)	498.86
C	Energía eléctrica recuperadora de vapores	574,831.82
I	Energía eléctrica del equipo de vacío	1'635,408.43
O	Bombeo de crudo	62,654.80
N	Deshidratación del crudo	1'106,901.55
	Bombeo de condensado	12,460.00
	Op. y mnto. por compresión del gas liberado del aceite separado en PI-AP * (Q_{gPI-AP} = 5.253 MMPCD).	667,861.11
	Op. y mnto. por compresión del gas liberado del aceite separado en BP-AP ** (Q_{gBP-AP} = 14.044 MMPCD).	3'571,079.95
	Separadores y rectificadores	156,419.20
	Separadores elevados y estructuras metálicas	146,400.00
M	Enfriadores de gas (predictivo y preventivo)	96,495.00
A	Tanques de almacenamiento	440,000.00
N	Tanque de agua contra incendio (TACI)	44,000.00
T	Recuperadoras de vapores	663,000.00
T	Equipo de vacío	576,810.00
O	Bomba MBC 1	3,000.00
	Obra civil	420,000.00
	Bombas de crudo (2 trasiegos y 2 de envío)	109,388.00
	Bombas de condensado (2)	11,492.00
EGRESO TOTAL ANUAL (N\$/año)		10'688,838.36

* C_{comp-PI-AP} = 348,326 N\$/MMPCS.

** C_{comp-BP-AP} = 696,652 N\$/MMPCS.

De la Tabla 3.25 se tiene que los egresos actuales son:

$$E_{ACT} = 10'588,838.35 \text{ N\$/año}$$

En la Tabla 3.26 se presenta el comportamiento de los egresos respecto al tiempo de vida del proyecto.

**TABLA 3.26 COMPORTAMIENTO DE LOS EGRESOS
RESPECTO AL TIEMPO DEL CASO 3**

AÑOS	EGRESOS VARIABLES (N\$)	EGRESOS FIJOS (N\$)	EGRESOS TOTALES (N\$)
1	7'240,570.2	2'923,614.8	10'164,185.0
2	6'839,442.6	2'923,614.8	9'763,057.4
3	6'460,537.5	2'923,614.8	9'384,152.3
4	6'102,623.7	2'923,614.8	9'026,238.5
5	5'764,538.3	2'923,614.8	8'688,153.1
6	5'445,182.9	2'923,614.8	8'368,797.7
7	5'143,519.7	2'923,614.8	8'067,134.5
8	4'858,568.6	2'923,614.8	7'782,183.4
9	4'599,404.1	2'923,614.8	7'523,018.9
10	4'335,151.2	2'923,614.8	7'258,766.0
TOTAL	66'779,539.0	29'236,148.8	96'016,687.8

$$\begin{aligned}
 E_{FIJO} &= 10'588,838.35 - 33,527.03 - 498.86 - 574,831.82 - \\
 &1'635,408.43 - 62,654.8 - 1'106,901.55 - 12,460.0 - 667,861.11 \\
 &- 3'571,079.95 \\
 &= 2'923,614.80 \text{ N\$/año}
 \end{aligned}$$

COMPORTAMIENTO ECONOMICO DEL CASO 3

El comportamiento económico de este caso se muestra en la Tabla 3.27, en la cual se presentan los ingresos, egresos y flujo de efectivo que se tendrán cada año en el horizonte del proyecto.

TABLA 3.27 COMPORTAMIENTO ECONOMICO DEL CASO 3.

AÑOS	CASO 1 INGRESOS (NS)	CASO 1 EGRESOS (NS)	CASO 1 FLUJO EFECTIVO (NS)	CASO BASE FLUJO EFECTIVO (NS)	ΔCASO 1 DIF. FLUJO EFECTIVO (NS)	ΔU DIF. UTILIDADES (NS)
1	426'625,000.0	10'164,185.0	416'660,815.0	409'789,218.1	6'871,596.9	-7'297,125
2	403'179,000.0	9'763,057.4	393'415,942.6	387'001,422.6	6'414,520.0	-2'356,433
3	390'843,000.0	9'384,152.3	371'458,847.7	365'476,710.4	6'982,137.3	1'677,165
4	359'744,000.0	9'026,238.5	350'717,761.5	345'144,852.4	6'572,909.1	4'763,942
5	339'814,000.0	8'688,153.1	331'125,846.9	325'938,576.9	6'187,270.0	7'343,210
6	320'999,000.0	8'368,797.7	312'630,202.3	307'796,572.0	4'833,630.3	8'429,629
7	303'208,000.0	8'067,134.5	295'139,865.5	290'659,487.3	4'479,378.2	11'112,685
8	286'408,000.0	7'782,183.6	278'625,816.4	274'471,936.6	4'153,879.8	12'470,798
9	270'541,000.0	7'513,018.9	263'027,981.1	259'181,499.9	3'846,481.2	13'864,368
10	255'553,000.0	7'258,786.0	248'294,214.0	244'737,724.8	3'556,489.2	14'443,624
TOTAL	3,347'162,000.0	88'018,687.0	3,261'086,313.0	3,210'199,001.0	50'889,312.0	

El tiempo de recuperación de la inversión determinado por medio del programa de cómputo "ECONOPET"⁽¹⁶⁾, será:

Tri CASO 1 = 3.599 años

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

TIR CASO 1 = 44.60 %

3.5 ESTABILIZACION CON UNIDAD TIPO TORRE (CASO 4)

En este caso se presenta el uso de una torre estabilizadora, la cual es alimentada por la descarga del líquido proveniente del separador trifásico de baja presión.

La Torre Estabilizadora, es una columna fraccionadora donde se vaporizan los componentes ligeros hacia el domo, obteniéndose en el fondo el aceite o condensado ya estabilizado. Estas torres tienen de 12 a 20 platos, los cuales pueden ser tipo válvula o cachuchas tipo burbuja. Una Torre Estabilizadora como la que se muestra en la figura 3.5, incluye: La Torre Estabilizadora, un calentador, un condensador, un acumulador de reflujo, una bomba de reflujo, un intercambiador de calor y un enfriador.

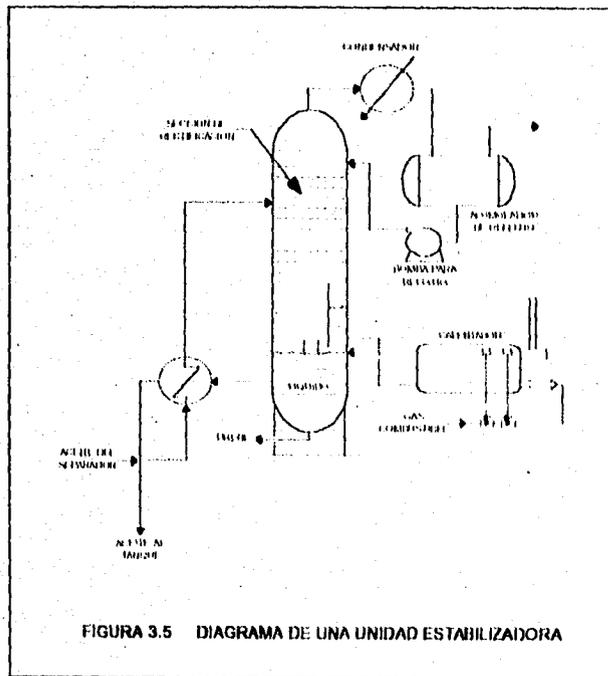


FIGURA 3.5 DIAGRAMA DE UNA UNIDAD ESTABILIZADORA

La torre se fabrica comúnmente en acero al carbón bajo especificaciones rígidas. Si los hidrocarburos a manejar contienen sustancias corrosivas tales como H_2S o CO_2 la torre debe ser revestida con un material resistente como acero inoxidable o con un revestimiento protector, y se requiere que el crudo de alimentación a la torre contenga muy bajas concentraciones de sal para evitar la corrosión en dicha torre y equipos periféricos.

3.5.1 DESCRIPCIÓN DEL MANEJO DE LA PRODUCCIÓN

La descripción del manejo de la producción de aceite, gas y de los condensados es similar a la presentada en el caso base, para esta opción la corriente de alimentación a la Torre Estabilizadora proviene de la descarga de líquido del separador trifásico de baja presión la cual es previamente calentada por la corriente de líquido estabilizado que sale de la torre hacia el tanque de almacenamiento por medio de un intercambiador de calor.

El líquido entra en la parte media de la torre y desciende a través de los platos, hasta el plato inferior el cual conduce el líquido a la parte aislada del fondo de la torre, de donde fluye hacia el calentador lugar en el que parte del líquido se vaporiza. La corriente líquido-vapor que sale del calentador entra a la otra sección del fondo de la torre, el líquido estabilizado abandona la torre y pasa por el intercambiador de calor donde transfiere parte de su energía(calor) a la corriente de alimentación, y pasa por un enfriador antes de llegar al tanque de almacenamiento.

El vapor liberado en el fondo de la torre fluye hacia el domo en contra flujo y ayuda a evaporar los componentes ligeros del líquido, se une al vapor liberado de la corriente de alimentación y sale de la torre por su parte superior, pasa por un condensador y es enfriado casi a la temperatura ambiente. La corriente que sale del condensador entra al acumulador de reflujo y el líquido colectado se reintegra mediante la bomba de reflujo al plato superior de la torre. El gas del acumulador de reflujo se desecha o se usa como combustible.

TESIS SIN PAGINACION

COMPLETA LA INFORMACION

TABLE 3.28A CHARACTERISTICS OF THE CURRENTS OBTAINED IN THE CASE 4
FOR THE BEHEAT OF THE PRODUCTION

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

***** stream table *****										
stream	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
from unit to unit	<input> SEAP	SEAP SEPI	SEAP HVAP	KVAP SHC3F	KVAP QgAPcs	QgAPcs QgTcs	SEPI SESP	SEPI HVPI	KVPI SHC3F	KVPI RPI
P, psia	14.70	1180.70	1180.70	1170.70	1170.70	14.70	761.20	761.20	751.20	751.20
T, degF	60.00	125.60	125.60	95.00	95.00	60.00	111.20	111.20	90.00	90.00
		liq	gas	liq	gas	gas	liq	gas	liq	gas
Volume/time	K - ft3 377201.231	K - bbl 31.641	K - ft3 3831.648	K - bbl 1.301	K - ft3 3467.180	K - ft3 336301.693	K - bbl 28.924	K - ft3 95.145	K - bbl 0.008	K - ft3 90.582
1000 lb -mole / time	1000.000	105.208	894.792	4.787	890.005	890.005	91.277	13.931	0.026	13.906
Composition, %										
N2	2.0584	0.3129	2.2636	0.3878	2.2737	2.2737	0.1279	1.5249	0.1515	1.5274
CO2	4.5203	2.9908	4.7001	3.2928	4.7077	4.7077	2.6408	5.2839	2.7825	5.2885
H2S	2.6110	3.4192	2.5160	3.7367	2.5094	2.5094	3.4937	2.9305	3.7379	2.9290
CH4	68.7931	23.5513	74.1125	29.0156	74.3551	74.3551	16.0530	72.6797	19.2287	72.7784
C2H6	9.5715	9.2705	9.6069	11.2420	9.5981	9.5981	9.0199	10.9128	10.8158	10.9130
C3H8	4.1239	7.7639	3.6959	9.4064	3.6652	3.6652	8.3437	3.9654	10.1766	3.9539
iC4	0.7737	2.1552	0.6113	2.6260	0.6004	0.6004	2.3918	0.6054	2.9855	0.6010
nC4	1.5013	4.9411	1.0969	5.9320	1.0709	1.0709	5.5347	1.0519	6.8373	1.0412
iC5	0.5593	2.5355	0.3258	3.0244	0.3113	0.3113	2.8794	0.2816	3.6114	0.2755
nC5	0.6179	3.0666	0.3300	3.6270	0.3123	0.3123	3.4925	0.2762	4.3672	0.2686
nC6	1.1681	7.5750	0.4148	8.6589	0.3705	0.3705	8.6851	0.3013	10.8550	0.2818
nC7	0.8200	6.3130	0.1741	6.6023	0.1396	0.1396	7.2598	0.1096	8.5836	0.0940
nC8	0.7057	5.9586	0.0881	5.3974	0.0595	0.0595	6.8607	0.0482	7.1714	0.0351
nC9	0.6484	5.7840	0.0446	4.0768	0.0229	0.0229	6.6636	0.0212	5.3321	0.0114
C10+	1.5284	14.3626	0.0194	2.9738	0.0035	0.0035	16.5536	0.0074	3.3635	0.0012
Z factor	0.99395	0.31741	0.80495	0.30022	0.76616	0.99598	0.22105	0.84856	0.21047	0.82953
molar vol., ft3 / lb - MOL	377.20123	1.68857	4.28217	1.52651	3.89569	377.86507	1.77915	6.82963	1.65274	6.51410
density, lb / ft3	0.07133	39.87439	5.17276	35.57336	5.64154	0.05816	41.70998	3.26064	37.75011	3.40721
HW	26.9039	67.3307	22.1506	54.3032	21.9777	21.9777	74.2083	22.2689	62.3912	22.1949

TABLE 3.28B CHARACTERISTICS OF THE CURRENTS OBTAINED IN THE CASE 4
FOR THE DESIGN OF THE PRODUCTION

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

stream table										
stream	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20
from unit to unit	RPI SEC3F	RPI QgTcs	QgTcs	SENF TORRE	SENF RSP1	TORRE TV	TORRE RSP1	RSP1 SEC3F	RSP1 RSP2	RSP2 SEC3F
P. psia	1180.70	1180.70	14.70	102.80	102.80	104.00	190.00	235.00	235.00	560.00
T. degF	125.60	125.60	60.00	86.00	86.00	110.00	95.00	103.00	103.00	117.60
	liq	gas	gas	liq	gas	liq	gas	liq	gas	liq
Volume/time	K - bbl 0.000	K - ft3 59.342	K - ft3 5253.947	K - bbl 23.474	K - ft3 1562.938	K - bbl 17.996	K - ft3 6940.621	K - bbl 0.035	K - ft3 1228.778	K - bbl 2.016
1000 lb -mole / time	0.000	13.906	13.906	62.644	28.633	44.086	18.558	0.120	54.465	7.594
Composition, %										
H2	1.5274	1.5274	1.5274	0.0041	0.3987	00.0000	0.0400	0.0093	0.2764	0.0380
CO2	5.2885	5.2885	5.2885	0.6866	6.9163	00.0000	4.3504	1.1153	6.0377	2.7766
H2S	2.9290	2.9290	2.9290	1.9667	6.8347	00.0000	15.3815	4.7654	10.1819	8.7884
C2H6	72.7784	72.7784	72.7784	1.6394	47.5874	00.0000	10.3410	3.2597	34.3045	9.9941
C3H8	10.9130	10.9130	10.9130	3.8718	20.2839	00.0000	15.4815	7.4645	18.7724	14.7934
C3H8	3.9539	3.9539	3.9539	7.1567	10.9406	0.0030	27.7528	19.4887	16.9571	26.0810
iC4	0.6010	0.6010	0.6010	2.6795	1.7623	0.4902	7.9508	9.4427	3.8949	9.0927
nC4	1.0412	1.0412	1.0412	6.6703	3.0500	3.4213	17.0017	25.3808	7.8880	20.0600
iC5	0.2755	0.2755	0.2755	3.0636	0.7262	6.1723	1.1401	5.6347	0.7952	2.9608
nC5	0.2686	0.2686	0.2686	4.7784	0.6792	8.2430	0.5501	4.9951	0.5598	2.2547
nC6	0.2018	0.2018	0.2018	12.3889	0.5919	19.5872	0.0100	7.2943	0.3068	1.6040
nC7	0.0940	0.0940	0.0940	10.5039	0.1624	14.8055	00.0000	4.8549	0.0777	0.4725
nC8	0.0351	0.0351	0.0351	9.9715	0.0548	12.6647	00.0000	3.4536	0.0220	0.1450
nC9	0.0114	0.0114	0.0114	9.7809	0.0183	11.2041	00.0000	2.0969	0.0052	0.0360
C10+	0.0012	0.0012	0.0012	24.1178	0.0045	23.4087	00.0000	0.9039	0.0004	0.0028
Z factor	0.80219	0.80219	0.99588	0.03693	0.95821	0.00604	0.98550	0.06408	0.87799	0.13953
molar vol., ft3 / lb - MOL	4.26748	4.26748	377.82960	2.10390	54.58502	2.29190	373.99408	1.64650	22.56076	1.49037
density, lb / ft3	5.20093	5.20093	0.05874	45.17810	0.52414	45.83685	0.11084	36.63663	1.46205	30.24938
MW	22.1949	22.1949	22.1949	95.0501	28.6102	105.0536	41.4518	60.3221	32.9850	45.0826

TABLE 3.28C CHARACTERISTICS OF THE STREAMS OBTAINED IN THE CASE 4
FOR THE HANDLING OF THE PRODUCTION

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

stream table										
stream	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30
from unit to unit	RSP2 RSP3	RSP3 SBC3P	RSP3 QgSPcs	QgSPcs QgTcs	SBC3P SBC	SBC3P QgCond	SBC QCct	SBC QgCond	QCct <output>	QgCond RSP1
P. psia	580.00	1180.70	1180.70	14.70	341.70	341.70	171.20	171.20	626.16	14.70
T. degF	117.60	125.60	125.60	60.00	66.20	66.20	66.20	66.20	60.00	60.00
	gas	liq	gas	gas	liq	gas	liq	gas	liq	gas
Volume/time	K - ft3	K - bbl	K - ft3	K - ft3	K - bbl	K - ft3	K - bbl	K - ft3	K - bbl	K - ft3
	373.576	1.294	116.184	16064.894	3.003	70.240	2.532	71.227	2.484	2785.428
1000 lb-mole / time	46.871	4.195	42.676	42.676	11.745	4.977	9.328	2.416	9.328	7.394
Composition, %										
N2	0.3151	0.1843	0.3279	0.3279	0.0262	0.5255	0.0027	0.1167	0.0027	0.3919
CO2	6.5661	5.6399	6.6572	6.6572	2.2426	6.9064	1.1262	6.5525	1.1262	6.7907
H2S	10.4077	10.9853	10.3509	10.3509	7.4965	8.7072	6.1542	12.6787	6.1542	10.0052
CH4	38.2433	28.2828	39.2225	39.2225	7.4760	49.5302	2.1473	28.0476	2.1473	42.5093
C2H6	19.4171	19.7593	19.3835	19.3835	13.3315	18.8161	10.1802	25.4970	10.1802	20.9995
C3H8	15.4788	19.8175	15.0523	15.0523	23.4786	10.6630	24.7877	18.4247	24.7877	13.1996
iC4	3.0527	4.5917	2.9014	2.9014	7.9990	1.6373	9.3091	2.9415	9.3091	2.0635
nC4	5.6770	9.0685	5.3436	5.3436	18.3271	2.7283	21.8023	4.9113	21.8023	3.4418
iC5	0.4443	0.8334	0.4060	0.4060	3.4167	0.2208	4.2017	0.3863	4.2017	0.2749
nC5	0.2852	0.5600	0.2582	0.2582	3.1303	0.1568	3.8709	0.2712	3.8709	0.1942
nC6	0.0966	0.2300	0.0835	0.0835	4.7117	0.0826	5.8974	0.1340	5.8974	0.0994
nC7	0.0137	0.0391	0.0112	0.0112	3.0708	0.0189	3.8588	0.0286	3.8588	0.0221
nC8	0.0021	0.0070	0.0016	0.0016	2.3448	0.0054	2.9502	0.0076	2.9502	0.0061
nC9	0.0003	0.0010	0.0002	0.0002	1.7177	0.0014	2.1622	0.0019	2.1622	0.0016
C10+	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	1.2304	0.0002	1.5490	0.0002	1.5490	0.0002
Z factor	0.74618	0.32545	0.51177	0.99222	0.08691	0.85444	0.04623	0.89420	0.16786	0.99299
molar vol., ft3 / lb - MOL	7.97029	1.73133	2.72248	376.44027	1.43548	14.11213	1.52400	29.47723	1.49511	376.73365
density, lb / ft3	3.89256	20.03520	11.26354	0.08146	36.80168	1.93936	38.08140	1.11011	38.81714	0.07729
NW	31.0249	34.6875	30.6648	30.6648	52.8281	27.3685	58.0359	32.7231	58.0359	29.1185

**TABLA 3.280 CARACTERISTICAS DE LAS CORRIENTES OBTENIDAS EN EL CASO 4
 PARA EL DISEÑO DE LA PRODUCCION**

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

stream table						
stream	31	32	33	34	35	36
from unit to unit	TV FVR	TV <output>	FVR Qocs	FVR <output>	Qocs <output>	QgTcs <output>
P, psia	14.70	14.70	6.50	6.50	14.70	14.70
T, degF	110.00	110.00	100.00	100.00	60.00	60.00
	liq	gas	liq	gas	liq	gas
Volume/time	K - bbl	K - ft3	K - bbl	K - ft3	K - bbl	K - ft3
	18.453	0.000	18.357	0.000	17.996	357629.696
1000 lb -mole / time	44.086	0.000	44.086	0.000	44.086	946.586
Composition, %						
N2	00.0000	00.0000	00.0000	00.0000	00.0000	2.1750
CO2	00.0000	00.0000	00.0000	00.0000	00.0000	4.8041
H2S	00.0000	00.0000	00.0000	00.0000	00.0000	2.8691
CH4	00.0000	00.0000	00.0000	00.0000	00.0000	72.7480
C2H6	00.0000	00.0000	00.0000	00.0000	00.0000	10.0586
C3H8	0.0030	0.0030	0.0030	0.0030	0.0030	4.1828
iC4	0.4902	0.4902	0.4902	0.4902	0.4902	0.7042
nC4	3.4213	3.4213	3.4213	3.4213	3.4213	1.2631
iC5	6.1723	6.1723	6.1723	6.1723	6.1723	0.3151
nC5	8.2430	8.2430	8.2430	8.2430	8.2430	0.3092
nC6	19.5872	19.5872	19.5872	19.5872	19.5872	0.3562
nC7	14.8055	14.8054	14.8055	14.8055	14.8055	0.1331
nC8	12.6647	12.6647	12.6647	12.6647	12.6647	0.0565
nC9	11.2041	11.2041	11.2041	11.2041	11.2041	0.0217
Cl0+	23.4087	23.4086	23.4087	23.4086	23.4087	0.0033
Z factor	0.00565	0.00565	0.00253	0.00253	0.00604	0.99583
molar vol., ft3 / lb - MOL	2.35010	2.35010	2.33786	2.33786	2.29190	377.80999
density, lb / ft3	44.70165	44.70157	44.93573	44.93567	45.83685	0.05922
MW	105.0536	105.0534	105.0536	105.0534	105.0536	22.3725

En la figura 3.6 se presenta la configuración del proceso propuesto para este método de estabilización y en las tablas 3.28A, B, C y D, se muestran las características de las corrientes manejadas en dicho proceso, las cuales representan el balance de masa que se lleva a cabo en el mismo. Para la simulación de este proceso se utilizaron dos modelos composicionales de comportamiento de fases y propiedades de los fluidos ^(18, 19).

3.5.2 ANALISIS ECONOMICO DEL CASO 4

INGRESOS PARA EL CASO 4

Los ingresos que se tienen por concepto de la comercialización de la producción son mostrados en la Tabla 3.29

TABLA 3.29 INGRESOS POR CONCEPTO DE LA COMERCIALIZACION DE LA PRODUCCION PARA EL CASO 4

PRODUCTO	FLUJO	ESPECIFICACION	PRECIO	INGRESOS (N\$/día)
ACEITE Q _o @ c.s. (BPD)	17,998.000	61.13 °API	58.047 (N\$/BI)	1'044,613.81
GAS Q _g @ c.s. (MMPCD)	357.629	1,138.48 BTU/pe ³	5,495.883 (N\$/MMPCS)	1'965,487.14
CONDENSADOS Q _{cond.} @ c.s.(BPD)	2,484.000	95.96 °API	25.724 (N\$/BI)	63,898.42
INGRESO DIARIO TOTAL				3'073,999.37

$$\begin{aligned}
 \text{CASO 3} &= \text{INGRESO BRUTO TOTAL} \times (1 - 0.608) \\
 &= 3'073,999.37 \times (1 - 0.608) \\
 &= 439'827,829.90 \text{ N\$/año}
 \end{aligned}$$

En la Tabla 3.30 se presenta el comportamiento de la producción (expresada en flujos diarios), los ingresos anuales correspondientes a cada producto, los ingresos anuales brutos y los netos para el horizonte del proyecto (10 años), considerando una declinación anual de la producción de 5.54 %.

TABLA 3.30 COMPORTAMIENTO DE LA PRODUCCION Y DE LOS INGRESOS RESPECTIVOS PARA EL CASO 4

AÑOS	PRODUCCION DIARIA E INGRESOS ANUALES						INGRESOS BRUTOS ($l_0 + l_1 + l_2$) (MMNS)	INGRESOS NETOS (MMNS)
	Q_0 g.c.s.	l_0 (MMNS)	Q_1 g.c.s.	l_1 (MMNS)	Q_2 g.c.s.	l_2 (MMNS)		
0'	17.998.00		357.629		2.464.00			
1	16.999.02	360.161	337.816	677.659	2.346.36	22.031	1.069.951	416.491
2	16.057.27	340.208	319.101	640.116	2.216.39	20.810	1.001.134	392.446
3	15.167.70	321.390	301.423	604.654	2.093.61	19.657	936.971	379.793
4	14.327.41	303.557	284.724	571.156	1.977.62	18.568	893.291	359.199
5	13.533.67	286.740	268.951	539.514	1.868.06	17.540	843.794	339.767
6	12.783.90	270.856	254.051	509.625	1.764.57	16.569	797.999	312.443
7	12.075.67	255.849	239.976	481.392	1.666.81	15.650	752.991	296.133
8	11.406.96	241.675	226.692	454.723	1.574.47	14.783	711.181	279.763
9	10.774.75	228.286	214.123	429.531	1.487.24	13.964	671.781	263.339
10	10.177.63	215.639	202.261	405.735	1.404.65	13.191	634.666	249.749
TOTAL		2,824.339		8,314.198		172.782	6,311.187	3,267.088

NOTAS * Período considerado para la realización de adecuaciones

EGRESOS DEL CASO 4

En la Tabla 3.31 se muestra la inversión del equipo requerido para llevar a cabo el proceso de producción propuesto para esta alternativa.

TABLA 3.31 INVERSION REQUERIDA PARA EL CASO 4.

CONCEPTO	CARACTERISTICAS	COSTO (N\$)
Bomba de carga.	1,154 GPM	327,000.0
Bomba de reflujo.	144 GPM	51,500.0
Bomba de fondo de la Torre.	924 GPM	174,500.0
Enfriador del domo de la Torre.	A = 2,113 pies ²	153,500.0
Enfriador para el aceite.	A = 1,417 pies ²	128,000.0
Intercambiador de calor.	3.2 MMBTU/hr	600,000.0
Torre agitadora.	15 platos	661,500.0
Calentador de fondo de la Torre.	28.7 MMBTU/hr	1'760,550.0
Acumulador de reflujo.		100,000.0
Instrumentación, aislamiento, eléctricos, tubería		2'427,800.0
Modificación del separador SHBP a SHBP3F		510,000.0
Medidores totalizador y de envío.		257,000.0
SUBTOTAL		7'152,350.0
+ 75% DE INGENIERIA E INSTALACION		5'364,262.5
TOTAL		12'516,612.5

Los egresos que se mantienen constante respecto al tiempo, se obtienen de los egresos actuales menos los rubros que variarán respecto al tiempo, como son: Energía eléctrica para enfriadores, Bombeo de crudo, Deshidratación del crudo, Bombeo de condensados y Compresión de gas, teniéndose de la Tabla 3.32.

TABLA 3.32 COSTOS DE OPERACION Y MANTENIMIENTO DEL CASO 4.

TIPO	CONCEPTO	EGRESO (N\$/AÑO)
	3½ Operadores (Bateria de Separación)	69,904.80
O	3½ Operadores (Sistema de Bombeo)	69,904.80
P	½ Ingeniero Jefe de Sector	67,546.00
E	½ Ingeniero Supervisor	49,255.00
R	Energía eléctrica de enfriadores gas AP (336.301 MMPCD)	33,527.03
A	Energía eléctrica de enfriadores gas PI (5.253 MMPCD)	498.86
C	Energía eléctrica para el calentador de fondo	1'406,224.44
I	Bombeo de crudo	136,229.00
O	Deshidratación del crudo	1'044,397.86
N	Bombeo de condensado	8,159.94
	Op. y mnto. por compresión del gas liberado del aceite separado en PI-AP * (Q_{gPI-AP} = 5.253 MMPCD).	667,861.11
	Op. y mnto. por compresión del gas liberado del aceite separado en BP-AP ** (Q_{gBP-AP} = 16.064 MMPCD).	4'084,721.47
M	Separadores y rectificadores	156,419.20
A	Enfriadores de gas (predictivo y preventivo)	96,495.00
N	Tanques de almacenamiento	440,000.00
T	Tanque de agua contra incendio (TACI)	44,000.00
E	Obra civil	420,000.00
N	Bombas de crudo (2 trasiegos y 2 de envío)	109,388.00
J	Bombas de condensado (2)	11,492.00
M	Torre agotadora	66,150.00
I	Calentador de fondo	176,055.00
E	Intercambiador de calor	30,000.00
N	Bombas	27,650.00
T	Enfriadores del domo de la Torre y del aceite	32,165.00
O	Instrumentación, aislamiento, eléctricos	242,780.00
EGRESO TOTAL ANUAL (N\$/año)		9'490,824.51

* C_{comp,PI-AP} = 348 326 N\$/MMPCS.

** C_{comp,BP-AP} = 696 652 N\$/MMPCS.

De la Tabla 3.32 se tiene que los egresos actuales son:

$$E_{ACT} = 9'490,824.51 \text{ N\$/año}$$

En la Tabla 3.33 se presenta el comportamiento de los egresos respecto al tiempo de vida del proyecto.

TABLA 3.33 COMPORTAMIENTO DE LOS EGRESOS RESPECTO AL TIEMPO DEL CASO 4

AÑOS	EGRESOS VARIABLES (N\$)	EGRESOS FIJOS (N\$)	EGRESOS TOTALES (N\$)
1	6'972,678.0	2'109,204.8	8'081,882.8
2	6'586,391.6	2'109,204.8	8'695,596.4
3	6'221,505.5	2'109,204.8	8'330,710.3
4	5'876,834.4	2'109,204.8	7'986,039.2
5	5'551,257.5	2'109,204.8	7'660,462.3
6	5'243,717.9	2'109,204.8	7'352,922.7
7	4'953,215.8	2'109,204.8	7'062,420.6
8	4'678,807.7	2'109,204.8	6'788,012.5
9	4'419,601.8	2'109,204.8	6'528,806.6
10	4'174,755.8	2'109,204.8	6'283,960.6
TOTAL	64'678,768.0	21'082,048.0	75'770,814.0

$$\begin{aligned}
 E_{FIJO} &= 9'490,824.51 - 33,527.03 - 498.86 - 1'406,224.44 - 136,229.00 \\
 &\quad - 1'044,397.86 - 8,159.94 - 667,861.11 - 4'084,721.47 \\
 &= 2'109,204.80 \text{ N\$/año}
 \end{aligned}$$

COMPORTAMIENTO ECONOMICO DEL CASO 4

El comportamiento económico de este caso se muestra en la Tabla 3.34, en la cual se presentan los ingresos, egresos y flujo de efectivo que se tendrán cada año en el horizonte del proyecto.

TABLA 3.34 COMPORTAMIENTO ECONOMICO DEL CASO 4.

AÑOS	ICASO 4 INGRESOS (N\$)	ECASO 4 EGRESOS (N\$)	FCASO 4 FLUJO EFECTIVO (N\$)	FCASO BASE FLUJO EFECTIVO (N\$)	ΔFCASO 4 DIF. FLUJO EFECTIVO (N\$)	ΔU DIF. UTILIDADES (N\$)
1	415'461.000.0	9'081.882.8	406'379.117.2	409'789.218.1	-3'410.100.9	-18'481.893
2	392'445.000.0	8'895.598.4	383'749.403.6	387'001.422.6	-3'252.019.0	-17'940.716
3	370'703.000.0	8'330.710.3	362'372.289.7	365'478.710.4	-3'106.420.7	-19'091.690
4	350'188.000.0	7'988.039.2	342'179.960.8	345'144.852.4	-2'964.891.6	-21'576.676
5	330'787.000.0	7'690.482.3	323'108.537.7	325'938.576.9	-2'832.039.2	-23'984.618
6	312'443.000.0	7'352.822.7	305'090.077.3	307'798.572.0	-2'708.494.7	-24'264.848
7	295'133.000.0	7'082.420.6	288'070.579.4	290'659.487.3	-2'588.907.9	-26'227.892
8	278'783.000.0	6'788.012.5	271'994.987.5	274'471.936.6	-2'476.949.1	-28'037.724
9	263'338.000.0	6'528.806.6	256'809.183.4	258'181.499.9	-2'372.306.6	-29'711.976
10	248'748.000.0	6'283.980.6	242'465.022.4	244'737.724.8	-2'272.702.4	-27'273.656
TOTAL	3,257'889,000.0	75'770,814.0	3,182'217,186.0	3,210'198,001.0	-27'980,815.0	

De los resultados obtenidos de la simulación composicional y el análisis económico se tiene que para esta opción no se generan utilidades por lo que no se recupera la inversión en el plazo fijado como horizonte del proyecto.

Al igual que en el proceso de Estabilización Elevada con Transferencia de Calor, este proceso puede complementarse con la estabilización de condensados, de los cuales los componentes más pesados (C₅⁺) se reincorporan al crudo incrementando su volumen.

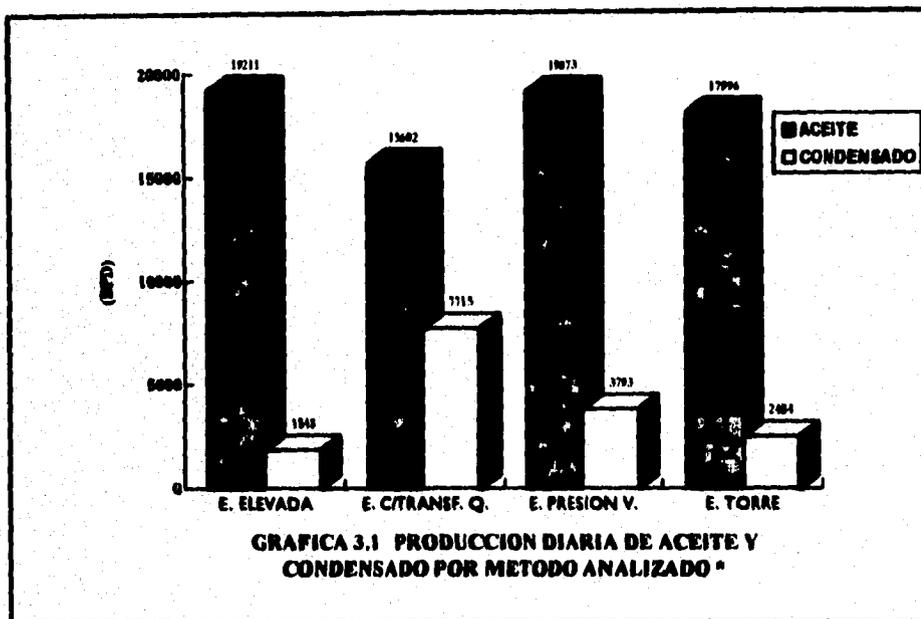
3.6 EVALUACION DE LOS METODOS DE ESTABILIZACION DE ACEITE CRUDO ANALIZADOS

Del análisis composicional aplicado a todos los métodos es posible conocer el volumen diario producido de aceite, gas y condensado, para cada uno de estos. En la Tabla 3.35 se presentan los flujos obtenidos del balance de materia para cada método.

TABLA 3.35 FLUJOS OBTENIDOS DEL BALANCE DE MATERIA

METODO PARAMETRO	SEPARACION MULTIETAPA	ESTAB. ELEVADA	EST. ELEVADA CON TRANSF. DE CALOR	ESTAB. CON PRESION DE VACIO	ESTAB. CON TORRE
Qo @ c.s. (BPD)	19,176	19,211	15,602	19,073	17,996
Qg @ c.s. (MMPCD)	353.040	355.511	355.274	355.607	357.629
Qc @ c.t. (BPD)	971	1,848	7,715	3,793	2,484
Qvap TANQUE (MMPCD)	4.8	0.367	0	0	0
Qvap PVR (MMPCD)	4.5	5.5	0	0	0

El método que mayor producción de aceite presenta es el de ESTABILIZACION ELEVADA, pero es importante hacer notar que al igual que el método de SEPARACION MULTIETAPA, presenta emanación de vapores tanto en el tanque de almacenamiento, y al simular la celda PVR, por lo que no cumple con los requerimientos de protección ambiental. Otro método con una recuperación de aceite considerable es el de ESTABILIZACION CON PRESION DE VACIO con 19073 BPD, y ninguna emanación de vapores. En la gráfica 3.1 se presentan las producciones por día obtenidas para cada uno de los métodos, durante el primer año de operación de los mismos.



* Durante el primer año de operación de los mismos.

Pero el análisis de flujos producidos no es determinante para la selección del proceso de estabilización, ya que no refleja la rentabilidad de un proyecto, además deben considerarse las características de los productos obtenidos, en la Tabla 3.36 se presentan los flujos (aceite, gas y condensado), sus características, precios e ingresos totales por día.

En la Tabla 3.37 se presenta una evaluación económica, donde se compara la inversión, TIR, Tri, etc., para un horizonte de estudio a 10 años. El método que mayor rentabilidad presenta es el de ESTABILIZACION ELEVADA con una Tasa Interna de Retorno (TIR) de 61.40%, pero como se puede apreciar en la tabla de los flujos obtenidos del Balance de Materia, este presenta emanación de vapores por lo que no cumple con las regulaciones de medio ambiente. El otro método con una buena rentabilidad es el de ESTABILIZACION CON PRESION DE VACIO con una TIR de 44.60%, el cual a su vez cumple con las especificaciones fijadas en el análisis.

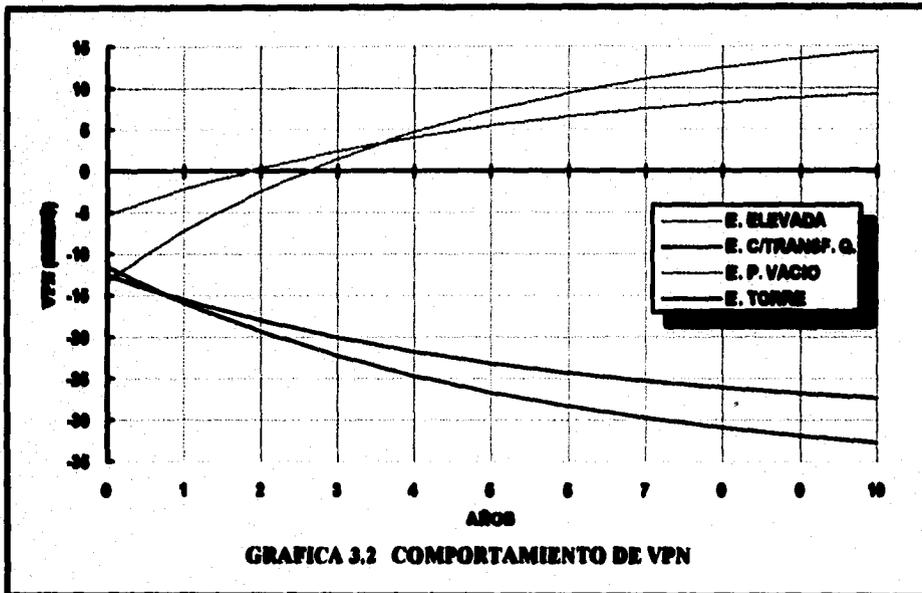
TABLA 3.36 CARACTERISTICAS DE LOS FLUJOS OBTENIDOS

PRODUCTO Y ESPECIFICACION	ESTABILIZACION ELEVADA	EST. ELEVADA CON TRANSF. DE CALOR	ESTABILIZACION CON PRESION DE VACIO	ESTABILIZACION CON TORRE
FLUJO (BPD) ● c.s.	19,211	15,602	19,073	17,996
° API	55.05	50.47	54.87	61.13
PRECIO (N\$)	58.047	58.047	58.047	58.047
FLUJO (MMPCD) ● c.s.	355.511	355.274	355.607	357.629
PODER CAL. (Btu/pie3)	1,136.77	1,136.80	1,137.91	1,138.48
PRECIO (N\$)	5,487.600	5,487.749	5,493.083	5,495.883
FLUJO (BPD) ● c.s.	1,848	7,715	3,793	2,484
° API	89.45	87.39	92.64	95.96
PRECIO (N\$)	25.724	25.724	25.724	25.724
INGRESOS TOTALES (N\$/día)	3'113,581.03	3'953,784.49	3'168,080.32	3'873,089.37

TABLA 3.37 EVALUACION ECONOMICA

PARAMETRO	ESTABILIZACION ELEVADA	ESTAB. ELEVADA CON TRANSF. DE CALOR	ESTABILIZACION CON PRESION DE VACIO	ESTABILIZACION CON TORRE
INVERSION	5'251,250	11'541,125	13'183,000	12'516,612
Tri	2.845	0	3.599	0
TIR	61.40	0	44.600	0
VPN	9'325,195	- 32'631,208	14'443,624	-27'273,656
VPN / INV.	1.776	- 2.827	1.096	-2.179
VPN / C. TOTAL	0.548	0	0.299	0

El valor presente neto (VPN) nos representan las utilidades que se obtendrán al término de la duración del estudio. En la gráfica 3.2 se presenta el comportamiento del VPN respecto al tiempo.



CAPITULO 4

CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

- El trabajo realizado engloba aspectos 100% reales, considerados para la realización de cualquier proyecto.
- Es conveniente realizar este tipo de análisis para diferentes tipos de crudos con la finalidad de determinar el proceso óptimo para la estabilización de petróleo crudo.
- Existen más procesos de estabilización de crudo en la industria, los cuales deben ser tomados en cuenta para obtener un panorama más amplio de posibilidades a fin de lograr el proceso óptimo.
- Un proceso óptimo es aquel que cumple con las especificaciones de los contratos de venta, además que no considera al tanque de almacenamiento como la última etapa de separación.
- Un proceso óptimo aprovecha los vapores que se liberarían en el tanque y esto representa un aumento en el volumen de gas y de condensados como se puede apreciar en la Tabla 3.35, además de que al almacenar o transportar un producto (aceite) que no desprende gas es más seguro y no contamina.
- Los componentes ligeros que son liberados en el tanque de almacenamiento al manejarse a condiciones atmosféricas, son más pesados que el aire y difíciles de dispersar, por lo cual contaminan el entorno. Pero al implantar el proceso adecuado se evita la liberación de estos vapores en el tanque y al simular la celda PVR, como se mostró en el balance de materia.

- **Es tiempo de pensar en todas las posibilidades para la estabilización del petróleo crudo dados los requerimientos cada vez más estrictos, tanto de calidad de los productos, así como de protección ambiental que entrarán en vigor próximamente.**
- **Los beneficios que se obtendrán (técnicos, económicos y ecológicos) son evidentes, lo que justifica un análisis como el presente, y una posible inversión para un método en particular.**
- **Al existir un incremento en productos terminales (aceite, gas y condensado), aumentan los ingresos por la comercialización de éstos.**
- **De los resultados obtenidos, tanto del balance de materia y de la evaluación económica, se puede concluir que el método de estabilización que mejores resultados económicos proporcionaría (para nuestro estudio mayor de 50 API), cumpliendo totalmente con las especificaciones establecidas en los contratos de venta, es el de "ESTABILIZACION CON PRESION DE VACIO".**
- **Es importante resaltar que si el valor comercial del condensado fuese mayor, métodos como el de Estabilización Elevada con Transferencia de Calor y otros en los que la producción de condensados es considerable, podrían ser una opción rentable y de menores complicaciones técnicas.**
- **Por lo anterior, es recomendable aplicar una política de recontractación de precios de los hidrocarburos producidos, tomando como referencia los estándares internacionales, los cuales están en función de las características fisicoquímicas de los mismos.**

REFERENCIAS

- 1.- Campbell J.M.: Gas Conditioning and Processing-Product Specifications; Campbell Petroleum Series, Norman, 1984.
- 2.- Moins G.: "Optimización de las Unidades de Estabilización de Petróleo Crudo", Technip-Geoproduction, Noviembre 1979.
- 3.- Nolasco M.J. y Garaicochea P.F.: "Criterios para Seleccionar las Condiciones de Separación de Aceite y Gas", Ingeniería Petrolera, Agosto 1978.
- 4.- Medina R.P.: "Estabilización de Crudo en el Area Marina de la Sonda de Campeche", Ingeniería Petrolera, Enero 1987.
- 5.- Petróleos Mexicanos: Memoria de Labores 1993, México, Marzo 1994.
- 6.- Peter O. W.: Análisis de los Contaminantes del Aire; Paraninfo S.A. Madrid, 1981, Cap. 2, pág 71.
- 7.- Blásquez G.E. : "Análisis para la Seguridad y Protección Ambiental en los Quemadores de Campo de las Instalaciones pertenecientes al Sector San Manuel", Proyecto CDC-8303, Revisión y Análisis Económico del Estudio para el Manejo Superficial de Hidrocarburos Volátiles del Area Muspac-Chiapas del Distrito Reforma, Gerencia de Tecnología de Producción, IMP, Mayo 1994.
- 8.- Arnold K. and Stewart M.: Surface Production Operations, Vol. 1, Design of Oil-Handling Systems and Facilities, Gulf Publishing Company, Houston, Texas, 1986.

- 9.- Santamaria G.N. y Clavel L.J.: "Aplicación de Ecuaciones de Estado a la Optimización de Presiones de Separación Gas-Líquido, en la Producción de Hidrocarburos", Subdirección de Tecnología de Explotación, IMP, 1992.
- 10.- González H.S. y De la Garza L.N.: "Apuntes de Físico-Química y Termodinámica de los Hidrocarburos, Facultad de Ingeniería, UNAM.
- 11.- Peng D.Y. and Robinson D.B.: "A New Two Constant Equation of State", Ind. Eng. Chem. Fund., Vol 15, No 1, 1976.
- 12.- Peng D.Y. and Robinson D.B.: "Two and Three Phase Equilibrium Calculations for Systems Containing Water", Can., Jour., Eng., Vol 54, December 1976.
- 13.- Campbell J.M.: "Gas Conditioning and Processing-Separation Equipment, Campbell Petroleum Series, Norman, 1984.
- 14.- Arnold K.: "Designing Oil and Gas Production Systems", World Oil, November 1984.
- 15.- Clavel L.J.: "Determinación de Tiempos de Residencia y Capacidad de Separación", Proyecto CBD-3158, Estudio para la Optimización de las Instalaciones Superficiales de Producción del Distrito Poza Rica de la Región Norte de Petróleos Mexicanos, Subdirección de Tecnología de Explotación, IMP, Agosto 1993.
- 16.- CMGPROP: Computer Modeling Group, Phase Property Package. CMGPROP Version PC:3.6.1, 1990.
- 17.- Thuesen H.G., Fabrycky W.J.: "Economía del Proyecto en Ingeniería. Editorial Prentice Hall Internacional, 1981.
- 18.- Clavel L. J.: "ECONOPET: Modelo para el Análisis Económico en Proyectos de Optimización", México D.F., Abril 1994.
19. Hyprotech's Process Simulator HYSIM, Version 386:C2.13, 1994

GLOSARIO

*API	Unidad del aceite crudo para expresar su densidad, grados API
AP	Alta presión
API-12J	Norma para seleccionar el tiempo de residencia de un aceite en el separador en función de la densidad relativa del mismo
ASTM	American Standard Testing Materials
B _g	Factor de volumen del gas ($V_g @ c.y. / V_g @ c.s.$)
B _o	Factor de volumen del aceite ($V_o @ c.y. / V_o @ c.s.$)
BP	Baja presión
bpd	Unidades de gasto de aceite (bpd)
@	Medido a ...
C _{1,2,3..}	Nomenclatura utilizada para denotar a los hidrocarburos en base al contenido de átomos de carbono en su molécula.
Di	Diámetro interior del separador (pie)
e	Exponencial igual al valor de 2.7182
EA	Intercambiador de calor
F	Moles de alimentación al sistema
f	Fugacidad (adim)
φ	Porosidad (fracc)
φ	Diámetro (pie)
f()	Función de...
FG-ENV	Medidor de gas de envío
FG-TOT	Medidor de gas totalizador
f _{l,v}	Fugacidad del líquido o vapor (adim)
γ _g	Densidad relativa del gas (adim)
γ _o	Densidad relativa del aceite (adim)
γ _w	Densidad relativa del agua (adim)
h	Nivel del líquido en el separador (pie ³)
H ₂ S	Acido sulfhídrico, impureza encontrada comúnmente en las mezclas de hidrocarburos (fracción)
h _D	Altura de descarga de líquido a partir del nivel de referencia (pie)
h _{ML}	Altura media del nivel de líquido del separador a partir del nivel de referencia (pie)
h _{PIVMAX}	Altura máxima del nivel óptico instalado (pie)
K	Constante dependiente de las propiedades del gas y el aceite para el cálculo de Q _{gMax}

k	Constante de equilibrio para representar la distribución de un componente en un sistema gas-líquido (adim)
L	Moles de líquido liberados durante la separación
l	Moles de líquido por mol de alimentación
lb	Unidades de masa (lb)
LC	Control de nivel
L_{ef}	Longitud efectiva de separación (pie)
LPG	Gas licuado del propano
L_{SS}	Longitud de soldadura a soldadura (pie)
LV	Válvula de nivel
m^3	Unidades de volumen para el gasto de gas y de aceite
máx	Máximo
μ_g	Viscosidad del gas (cp)
min	Mínimo
min	Mínimo
μ_o	Viscosidad del aceite (cp)
n	Número de moles de alimentación al sistema
n_L	Moles de líquido en el tanque de almacenamiento
PC	Control de Presión
PI	Presión intermedia
pie^3	Unidad de volumen para el aceite y el gas (pie^3)
PMW	Peso molecular del aceite en el tanque de almacenamiento
ppm	Partes por millón
Pr	Presión reducida (lb/pg^2)
Ps	Presión estándar (lb/pg^2)
psia	Unidades de presión afectadas por el valor de la presión atmosférica (lb/pg^2 absoluta)
PV-AP	Presión de vapor alta presión
PV-BP	Presión de vapor baja presión
PV-PI	Presión de vapor presión intermedia
PVR	Presión de vapor Reid (lb/pg^2 absoluta)
PVV	Presión de vapor verdadera (lb/pg^2 absoluta)
Py	Presión del yacimiento (lb/pg^2)
$Q_c@c.f.$	Gasto de condensados medido a condiciones de flujo
$Q_c@c.s.$	Gasto de condensados medido a condiciones estándar
q_g	Gasto de gas ($MMpie^3/d$)
$Q_{gAP}@c.s.$	Gasto de gas de alta presión medido a condiciones estándar
$Q_{gBP}@c.s.$	Gasto de gas de baja presión medido a condiciones estándar
Q_{gMAX}	Capacidad máxima de manejo de gas ($MMpie^3/d$)
$Q_{gPI}@c.s.$	Gasto de gas de presión intermedia medido a condiciones estándar
$Q_{gT}@c.s.$	Gasto de gas de total medido a condiciones estándar
Q_L	Gasto de líquido manejado por el separador (pie^3), (bpd)

q_o	Gasto de aceite (bpd)
$Q_o @ c.s.$	Gasto de aceite medido a condiciones estándar
ρ	Densidad (g/cm^3)
RBP	Recompresión del gas de baja presión paso "i"
$RBP_{i=1,2,..}$	Rectificador del gas de baja presión etapa i-ésima
RGA	Relación gas aceite ($V_g @ c.y. / V_o @ c.s.$)
RHBP	Rectificador horizontal de baja presión
RHCAP	Rectificador horizontal de coalescencia de alta presión
RHPI	Rectificador horizontal de presión intermedia
ρ_i	Densidad del componente "i"
RPI	Recompresión del gas de presión intermedia paso "i"
$RPI_{i=1,2,..}$	Rectificador del gas de presión intermedia etapa i-ésima
ρ_{rg}	Densidad relativa del gas (adim)
RV	Recuperadora de vapores
RVAP	Rectificador vertical de alta presión
RVPI	Rectificador vertical de presión intermedia
SHAP	Separador horizontal de alta presión
SHBP	Separador horizontal de Baja presión
SHC3F	Separador horizontal trifasico de coalescencia
SHEBP	Separador horizontal elevado de baja presión
SHEC	Separador horizontal elevado de coalescencia
SHPI	Separador horizontal de presión intermedia
SME	Abreviatura para nombrar al proceso de separación multietapa
Σx_i	Sumatoria de las fracciones molares de líquido de todos los componentes
T	Temperatura expresada en grados F o C.
TE	Torre Estabilizadora
Therm	Unidad de calor igual a 1000 calorías, y es igual a 100,000 btu.
TNPI	Trampa neumática de presión intermedia
T_r	Temperatura reducida (F)
t_r	Tiempo de residencia (min)
T_s	Temperatura estándar (F)
TV	Tanque de almacenamiento
T_y	Temperatura del yacimiento (F)
V	Moles de vapor liberados durante la separación
v	Moles de gas por mol de alimentación
VGi	Volumen de gas separado en cada etapa
V_L	Volumen de Líquido residente en el separador (pie^3),(bpd)
V_{Mg}	Volumen de una mol de gas a condiciones estándar ($379 pie^3$)
Vot	Volumen de aceite en el tanque de almacenamiento por mol de alimentación
ω	Factor acéntrico
x	Fracción molar del componente "i" en la fase líquida

xi	Fracción molar del componente "i" en la fase líquida
yi	Fracción molar del componente "i" en la fase gaseosa
z	Factor de desviación de los gases (adim)
zi	Fracción molar del componente "i" en la mezcla de alimentación
42	Constante para conversión de unidades en la ecuación 2.32
504	Constante para conversión de unidades en la ecuación 2.34
☞	Enfriador mecánico (soloaire)

SUBINDICES

1,2,...m	Etapas de Separación
b	Condiciones de Saturación
c.s.	Condiciones Estándar
c.y.	Condiciones del Yacimiento
D	Descarga
ef	Efectiva
g	Gas
i	Componente i-ésimo
L	Líquido
m	Etapas de Separación
ML	Nivel Medio
o	Aceite
ot	Aceite en el tanque
r	Reducida
s	Estándar
ss	Soldadura a Soldadura
t	Total del sistema
v	Vapor
w	Agua
y	Yacimiento