

22.
257



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA
DE MEXICO

FACULTAD DE INGENIERIA

OPTIMIZACION DE LAS INSTALACIONES PARA
LA ESTABILIZACION DEL CRUDO LIGERO EN
UNA CENTRAL DE PROCESO Y DISTRIBUCION

TESIS PROFESIONAL

QUE PARA OBTENER EL TITULO DE:

INGENIERO PETROLERO

P R E S E N T A N :

JOSE LUIS PEÑA CHAPARRO

JUAN CARLOS PEÑA CHAPARRO

DIRECTOR DE TESIS: ING. RAFAEL A. NAVARRO ROSALES



MEXICO, D.F.

1998

**TESIS CON
FALLA DE ORIGEN**

259956



Universidad Nacional
Autónoma de México



UNAM – Dirección General de Bibliotecas
Tesis Digitales
Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS ©
PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

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

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



UNIVERSIDAD NACIONAL
AVENIDA DE
MEXICO

FACULTAD DE INGENIERIA
DIRECCION
60-I-008

**SRS. JOSE LUIS PEÑA CHAPARRO
JUAN CARLOS PEÑA CHAPARRO**
Presente

En atención a su solicitud, me es grato hacer de su conocimiento el tema que propuso el profesor Ing. Rafael A. Navarro Rosales y que aprobó esta Dirección para que lo desarrollen ustedes como tesis de su examen profesional de Ingeniero Petrolero :

**OPTIMIZACION DE LAS INSTALACIONES PARA LA ESTABILIZACION DEL CRUDO
LIGERO EN UNA CENTRAL DE PROCESO Y DISTRIBUCION**

- I ANTECEDENTES Y CONCEPTOS BASICOS**
- II PROCESOS DE ESTABILIZACION DE CRUDO**
- III ESQUEMA ACTUAL DE PRODUCCION DE ACEITE LIGERO EN UNA
CENTRAL DE PROCESO Y DISTRIBUCION**
- IV ALTERNATIVAS TECNICO-ECONOMICAS PARA LA
ESTABILIZACION DE CRUDO EN LA CENTRAL DE PROCESO Y
DISTRIBUCION**
- V CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES
BIBLIOGRAFIA**

Ruego a ustedes 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, les 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 23 de febrero de 1998
EL DIRECTOR


ING. JOSE MANUEL COVARRUBIAS SOLIS

JMCS*RR*gtg

Ciudad Universitaria, a 25 de Febrero de 1998.

**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO.
FACULTAD DE INGENIERIA.
DIVISIÓN DE CIENCIAS DE LA TIERRA.
COORDINACIÓN DE LA CARRERA DE INGENIERIA PETROLERA.**

TESIS:

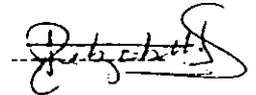
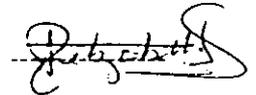
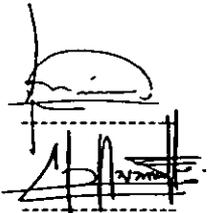
**OPTIMIZACIÓN DE LAS INSTALACIONES PARA LA ESTABILIZACIÓN DEL CRUDO
LIGERO EN UNA CENTRAL DE PROCESO Y DISTRIBUCIÓN.**

ELABORADA POR:

**PEÑA CHAPARRO JOSÉ LUIS.
PEÑA CHAPARRO JUAN CARLOS.**

SINODALES:

PRESIDENTE:	M.I. Néstor Martínez Romero
VOCAL:	Ing. Rafael A. Navarro Rosales
SECRETARIO:	M.I. Maximino Meza Meza
PRIMER SUPLENTE:	Ing. Salvador Macías Herrera
SEGUNDO SUPLENTE	Dra. Jetzabeth Ramirez Sabag



AGRADECIMIENTOS

Al Ing. **Rafael A. Navarro Rosales**, de la Subdirección de Tecnología y Desarrollo Profesional de Pemex Exploración y Producción, por su asesoría, revisión y comentarios que enriquecieron el contenido de este trabajo.

En especial al Ing. **Juan de la Cruz Clavel López**, quien tuvo una participación fundamental, así como un enorme interés en la realización de este trabajo. Gracias por su apoyo y por la confianza depositada en nosotros, pero sobre todo gracias por su amistad, que no olvidaremos jamás.

A los ingenieros: Ana Bertha González Moreno, Felipe García Eguiluz, Juan Ayala Odilón, Edgar Blásquez González, Jaime blanco, Francisco Reyes Alanís, Jorge Alamilla, Guadalupe Martínez, al dibujante Andrés Figueroa 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 darnos la oportunidad de formar parte de todos los profesionistas de excelencia que ha formado para beneficio de México. A los profesores por su labor desarrollada, y que son un orgullo de nuestra máxima casa de estudios.

A los ingenieros: **Néstor Martínez Romero** y **Carlos Balderas Joers**, por su apoyo desinteresado y por su confianza brindada, pero sobre todo por su incalculable amistad.

A nuestros padres:

Gloria Chaparro y Angel Peña, por su enseñanza de los valores de la vida y sabiendo que cada obstáculo superado por sus hijos es un triunfo para ustedes; gracias por el apoyo que nos brindaron para realizamos como personas y culminar la carrera de Ing. Petrolero, les dedicamos muy en especial este trabajo.

A nuestros hermanos:

Gracias por su apoyo moral, emocional y familiar que fue muy importante para poder alcanzar nuestro objetivo de terminar esta carrera. En agradecimiento para Angel y Oscar.

A nuestros amigos:

Pedro Iugo, Leonel de Jesús, Daniel Román, David Manzano, Ernesto Lecuona, Eduardo Mena, Citaly Sandoval y de manera especial a las generaciones 91, 92 y 93 de la carrera de Ingeniería Petrolera. Y a todos nuestros familiares.

GRACIAS DE ANTEMANO.

LISTA DE TABLAS.

TABLA	PAGINA	
III.1	Flujo de aceite, gas y condensado producido en cada central de separación. _____	85
III.2	Producción total de crudo ligero. _____	87
III.3	Ingresos por concepto de la comercialización de la producción para el caso base. _____	92
III.4	Costos de operación y mantenimiento. _____	94
III.5	Ingresos del caso base. _____	96
III.6	Egresos del caso base. _____	97
III.7	Comportamiento económico del caso base. _____	98
IV.1	Composición del aceite ligero. _____	103
IV.2	Ingresos de la alternativa 1. _____	111
IV.3	Ingresos de la alternativa 1: utilizando eyectores. _____	112
IV.4	Egresos de la alternativa 1. _____	114
IV.5	Alternativa 1: Tabla de egresos utilizando eyectores. _____	116
IV.6	Comportamiento económico de la alternativa 1. _____	117
IV.7	Ingresos de la alternativa 2. _____	120
IV.8	Ingresos de la alternativa 2: utilizando sopladores. _____	121
IV.9	Egresos de la alternativa 2. _____	123
IV.10	Tabla de egresos utilizando sopladores. _____	124
IV.11	Comportamiento económico de la alternativa 2. _____	126
IV.12	Ingresos de la alternativa 3. _____	129
IV.13	Ingresos de la alternativa 3: utilizando transferencia de calor. _____	130
IV.14	Egresos de la alternativa 3. _____	132
IV.15	Alternativa 3: tabla de egresos utilizando transferencia de calor. _____	133
IV.16	Comportamiento económico de la alternativa 3. _____	134
IV.17	Tabla comparativa de las diferentes alternativas. _____	135
IV.18	Ventajas y desventajas de las alternativas propuestas. _____	136
IV.19	Tabla comparativa de las diferentes alternativas. _____	137

LISTA DE FIGURAS.

FIGURA		PAGINA
I.1	Esquema de elaboración de curvas de IPR. _____	26
I.2	Determinación de PVR óptima y temperatura de estabilización. _____	26
I.3	Determinación de PVR óptima y presión de estabilización. _____	26
II.1	Sistema de separación multietapa. _____	35
II.2	Diagrama de proceso de estabilización por reducción de presión. _____	40
II.3	Diagrama general de una bomba de vacío. _____	42
II.4	Bombas de vacío con tanque integrado. _____	45
II.5	Configuraciones de sopladores para vacío. _____	50
II.6	Instalación típica eyector. _____	52
II.7	Partes de un eyector. _____	54
II.8	Estabilización de crudo por transferencia de calor. _____	58
II.9	Esquema de una torre de estabilización. _____	61
III.1	Esquema general del manejo de la producción de aceite ligero. _____	76
III.2	Proceso actual en la central de separación A. _____	79
III.3	Proceso actual del crudo ligero en la central de proceso y distribución. _____	89
IV.1	Proceso de la producción de petróleo crudo propuesto, considerando estabilización de crudo en la central de proceso y distribución. _____	108
IV.2	Proceso propuesto para la generación de vacío utilizando eyectores. _____	109
IV.3	Proceso propuesto para la generación de vacío utilizando sopladores. _____	119
IV.4	Estabilización de crudo por transferencia de calor. _____	128

RESUMEN

La tesis que se presenta a continuación, se enfoca al análisis de manera detallada de la selección de un proceso que permita la correcta estabilización del crudo ligero que se envía a una central de proceso y distribución.

Para la mejor comprensión del trabajo realizado en esta tesis, se establecen las bases teóricas por medio de definiciones y conceptos básicos que se utilizan en la industria petrolera y que el lector de ésta debe conocer para poder comprender de manera clara lo que se realiza en este trabajo. Posteriormente se hace una descripción detallada de los diferentes procesos de estabilización de crudo que se conocen, desarrollando los procesos de separación multietapa, separación por reducción de presión (generación de vacío), estabilización por transferencia de calor, estabilización por unidad tipo torre de destilación y estabilización ultrasónica. En el desarrollo presentado en ésta parte del trabajo se hará mención del equipo utilizado para cada proceso, su operación, así como sus ventajas y desventajas de cada uno de éstos con respecto a los demás procesos descritos.

Ya establecidas las bases, como siguiente paso se llevó a cabo el análisis de la situación actual de las instalaciones de un complejo petrolero, describiendo de manera precisa las condiciones en que se tienen las instalaciones de estabilización de crudo, tanto en las centrales de separación en las cuales llega el petróleo crudo directamente de los pozos, así como en la central de proceso y distribución donde se lleva a cabo la estabilización de éste. Después de establecer el caso base (situación actual), se plantearon 3 alternativas para optimizar la estabilización del crudo, analizando la factibilidad técnica y económica de cada una de éstas, con la finalidad de proponer la mejor alternativa de proceso, con lo cual, damos fin a este trabajo.

CONTENIDO

	PAG.
AGRADECIMIENTOS _____	IV
LISTA DE TABLAS _____	VI
LISTA DE FIGURAS _____	VII
INTRODUCCIÓN _____	I
I. ANTECEDENTES Y CONCEPTOS BÁSICOS _____	7
I.1 Átomos y moléculas _____	8
I.2 Presión _____	9
I.3 Densidad relativa _____	9
I.4 Miscibilidad _____	10
I.5 Calor latente y calor sensible _____	11
I.6 Presión de vapor _____	12
I.7 Punto de ebullición _____	15
I.8 Enriquecimiento y agotamiento _____	15
I.9 Volatilidad, líquidos ligeros y líquidos pesados _____	16
I.10 Propiedades de los fluidos _____	17
I.11 Presión de vapor Reid (PVR) _____	20
I.12 Reconocimiento general de instalaciones superficiales de pozos productores de aceite y gas _____	27
II. PROCESOS DE ESTABILIZACIÓN DE CRUDO _____	31
II.1 Separación multietapa _____	33
II.2 Proceso al vacío _____	36
II.3 Sistema de separación por transferencia de calor _____	55
II.4 Estabilización de crudo con unidad tipo torre de destilación _____	59
II.5 Sistema ultrasónico para la estabilización de crudo _____	68
III. ESQUEMA ACTUAL DE PRODUCCIÓN DE ACEITE LIGERO EN UNA CENTRAL DE PROCESO Y DISTRIBUCIÓN _____	74
III.1 Producción de crudo ligero _____	75
III.2 Descripción del manejo de la producción en las centrales de separación _____	77
III.3 Central de proceso y distribución _____	85
III.4 Análisis económico de la situación actual (caso base) _____	90
III.5 Simulación del proceso actual de la central de proceso y distribución _____	98

IV. ALTERNATIVAS TECNICO-ECONOMICAS PARA LA ESTABILIZACION DE CRUDO EN LA CENTRAL DE PROCESO Y DISTRIBUCIÓN	100
IV.1 Separación multietapa (caso base)	105
IV.2 Estabilización con presión de vacío	106
IV.3 Estabilización con presión de vacío utilizando eyectores (alternativa 1)	107
IV.4 Estabilización con presión de vacío utilizando sopladores (alternativa 2)	115
IV.5 Estabilización de crudo con transferencia de calor (alternativa 3)	125
IV.6 Comparación de las alternativas para el manejo y estabilización del aceite ligero en la central de proceso y distribución	135
V. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES	139
NOMENCLATURA	144
ANEXO A. SIMULACION COMPOSICIONAL Y ECONOMICA DE LAS ALTERNATIVAS DE PROCESO	149
BIBLIOGRAFIA	177

INTRODUCCION

Hablar de la industria de un país es referirse al motor de su desarrollo económico, basta decir que su potencial económico gira en torno a su capacidad o desarrollo industrial. Entre todos los tipos de industria con los que se cuenta en una nación, la industria petrolera es la que ofrece mayor apoyo tanto a países altamente industrializados como a los que están en vías de desarrollo, por lo que el avance tanto tecnológico como productivo que se tenga en esta industria, será de vital importancia para el país que posea dicha infraestructura.

México, desde hace varias décadas ha sido un país petrolero, por lo cual, ha basado en gran medida su economía en este recurso. Debido a la gran cantidad de problemas tanto internos (sociales, económicos, etc.) como externos, ha tenido que hacer uso de manera cada vez mayor de sus recursos petroleros, por lo que requiere en este momento reorganizar y reestructurar el aspecto técnico de su industria, para que sus recursos materiales sean cada vez más eficientes y más acordes a sus necesidades operativas.

Cada uno de los organismos subsidiarios de Petróleos Mexicanos persigue maximizar el valor económico a largo plazo de los activos bajo su responsabilidad, enfoca su gestión a mejorar la calidad de la operación, buscando incrementar su productividad y eficiencia bajo un clima de seguridad y protección al medio ambiente.

En el proceso administrativo se planean actividades para cuantificar brechas y fijar objetivos, se asignan los recursos materiales, humanos y económicos, se lleva a cabo la operación y se comparan los resultados con los objetivos planteados, tomando las medidas correctivas necesarias para maximizar el beneficio. Asimismo, se realizan actividades de apoyo para capacitar al

personal, documentar lo ocurrido hasta el momento y generar la información administrativa necesaria para la dirección adecuada de las operaciones.

Actualmente, la producción de crudo obtenida promedio es de 2.858 MMBPD, con aportaciones en 47.3 % de la Región Marina Noreste, 27.3 % de la Región Marina Suroeste, 22 % de la Región Sur y 3.4 % de la Región Norte. Esta producción constituye el volumen más alto en la historia de Petróleos Mexicanos⁽¹⁾.

En su programa de incorporación de reservas se consideran los proyectos en los que ya se han descubierto yacimientos con reservas probadas actuales y sus inversiones son de menor riesgo. Su objetivo consiste en incrementar los volúmenes de reservas probadas, jerarquizándolos con base al riesgo geológico, a la reserva media estimada y al valor económico.

En las regiones marinas se localiza 46 % de las reservas totales de hidrocarburos; ellas concentran 53 % de las reservas probadas de aceite y condensados y cerca del 18 % de las de gas. El extraordinario potencial petrolero de las regiones marinas de PEMEX Exploración y Producción (P.E.P.) obliga a la industria petrolera de México a intensificar sus actividades y a realizar cuantiosas inversiones. Por su parte, la Región Sur acumula 25 % de las reservas de gas del país y 18 % de las reservas de aceite. En la Región Norte se ubica 35 % de las reservas de hidrocarburos líquidos y se concentra el 57 % de las reservas totales de gas.

Pemex Exploración y Producción debe establecer, como su visión a largo plazo, ser reconocida como una empresa de alta productividad en la incorporación de reservas y en la producción y manejo de hidrocarburos, comprometida con el desarrollo y bienestar de su personal y siempre respetuosa de las comunidades y entorno ecológico donde opera.

La protección del medio ambiente debe ser asumida en las actividades de Pemex Exploración y Producción con una mayor relevancia. Se debe poner especial atención a las actividades petroleras realizadas costa afuera en la plataforma continental de la Sonda de Campeche, toda vez que en esa región se obtiene gran parte de la producción nacional de hidrocarburos.

De lo anteriormente expuesto, hay que tomar en cuenta que para poder cubrir las necesidades que tiene una industria tan importante como es la petrolera, se debe lograr la optimación de las instalaciones con las que se cuentan; un ejemplo claro son las instalaciones utilizadas para la estabilización del petróleo crudo, para obtener un aceite, gas y condensado que cumpla con los parámetros y especificaciones tanto nacionales como internacionales.

El análisis que se propone a continuación, tiene por objetivo resumir los estudios que han realizado diversos investigadores, analizando los procesos tecnológicos para la correcta estabilización del petróleo crudo, enfocándonos para el caso de México en el petróleo crudo ligero, el cual por lo general no cumple con las especificaciones comerciales, problema que de ser solucionado, podría incrementar su calidad, valor comercial, eliminar problemas de penalizaciones por parte del cliente y de seguridad, además de los referentes al entorno ecológico.

Para la mejor comprensión de los temas que se desarrollarán en este trabajo, es necesario definir y entender algunas propiedades y conceptos básicos, para lo cual se estructuró el capítulo I.

Debido a que el petróleo crudo debe ser estabilizado en superficie y siendo en esta etapa donde se presentan los diferentes fluidos que conforman los hidrocarburos (aceite, gas y condensado), se hizo necesario estudiar los diferentes procesos de estabilización con los que se cuentan para optimizar el

proceso, analizando de manera detallada el equipo y su funcionamiento, revisando las ventajas y desventajas de cada uno de los métodos de estabilización. El capítulo II presenta los tópicos mencionados, en éste se describen los métodos de separación multietapa, proceso al vacío, transferencia de calor, por unidad tipo torre de destilación y por ultrasonido.

En el capítulo III se describe el manejo de hidrocarburos y diversos aspectos referidos al crudo ligero en una central de separación, mostrando esquemáticamente el proceso e instalaciones superficiales con las que tradicionalmente se cuenta, y describiendo de manera detallada el proceso de estabilización usado actualmente en la mayoría de las centrales de proceso y distribución.

Otro aspecto que se incluye en este estudio es desarrollado en el capítulo IV, donde se analizan diversas alternativas de tratamiento, describiendo de manera detallada los más importantes y haciendo una preselección de los procesos que puedan ser de mayor utilidad para el tema tratado en esta tesis. Además del análisis anterior, se incluye una simulación composicional que respalde de manera clara a cada uno de los procesos preseleccionados, con apoyo en el simulador de flujo de proceso CMGPROP, agregando una evaluación económica de cada uno de los tratamientos y así, llegar finalmente, a la conclusión del tratamiento que se considera el óptimo para el crudo ligero, dando las recomendaciones pertinentes para su instalación, operación y mantenimiento, tomando en cuenta aspectos como seguridad del personal y protección a las instalaciones y el medio ambiente.

Con el fin de ampliar expectativas de mercado para tener mayores y mejores posibilidades de venta del crudo ligero, se ha buscado por mucho tiempo cumplir con especificaciones de calidad, sin embargo, no se ha tenido un buen

resultado, por lo que es necesario buscar nuevas tecnologías que permitan obtener resultados satisfactorios; de esto se hará mención en la tesis.

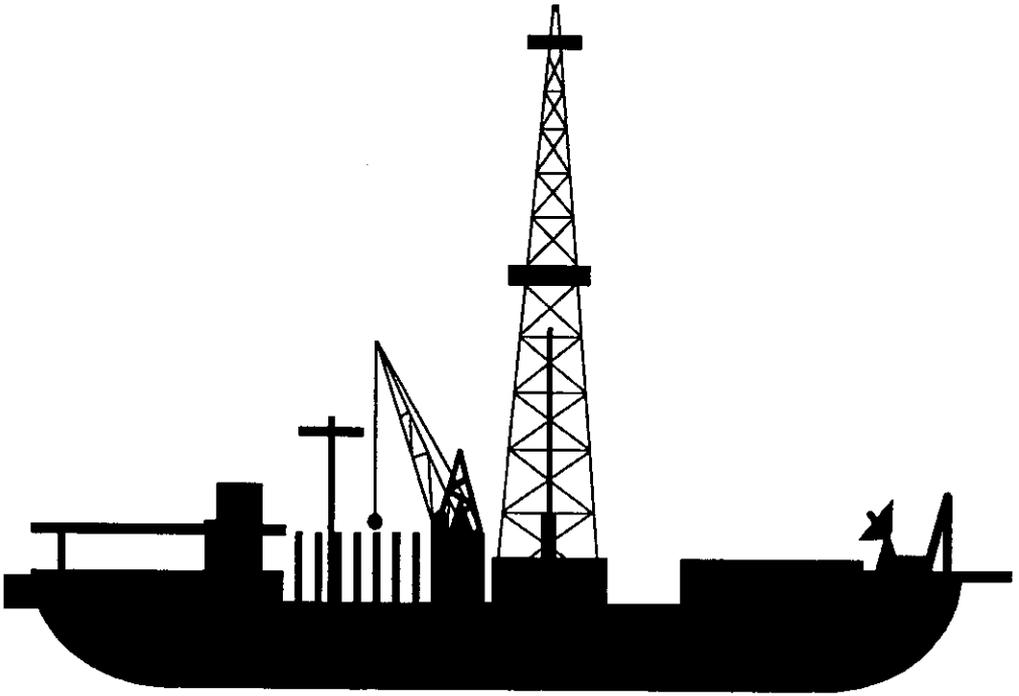
En la actualidad, mediante procesos normales de estabilización se logra un equilibrio parcial de las fases del crudo (gas-aceite), sin embargo es necesario darle un tratamiento adicional, para lo cual se propone el presente trabajo de tesis, encontrando como objetivo fundamental un tratamiento dentro de una gama de alternativas que permitan a PEMEX satisfacer aún las más altas exigencias de calidad en sus transacciones comerciales.

Algunas veces se tiene una amplia aprobación a un sistema o a un proyecto que no es el óptimo y después se pierde el tiempo y dinero infructuosamente para corregir los errores que se presenten. Se debe tomar en cuenta que muchos factores afectan el proyecto y la operación de éste, ya que son muy inciertos, por lo que es conveniente obtener toda la información posible y que sea de buena calidad para poder encontrar una mejor solución al problema que nos afecta, por lo que esta etapa es determinante en las decisiones posteriores que se tomen.

Para poder llevar a cabo la realización de este trabajo, se contó con el apoyo incondicional de especialistas en el ramo, dedicados a la investigación en el Instituto Mexicano del Petróleo, destacando los ingenieros: Juan de la Cruz Clavel López, Ana Bertha González Moreno y Edgar Blásquez González.

REFERENCIAS:

- (1) MEMORIA DE LABORES DE PEMEX, PEMEX, MEXICO, D.F., 1996.
- (2) REVISTA DE INGENIERIA PETROLERA, AIPM, VOL 37, MEXICO, D.F., 1996.



CAPÍTULO I

ANTECEDENTES Y CONCEPTOS BÁSICOS

CAPITULO I

ANTECEDENTES Y CONCEPTOS BASICOS

En el capítulo que se desarrolla a continuación tiene por objetivo describir una serie de conceptos y definiciones básicas utilizados comúnmente en la ingeniería petrolera y que serán apoyo para poder entender con claridad los capítulos posteriores. Los conceptos son descritos de manera breve y clara, sin salir del objetivo para el cual fue desarrollado éste capítulo.

I.1. ATOMOS Y MOLECULAS.

Todas las sustancias están formadas por átomos. El átomo es la partícula más pequeña en que puede dividirse la materia por medios químicos, y posee todas las propiedades características de la sustancia que ellos forman. Los átomos son tan pequeños que no pueden verse ni con el microscopio más potente; sin embargo su existencia está plenamente comprobada. ⁽¹⁾

Hay muchas clases de átomos, tantos como elementos existen. Algunos de los más conocidos son los átomos de Hidrógeno, átomos de Oxígeno, átomos de Carbono, etc. Un trozo de cobre, por ejemplo, está formado por átomos de cobre exclusivamente.

La mayoría de los átomos pueden combinarse o unirse con otros átomos por medio de una reacción química. Las combinaciones de grupos de átomos se llaman "moléculas".

Cuando se efectúa una reacción química entre dos átomos de Hidrógeno y un átomo de Oxígeno, se forma una molécula de agua. Cuando 3 átomos de Carbono se combinan con 8 átomos de Hidrógeno, forman una molécula de Propano. Si la reacción tiene lugar entre 4 átomos de Carbono y 10 de Hidrógeno,

puede formarse una molécula de Butano o un isómero llamado metil propano (isobutano).

Hidrocarburos⁽¹⁾ son todas aquellas sustancias cuyas moléculas están formadas esencialmente por átomos de Hidrógeno y átomos de Carbono. El petróleo crudo, tal como se extrae de los yacimientos, es una mezcla de muchas clases de hidrocarburos y en estas condiciones es de poca utilidad. Sin embargo, por medio de procesos de destilación se separa en sus fracciones, obteniéndose productos que sirven de materia prima a la industria de la transformación. Cada destilado tiene un uso específico y puede ser vendido para tal uso, por ejemplo; la fracción o destilado intermedio que se usa como combustible para automóviles es la gasolina.

I.2. PRESION.

La presión⁽¹⁾ es una propiedad de la materia y se define como el peso o la fuerza que se ejerce sobre la unidad de superficie. La presión usualmente se mide en Kilogramos por centímetro cuadrado (kg/cm^2), o bien, en libras por pulgada cuadrada (lb/pg^2), y para medirla generalmente se usa un manómetro. La presión medida en esta forma se conoce como presión manométrica.

La presión absoluta es igual a la suma de la presión manométrica más la presión atmosférica en el lugar donde se efectúe la medición. La presión o el peso de la atmósfera al nivel del mar es de $1.033 \text{ kg}/\text{cm}^2$.

I.3. PESO ESPECIFICO.

Otra propiedad de las sustancias es el peso específico, y se refiere al peso de la sustancia. Se define como el peso por unidad de volumen.⁽²⁾

Si en un recipiente se coloca aceite y agua, el aceite flotará sobre la superficie del agua, ya que el agua tiene una mayor densidad. La densidad es la relación de la masa de una sustancia por unidad de volumen, por lo que es preciso no confundirla con el peso específico, que relaciona además de los conceptos definidos para la densidad, a la aceleración de la gravedad.

El peso específico relativo relaciona el peso de una sustancia con el peso de otra. Los líquidos generalmente están relacionados con el agua, los gases usualmente se relacionan con el aire. En la industria petrolera la densidad de los aceites o de las fracciones líquidas del petróleo se acostumbra expresarla en términos de densidad en grados API.

La densidad API^(2) se aplica a hidrocarburos líquidos y es una escala arbitraria en la cual 10 grados API es igual a la densidad del agua (1 kg/ 1litro de agua, libre de sólidos suspendidos o disueltos @ c.s.). La densidad API varía en sentido opuesto a la densidad relativa. Cuanto más ligero es un aceite o una fracción del petróleo, la densidad API será mayor. La kerosina tiene aproximadamente 42 grados API; la gasolina es más ligera que la kerosina con 60 grados API.

$$^{\circ} \text{API} = (141.5/\gamma_o) - 131.5$$

donde:

γ_o = densidad relativa

I.4. MISCIBILIDAD.

Cuando dos líquidos en contacto se mezclan homogéneamente, se dice que son "miscibles", cuando dos líquidos no se mezclan y el líquido más ligero

flota encima del líquido más pesado, se dice que son "inmiscibles" o "no miscibles".⁽²⁾

El agua y el aceite son inmiscibles entre sí, es decir, no pueden mezclarse en forma natural. En cambio, la gasolina y el gasóleo, por ejemplo, son miscibles en todas proporciones, esto es, pueden mezclarse y una vez mezclados no se advierte superficie de separación entre ambos líquidos.

Un líquido puede no ser miscible con otro y sin embargo, puede mezclarse con un tercero. Por ejemplo, el agua no se mezcla con el aceite y no obstante en conjunto con el alcohol se mezcla en cualquier proporción con el aceite.

I.5. CALOR LATENTE Y CALOR SENSIBLE.

El calor es una forma de energía⁽¹⁾. Específicamente el calor es energía térmica en tránsito. Agregar calor a una sustancia significa que se está agregando energía térmica. La cantidad de energía térmica de un material cualquiera, depende de su temperatura. A altas temperaturas, las sustancias tienen una gran cantidad de calor o energía térmica. A bajas temperaturas las sustancias tienen una cantidad de energía térmica pequeña.

Cuando se agrega calor a un material para aumentar su temperatura, este calor se llama calor sensible, porque es posible sentir este cambio de temperatura.

CALOR SENSIBLE⁽¹⁾ es el calor agregado a una sustancia para aumentar su temperatura.

Algunas veces el calor puede ser agregado a un material sin cambiar la temperatura del mismo. Por ejemplo, cuando se agrega calor al agua estando

este líquido a una temperatura de 100 °C en un recipiente abierto; el agua hierve y se transforma en vapor y la temperatura no aumenta arriba de 100 °C. Este calor se denomina calor latente.

CALOR LATENTE^(1) es el calor que se aplica para vaporizar una sustancia.

ENTALPIA es la capacidad de transferencia de calor que tiene un cuerpo, o bien es la capacidad de un cuerpo para ceder o recibir calor.

Para calentar agua se debe aplicar calor sensible. Cuando el agua alcanza su temperatura de ebullición, para transformarla en vapor, habrá que agregar calor latente.

A fin de condensar un vapor se deberá quitar o remover calor latente, quedando el condensado a la misma temperatura que el vapor. Para enfriar ese condensado habrá que quitar calor sensible.

En consecuencia: si el calor sensible de una sustancia es removido, la temperatura desciende, esto es, la sustancia se enfría. Si el calor latente de una sustancia es removido, la temperatura permanece constante, pero la sustancia cambiará de estado físico, es decir, pasará de vapor a líquido o de líquido a sólido.

1.6. PRESION DE VAPOR.

El vapor contiene mucha energía térmica.^(3) Esta energía provoca un movimiento violento, desordenado y caótico entre las moléculas que lo forman, este desorden molecular ocasiona repetidos choques de las moléculas entre sí y

a la vez contra las paredes del recipiente que los contiene en forma de vapor. Lo mismo se puede decir de los gases.

Cuando muchas moléculas de gas o vapor chocan contra las paredes del recipiente, estas colisiones ejercen presión sobre dichas paredes; por ejemplo, la presión que hace que una llanta permanezca inflada, es ocasionada por los choques de las moléculas del aire sobre las paredes de la misma.

Si se aumenta la temperatura de un gas o un vapor, sus moléculas se moverán más rápidamente, la mayor rapidez en el movimiento dará por resultado choques más violentos de las moléculas entre sí, y a la vez golpearán con más fuerza contra las paredes del recipiente si éste se encuentra cerrado. La presión de un vapor contenido en un recipiente abierto, no puede ser aumentada, ya que parte de las moléculas escapan del recipiente. En consecuencia, si se aumenta la temperatura de un vapor contenido en un recipiente abierto, la presión no aumentará.

A diferencia de las moléculas de los gases y vapores, las moléculas de los líquidos están unidas por atracción natural (fuerzas de cohesión) entre sí, es decir, en un líquido la atracción entre sus moléculas tiende a que cada una de ellas sea confinada a guardar un pequeño espacio. Dentro de este pequeño espacio, una molécula habitualmente está en movimiento.

El movimiento de las moléculas que se encuentran en la superficie del líquido, origina que algunas de éstas escapen de la superficie. Por otra parte, las moléculas de vapor que golpean o chocan contra la superficie de un líquido, tienden a adherirse a éste. Así, algunas moléculas pueden estar escapando del líquido y al mismo tiempo regresando del vapor al líquido.

Si un recipiente vacío es parcialmente llenado con líquido, algunas de sus moléculas escapan de la superficie, formando un espacio de vapor en el espacio superior si la $P_v > P$ del recipiente. Cuando el recipiente contenga líquido y vapor, habrá moléculas que constantemente estarán yendo del vapor al líquido y del líquido al vapor.

Cuando el número de moléculas que salen del líquido iguala al número de moléculas que entran al líquido, se dice que el vapor y el líquido están en equilibrio, y cuando la cantidad de moléculas que escapan del líquido es mayor que la que regresa, se dice que el líquido se está evaporando.

Se llama **EVAPORACIÓN** al proceso por el cual el número de moléculas de vapor que entran al líquido son menos que las que escapan del mismo.

Se llama **CONDENSACIÓN**⁽³⁾ al proceso por el cual entran al líquido un número de moléculas superior al que salen de él.

Cuando un líquido y un vapor están en equilibrio la presión del vapor se llama presión de vapor del líquido. La presión de vapor contenido arriba de la superficie de un líquido, en un recipiente cerrado, no necesariamente es igual a la presión de vapor del líquido. Con el fin de que la presión del vapor sea igual a la presión de vapor del líquido, es condición indispensable que el vapor y el líquido estén en equilibrio.

Cuando aumenta la temperatura de un líquido contenido en un recipiente cerrado, la presión del vapor aumenta también, hasta que el vapor y el líquido estén en equilibrio. Así pues, si la temperatura de un líquido aumenta, su presión de vapor también aumenta.

Cuando un líquido en un recipiente abierto es calentado, hasta que la presión de vapor iguale la presión de la atmósfera, la evaporación se hace rápida, y el líquido hierve, así, el líquido hierve cuando su presión de vapor iguala a la del medio ambiente.

Si la presión sobre un líquido que está hirviendo es aumentada, también aumentará la temperatura de ebullición del líquido. Consecuentemente, si la presión de un líquido hirviendo es disminuida, la temperatura de ebullición disminuye. Por lo tanto, el punto de ebullición de un líquido puede ser aumentado, incrementando la presión sobre el líquido. También el punto de ebullición de un líquido puede ser abatido disminuyendo la presión sobre el líquido.

Las presiones de vapor para diferentes líquidos, encontrándose éstos a la misma temperatura, no son iguales; esto es, el agua y la gasolina a 50 °C por ejemplo, tendrán diferentes presiones de vapor.

I.7. PUNTO DE EBULLICION.

Si se agrega calor a un líquido,⁽¹⁾ la temperatura del mismo no se eleva indefinidamente, sino que llega un momento en que por intenso que sea el calor agregado, la temperatura permanece constante, y toda la energía térmica adicionada se invierte en transformar al líquido en vapor. A esta temperatura se le llama punto de ebullición del líquido.

I.8. ENRIQUECIMIENTO Y AGOTAMIENTO.

Cuando dos o más líquidos puros se mezclan, a los líquidos originales puros se les llama COMPONENTES de la mezcla.⁽¹⁾

Se llama **ENRIQUECIMIENTO**⁽¹⁾ al proceso por el cual una mezcla se hace más concentrada o más rica en uno de sus componentes. Si un recipiente cerrado está parcialmente lleno de una mezcla de dos líquidos, parte de las moléculas de ambos líquidos escaparán formando el espacio de vapor; al mismo tiempo, algunas moléculas del vapor regresarán al seno del líquido. Si uno de los dos líquidos es más ligero que el otro, las moléculas de éste escaparán más rápidamente del líquido que las moléculas pesadas. Así pues, cuando hay equilibrio habrá mayor número de moléculas ligeras escapando y regresando al líquido.

Puesto que las moléculas ligeras escapan más rápidamente del líquido que las moléculas pesadas, las ligeras tenderán a concentrarse en el vapor. Esto es, cuando una mezcla de líquidos está en equilibrio con su vapor, el vapor es más rico en componentes ligeros, al mismo tiempo que el líquido se enriquece en componentes pesados.

Si una parte del vapor contenido en el recipiente mencionado, es removido y condensado en otro recipiente diferente, el líquido condensado en este segundo recipiente es más rico en componentes ligeros, en tanto que el líquido residual en el primer recipiente, se habrá enriquecido en componentes pesados. También se dice que la mezcla se ha agotado. El término **AGOTAMIENTO**⁽¹⁾ se refiere al proceso de separación de componentes ligeros de una mezcla, dejando un producto líquido relativamente puro en componentes pesados.

I.9. VOLATILIDAD, LIQUIDOS LIGEROS Y LIQUIDOS PESADOS.

El término volatilidad, es usado para referirse a la "facilidad de vaporización", cuando un líquido tiende a vaporizarse con facilidad, se dice que tiene alta volatilidad. Cuando no presenta esta facilidad, se dice entonces que

tiene baja volatilidad. Un líquido con alta temperatura de ebullición tiene baja volatilidad y un líquido con alta presión de vapor tiene alta volatilidad.

La gasolina, el alcohol y el éter, son líquidos que tienen alta volatilidad; el mercurio, es un líquido que tienen baja volatilidad, también se dice que es poco volátil.

LÍQUIDOS LIGEROS.⁽¹⁾ Se dice que un líquido es ligero, cuando está compuesto de moléculas pequeñas, y tiende a vaporizarse fácilmente, es decir, tiene alta volatilidad, tiene alta presión de vapor y baja temperatura de ebullición.

LÍQUIDOS PESADOS.⁽¹⁾ Un líquido pesado está compuesto de moléculas grandes, no se vaporiza con facilidad, es decir tiene baja volatilidad, tiene baja presión de vapor y alta temperatura de ebullición. En la práctica de la ingeniería petrolera, cuando se habla de líquidos ligeros o pesados, no se está haciendo referencia al peso específico o a la densidad del líquido, sino a la volatilidad o facilidad de vaporización. Por ejemplo, el agua tiene un peso específico mayor que el aceite crudo; por lo cual, el aceite es más volátil y menos pesado que el agua.

I.10. PROPIEDADES DE LOS FLUIDOS.

Aceite Estabilizado.⁽¹⁾ Es el aceite que ha sido sometido a un proceso de separación con el objeto de ajustar su presión de vapor y reducir su vaporización al quedar expuesto posteriormente a las condiciones atmosféricas.

Aceite Residual.⁽¹⁾ Es el líquido que permanece en la celda PVT al terminar un proceso de separación en el laboratorio. Generalmente, el aceite residual se determina a 60 °F y 14.7 psia.

Aceite en el Tanque de Almacenamiento.⁽¹⁾ Es el líquido que resulta de la producción de hidrocarburos de un yacimiento a través del equipo superficial empleado para separar los componentes gaseosos. Las propiedades y la composición del aceite dependen de las condiciones de separación empleadas, como son: número de etapas de separación, presiones y temperaturas. El aceite en el tanque se acostumbra reportarlo a condiciones estándar.

Condiciones Estándar.⁽¹⁾ Las condiciones estándar o “normales”, son definidas por los reglamentos de los estados o países. Por ejemplo, en el Estado de Texas las condiciones base son : $p = 14.65 \text{ psia}$ y $T = 60 \text{ }^\circ\text{F}$.

Encogimiento.⁽¹⁾ Es la disminución de volumen que experimenta una fase líquida por efecto de la liberación de su gas disuelto y por contracción térmica. El factor de encogimiento es el recíproco del factor de volumen o de formación.

Factor de Compresibilidad.⁽¹⁾ Se le denomina también factor de desviación. Es un factor, (z), que se introduce a la ecuación de estado o ley de los gases ideales, para tomar en cuenta la desviación que experimenta un gas real con respecto a un gas ideal; es decir, $pV = znRT$.

donde:

p , psia	n , lb-mole
V , pie ³	R , 10.732 (psia pie ³) / (mole-pd °R)
z , adimensional	T , °R

Factor de Volumen del Gas.⁽¹⁾ Se define como el volumen de una masa de gas medido a presión y temperatura del yacimiento o de escurrimiento, dividido por el volumen de la misma masa de gas a condiciones estándar.

Factor de Volumen del Líquido.⁽¹⁾ Es la relación del volumen de un líquido, medido a condiciones de yacimiento o de escurrimiento, con el volumen

de dicho líquido medido en el tanque de almacenamiento a condiciones estándar, después de pasar por los separadores.

Fase.⁽⁴⁾ Es la parte de un sistema que difiere, en sus propiedades intensivas, de la otra parte del sistema. Los sistemas de hidrocarburos generalmente se presentan en dos fases: gaseosa y líquida.

Gas Disuelto.⁽⁴⁾ Es el conjunto de hidrocarburos que a condiciones atmosféricas constituyen un gas, pero que forman parte de la fase líquida a condiciones de yacimiento o de flujo.

Liberación de Gas Diferencial.⁽⁴⁾ Es el proceso de remoción de la fase gaseosa, de un sistema de hidrocarburos, a medida que se forman a condiciones de burbujeo. Por lo tanto, durante un proceso diferencial la composición del sistema varía continuamente.

Liberación de Gas Instantánea.⁽⁴⁾ Es el proceso por el cual el gas se forma del líquido, al reducirse la presión, manteniéndose constante la composición del sistema.

Mole.⁽⁴⁾ Es el peso molecular de cualquier sustancia, por ejemplo 16.04 lb de metano es una lb-mole. De igual forma una mole-gramo de metano son 16.032 gramos del mismo gas. Una lb-mole de un gas ocupa 379 pies³ a condiciones estándar.

Relación Gas-Aceite.⁽⁴⁾ Son los pies cúbicos de gas producido por cada barril de aceite extraído, medidos ambos volúmenes a condiciones estándar. Las condiciones de separación, como presión, temperatura y etapas, afectan el valor de dicha relación.

Relación de Solubilidad.⁽⁴⁾ Son los pies cúbicos de gas disuelto, a determinadas condiciones de presión y temperatura, por cada barril de aceite en el tanque, medidos ambos volúmenes a condiciones estándar.

Presión de Vapor.⁽⁴⁾ Es la presión que ejerce el vapor de una sustancia cuando ésta y su vapor están en equilibrio. Dicho equilibrio se establece cuando el ritmo de evaporación de una sustancia es igual al ritmo de condensación de su vapor.

Presión de vapor verdadera del líquido (P_{vv}). Es la última presión a la cual coexistió en equilibrio el líquido y su respectivo vapor a una temperatura dada, sucediendo la separación de las fases. También es conocida como la presión de saturación o de burbujeo de un líquido.

I.11. PRESION DE VAPOR REID (PVR).

La PVR es un parámetro que permite conocer el grado de estabilización de hidrocarburos líquidos, indicando de una manera cualitativa la volatilidad de los mismos.

La Presión de Vapor Reid (PVR)⁽⁵⁾ es la presión que ejerce el vapor en una celda especial, a 100 °F, al seguir la norma de evaluación así denominada. Esta presión de vapor es la usada en el industria petrolera como estándar de un crudo para poder comercializarlo, por ejemplo, México debe de cumplir con una PVR de 6.5 psia de acuerdo al tipo de crudo.

Para poder determinar la PVR de un aceite,⁽⁶⁾ existen normas de evaluación así denominadas, llevando una muestra de ese crudo a laboratorio y realizando la prueba establecida por la norma. Existen varias formas de evaluar

la PVR en los crudos; pero la usada en México es la establecida en el estándar ASTM D-323 bajo el procedimiento A, el cual se describe a continuación :

Descripción del equipo:

- Balas de acero con capacidad de 1lt.
- Conexiones para el muestreo (mangueras, manómetro de 0-100 psig. reducciones, herramientas).
- Baño de calentamiento vertical con termómetros.
- Cámara de refrigeración con termómetro.
- Cámara de líquido para PVR.
- Cámara de vapor.
- Manómetros (Reid Vapor Test) perfectamente calibrados.
- Cinta teflón.
- Acetona, turbosina o aromáticos para lavar y enjuagar el equipo.
- Aire comprimido para soplear las cámaras de líquido y vapor.
- Estopa.

Preparación de la prueba:

1. Mantener el baño de calentamiento a una temperatura de 37.8 °C (100 °F).
2. Mantener la cámara de refrigeración a 0 °C (32 °F) o menor.
3. Meter la cámara de vapor con el manómetro conectado al baño de calentamiento y
sumergirla en el agua hasta 25.4 mm (1 pg) arriba del tope superior de la cámara
de vapor.
4. Mantener la cámara de vapor dentro del baño en un tiempo no menor de 10
minutos.

5. Introducir en la Cámara de Refrigeración la bala con la muestra y la cámara de líquido con agua para comprobar por medio de un termómetro de pluma que se ha alcanzado una temperatura de 0 °C (32 °F) en la muestra.

Descripción del procedimiento:

Comprobar que se ha alcanzado la temperatura de enfriamiento deseada en la bala y la cámara de líquido, observando que el termómetro de pluma dentro de la cámara de líquido tenga una temperatura de 0 °C (32 °F). **No desfogar gas durante el enfriamiento de la muestra.** ⁽⁶⁾

1. Sacar la cámara de líquido y la bala simultáneamente de la cámara de refrigeración, vaciar el agua contenida en la cámara de líquido y drenar la muestra de la bala a la cámara, manteniendo en posición vertical la bala. (Es necesario abrir la válvula superior ligeramente para permitir que la muestra se drene a la cámara de líquido). **En los casos donde la muestra contenga agua, se debe drenar la misma antes de traspasar la porción de crudo a la cámara de líquido.**
2. Llenar completamente la cámara de líquido, cerrar inmediatamente las válvulas de la bala y sacar la cámara de vapor del baño de calentamiento para conectarla con la cámara de líquido en un tiempo no mayor a 10 segundos.
3. Apretar vigorosamente la conexión de las cámaras, manteniendo la cámara de vapor arriba de la cámara de líquido.
4. Invertir la posición de las cámaras y drenar completamente la muestra de crudo a la cámara de vapor el tiempo suficiente para que se vacíe completamente la muestra.

5. Ya drenada la muestra, agitar vigorosamente de arriba hacia abajo en un ángulo de 60 ° durante ocho veces manteniendo la cámara de líquido arriba de la cámara de vapor (posición invertida).
6. Invertir la posición de las cámaras y meterlas al baño de calentamiento golpeando ligeramente el manómetro para sensibilizarlo antes de introducir los aparatos ensamblados.
7. Esperar un tiempo de cinco minutos y registrar la presión indicada, volver a repetir el paso 6 y 7 nuevamente y registrar la presión, esta operación se deberá hacer en intervalos de cinco minutos hasta que no se observe variación en las dos últimas lecturas observadas para registrar ésta como definitiva.

Recomendaciones:

1. Es importante contar con las conexiones y accesorios necesarios para la toma de la muestra y usar estrictamente balas de acero con capacidad de 1lt.
2. La toma de la muestra debe hacerse de acuerdo al estándar ASTM D-4057 "Practice for manual sampling of petroleum products".
3. Debido a que la comprobación del volumen contenido en la muestra, entre el 70 y el 80% es muy incierto, se recomienda llenar la bala lo máximo posible y para el caso de muestreo en líneas presionadas igualar la presión en la línea y en la bala.
4. Al tomar la muestra se debe de mantener la bala en posición vertical y conectar la toma de la muestra con la válvula inferior, manteniendo la válvula superior de la bala ligeramente abierta para comprobar que se llene por completo.

5. Se recomienda evitar el desfogue de gas durante el enfriamiento de la bala para evitar la pérdida de gases que incrementan la PVR.
6. Debido a que pruebas experimentales demuestran que no existe homogeneización de la muestra dentro de la bala y que por gravedad se drenan los componentes más pesados hacia el fondo de la bala, provocando que exista una ligera variación en la determinación de la PVR para diferentes porciones de la muestra, se recomienda efectuar dos o tres determinaciones en la misma muestra para ver el comportamiento de la PVR, sobre todo en crudos ligeros con algún contenido de agua.
7. Es importante lavar con acetona, turbosina u otro aromático las cámaras de líquido y vapor, desconectar el manómetro de la cámara de vapor y volverlo a conectar poniendo cinta teflón en las cuerdas, a las cámaras hay que secarlas sopleteándolas con aire comprimido después de lavarlas perfectamente, con la finalidad de evitar que se queden impregnados componentes volátiles en las paredes internas de estos aparatos.
8. Se debe contar con un equipo calibrador de manómetros para garantizar su precisión en las lecturas observadas. El equipo para generar vacío consta de una bomba, manguera para conectar la bomba con la cámara, matraz receptor de líquido, conexiones para traspasar la muestra (reducciones, tubing de plástico de 1/8 de in., válvula trifásica), cámara con válvula superior de 1 pg e inferior de 1/2 pg y tapón de goma de 1 pg.

La determinación de la PVR óptima es de gran importancia, debido a que por regla general se tiene que por cada psig que se tenga por debajo de este valor óptimo, se tendrá un 0.5 % de pérdidas en el volumen recuperado de aceite. Estos valores serán específicamente para el tipo de crudo que se esté manejando y no podrán utilizarse para crudos que presenten diferentes propiedades. La

obtención de los valores de PVR para un crudo específico, requiere de la elaboración de curvas de isoPVR para obtener el valor óptimo de PVR en las curvas mencionadas, para esto se utiliza la temperatura máxima presente durante el año en el interior del tanque de almacenamiento, y la presión atmosférica local mediante interpolaciones.

A continuación, se presenta la metodología para la determinación de la Presión de Vapor Reid (PVR) óptima: ⁽⁷⁾

La determinación del valor óptimo de PVR es de gran importancia. En la definición de dicho valor de PVR, se requiere la elaboración de las curvas de comportamiento que relacionen la temperatura con la PVR y la presión en la etapa de separación previa al tanque de almacenamiento; estas curvas serán específicamente para el tipo de crudo que se esté manejando y no podrán utilizarse para crudos que presenten diferentes propiedades físicas.

En la figura 1 se muestran gráficamente los valores de PVR que deben ser determinados para un tipo de crudo específico, ⁽⁷⁾ los cuales deben obtenerse mediante el estándar ASTM D-323 para numerosas condiciones de presión y temperatura, para que finalmente se puedan obtener las curvas de isoPVR.

El valor óptimo de PVR se obtiene con las curvas de la figura I.1, ⁽⁷⁾ a partir de la temperatura máxima que se presente durante el año en el interior del tanque de almacenamiento, subiendo hasta intersectar la presión atmosférica local y posteriormente interpolando el valor de PVR correspondiente de las curvas más cercanas. En la figura I.2, se esquematiza este procedimiento, además de mostrar la manera como se debe obtener la temperatura requerida en la etapa de estabilización manteniendo constante la presión en dicha etapa (método de incremento de temperatura). En la figura I.3 se esquematiza el procedimiento para

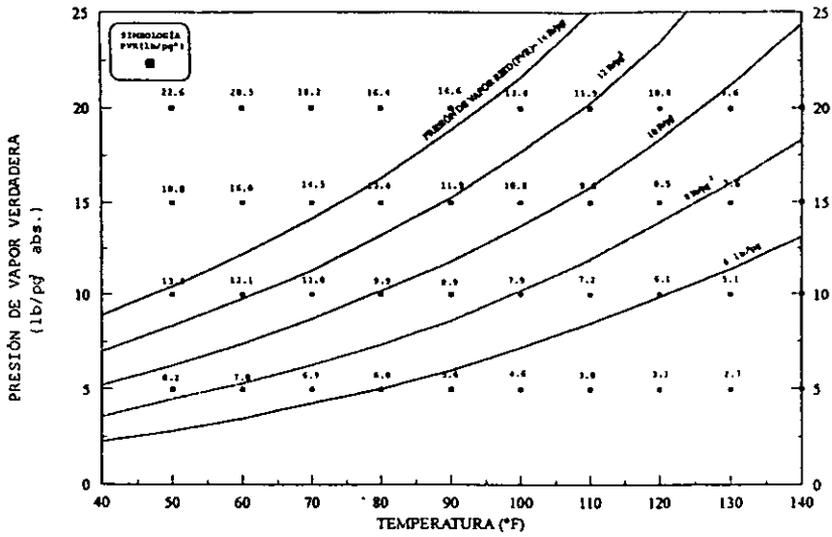


Figura I.1. Esquema de elaboración de curvas de PVR.

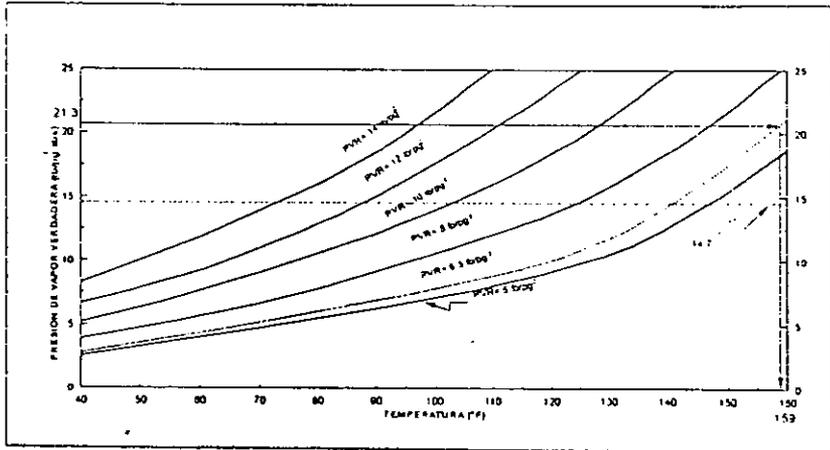


Fig. I.2 Determinación de PVR óptima y temperatura de estabilización.

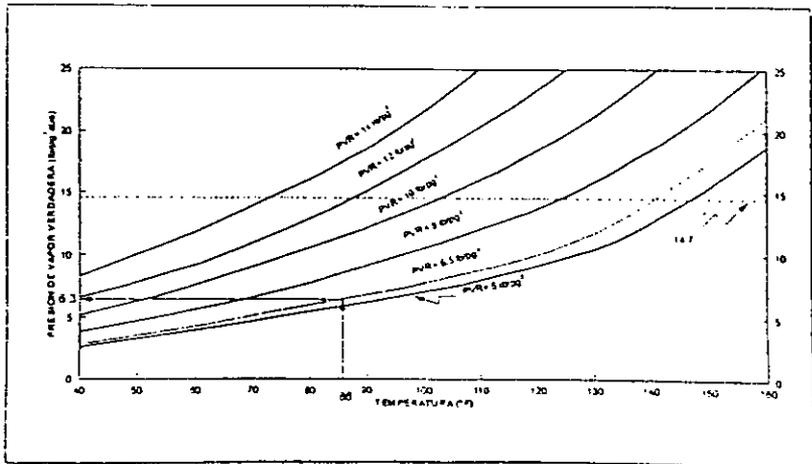


Fig. I.3 Determinación de PVR óptimo y presión de estabilización.

determinar el valor de la presión requerida en la etapa de estabilización, manteniendo constante la temperatura (método de reducción de presión).

I.12. RECONOCIMIENTO GENERAL DE LAS INSTALACIONES SUPERFICIALES DE POZOS PRODUCTORES DE ACEITE Y GAS.

La composición de la mezcla y las condiciones de presión y temperatura en el yacimiento, son elementos para establecer si un yacimiento es de aceite negro, aceite volátil, gas y condensado, gas húmedo o gas seco.

De acuerdo al tipo de yacimiento es la configuración y condiciones de operación para el manejo superficial de los hidrocarburos producidos, por ejemplo, para el manejo superficial de yacimientos de aceite volátil, se requiere, además de los sistemas usados para aceite negro (el cual no tiene gran desprendimiento de gas), de sistemas de estabilización del aceite, gas, y para el manejo de condensados.

Para aceite volátil, la mezcla:⁽⁸⁾

1. Se recibe en un cabezal o múltiple de recolección.
2. Se envía a un sistema de separación gas-aceite.
3. El aceite pasa a estabilización, desalado y después es bombeado a refinación o a una terminal marítima para exportarlo.
4. El gas pasa a enfriamiento, a rectificación, recuperación de condensados, deshidratación y endulzamiento, luego es enviado a una planta petroquímica, y a centros de consumo o a exportación.

5. Los condensados (butanos y gasolinas) se deshidratan y endulzan para enviarlos a refinería.

Para la separación de los hidrocarburos, el equipo usado son los separadores, que pueden ser de dos fases (líquido y gas) o 3 fases (aceite, gas y agua). Los separadores de 3 fases separan el líquido en aceite y agua libre. Para separar el agua del aceite, es mejor usar equipos conocidos como eliminadores de agua.

Existen 3 tipos diferentes de separadores bifásicos,⁽⁸⁾ de acuerdo a su forma se clasifican en: verticales, horizontales y esféricos. Para establecer las condiciones de separación más apropiadas se considera:

- a) Tipo, tamaño y dispositivos internos del separador.
- b) Tiempo de residencia del aceite.
- c) Etapas de separación.
- d) Presiones y temperaturas de operación.
- e) El lugar de instalación de los separadores.

La selección de las condiciones de separación depende de los objetivos de producción establecidos:⁽⁸⁾

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

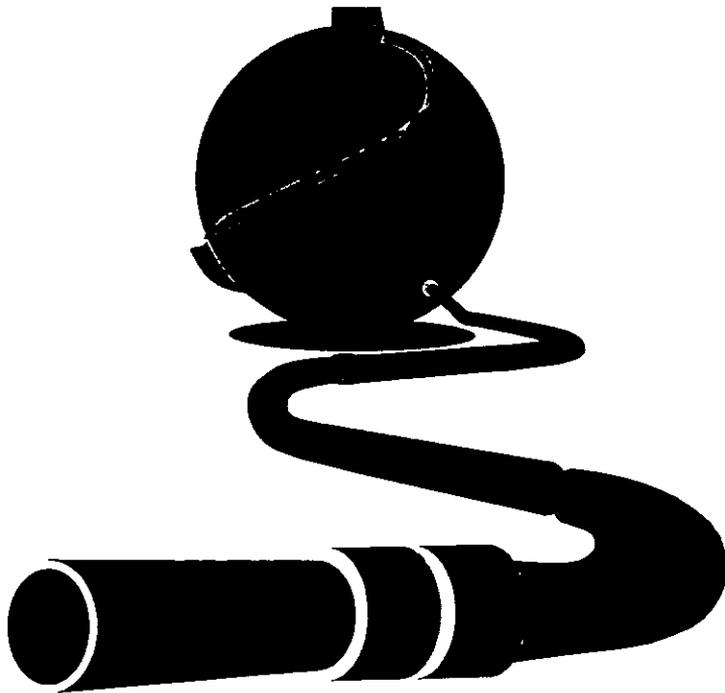
El diseño de un sistema de separación gas-aceite depende principalmente de la Presión de Vapor Reid máxima permisible, así como de la composición de los fluidos producidos y la temperatura.

Para aceites volátiles y condensados se recomienda el uso de torres estabilizadoras o calentadores para alcanzar la Presión de Vapor Reid requerida. La presión de vapor de un aceite puede disminuirse aumentando la temperatura del separador o reduciendo la presión de operación. Para estabilizar un aceite volátil, por ejemplo, se hace con la adición de un simple cambiador de calor, el volumen de aceite producido se reduce ligeramente, mientras aumenta el volumen de gas natural, gas propano licuado y gasolinas, dando mayor rendimiento económico por barril de aceite extraído.

Después del tratamiento dado al crudo en una batería de separación, este es almacenado y posteriormente bombeado para su proceso industrial o exportación, comercializándolo así a otras subsidiarias o al extranjero.

REFERENCIAS:

- (1) IMP, OPERACION DE TORRES DE DESTILACION, MEXICO, 1990.
- (2) RODRIGUEZ NIETO R., APUNTES DE MECANICA DE FLUIDOS, FI, UNAM, MEXICO, 1988.
- (3) GARAICOCHEA PETRIRENA F., APUNTES DE TRANSPORTE DE HIDROCARBUROS POR DUCTOS, AIPM, MEXICO, D.F., 1997.
- (4) RODRIGUEZ NIETO R., APUNTES DE PRINCIPIOS DE MECANICA DE YACIMIENTOS, FI, UNAM, 1988.
- (5) AMERICAN SOCIETY FOR TESTING AND MATERIALS, "ESTANDAR ASTM D-323", PITTSBURGH, USA, 1993.
- (6) BLASQUES GONZALEZ E., "ESTUDIO PARA EL ANALISIS DE LA PVR EN CRUDOS", IMP, MEXICO, D.F.
- (7) CLAVEL LOPEZ J. Y HERNANDEZ ROJAS G., "SIMULACION Y ANALISIS DE METODOS DE ESTABILIZACION DEL PETROLEO CRUDO", IMP, MEXICO, D.F. 1996.
- (8) GOMEZ CABRERA J., APUNTES DE MANEJO DE LA PRODUCCION EN SUPERFICIE, FI, UNAM, 1997.



CAPÍTULO II
PROCESOS DE ESTABILIZACIÓN DE
CRUDO

CAPITULO II

PROCESOS DE ESTABILIZACION DE CRUDO

El capítulo que se desarrolla a continuación está basado en una larga revisión de diversos procesos que se tienen para la estabilización de aceites crudos, los cuales han tenido grandes progresos desde la instalación de la primer batería de separación, hasta las modernas instalaciones de estabilización de aceite crudo.

Cabe mencionar que para la estabilización de crudo hay una gran variedad de procesos, tanto mecánicos como químicos, y que cada uno varía no tanto por el costo o el equipo a utilizar, sino por la eficiencia de estabilización que se obtiene en cada proceso.

En este capítulo, se mencionan los principales métodos de estabilización para el aceite crudo: separación multietapa, proceso al vacío, variación de temperatura y separación por destilación (torre estabilizadora).

Existen otros métodos de estabilización, pero debido a sus elevados costos de inversión en operación y mantenimiento, no son rentables. De acuerdo con los 4 métodos mencionados anteriormente, en estudios posteriores que se presentarán en la tesis, se hace una combinación del proceso al vacío con la estabilización por variación de temperatura, lo cual ha dado grandes resultados. El proceso por torre estabilizadora sólo se mencionará en el capítulo II por ser de un costo mayor comparado con los 2 métodos en combinación, ya que se necesitaría tener una torre muy grande para poder manejar volúmenes considerables de aceite crudo, entre otras desventajas; no así para el tratamiento de condensado, donde si es conveniente utilizarla, lo cual se explicará en capítulos posteriores.

Para algunos aceites negros, pero sobre todo, para aceites volátiles y condensados, es recomendable el uso de equipos especiales de campo (torres estabilizadoras o calentadores) para conseguir la Presión de Vapor Reid requerida.

En algunos casos la estabilización del aceite, además de reducir las pérdidas por evaporación, permite incrementar la recuperación de los hidrocarburos líquidos producidos, a condiciones superficiales o estándar, remover H_2S y reducir los costos por compresión.

II.1. SEPARACION MULTITETAPA.

El aceite crudo producido de un pozo es una mezcla de hidrocarburos, de los cuales, los más volátiles en el líquido son el metano, etano, propano y butano. En un estado puro, cualquiera de esos hidrocarburos se evaporan a una presión y temperatura atmosférica por lo que son llamados componentes ligeros.

Los componentes ligeros pueden ser removidos del aceite crudo o condensado antes de ser llevados a un tanque de almacenamiento, ya que de no ser así, el desprendimiento del gas que sufre el líquido en el tanque puede crear inseguridad y contaminación.

La cantidad de componentes ligeros en el crudo depende de la presión en la cabeza del pozo (P_{wh}) y de la relación gas-aceite de la mezcla (RGA). Aceites a altas presiones y con altas RGA tendrá una mayor concentración en componentes ligeros, a diferencia de aceites de pozos de baja presión con RGA bajas, que tendrán menor cantidad de componentes ligeros.

La estabilización, como aplicación al aceite crudo, es un proceso para remover hidrocarburos en forma de vapor a altas presiones de corrientes de

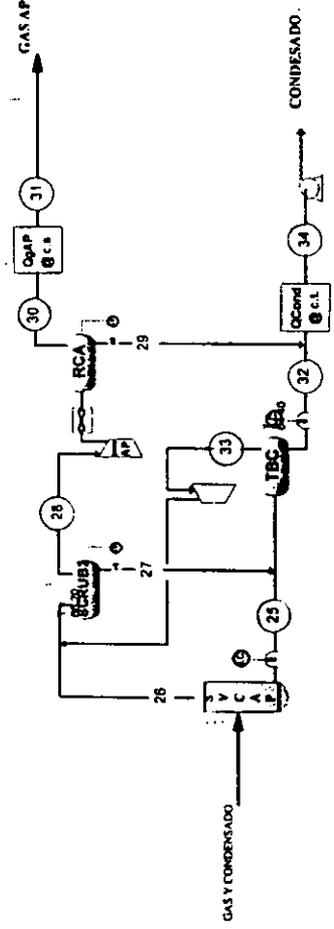
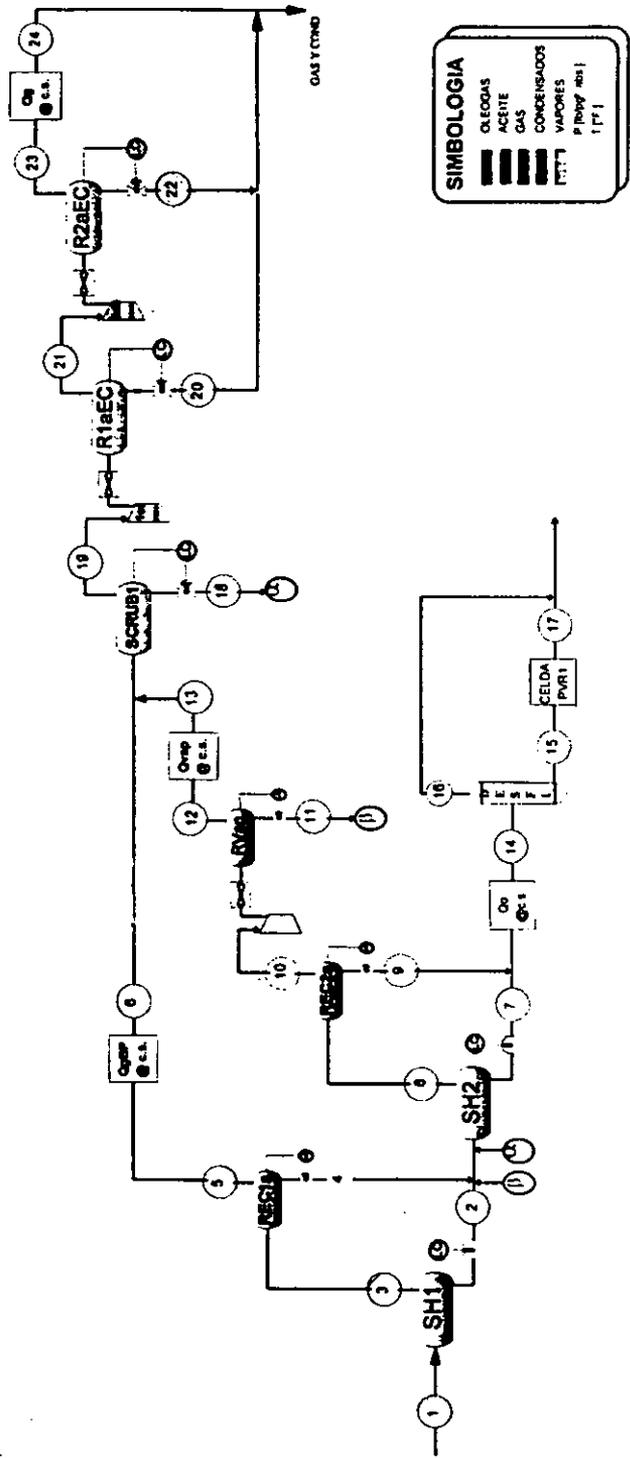
líquidos, logrando con ello obtener una presión de vapor que se tiene como especificación límite tanto nacional como internacionalmente.

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

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 al quemador, para después ser enviado a la planta petroquímica. La corriente de gas que sale del separador de presión intermedia después de pasar por enfriamiento mecánico entra a su respectivo rectificador, en 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, el cual adiciona la energía necesaria al gas para poderlo integrar a la corriente de gas de alta presión, ya antes mencionada.⁽¹⁾

Los condensados generados⁽¹⁾ por el enfriamiento del gas, obtenidos de los rectificadores de alta presión, presión intermedia, presión intermedia en compresión, y de las etapas de rectificación correspondientes al sistema de compresión de gas de baja presión, entran a un separador donde puede

FIG. II.1. SISTEMA DE SEPARACION MULTIETAPA.



eliminarse el agua que contenga en caso de tener un separador trifásico, mientras que el gas es reintegrado a la corriente de gas de baja presión y el condensado es estabilizado, de donde es enviado ya sea a una planta petroquímica o a alguna otra instalación para su aprovechamiento.

La aplicación de este método es común en baterías de separación, no obstante a sus buenos resultados y bajos costos, se observa que no es la solución adecuada para poder estabilizar aceite ligero, ya que a pesar de tener una buena eficiencia de separación, no cumple con los requerimientos de eliminación de H_2S y CO_2 , por lo que la comercialización de este crudo resulta poco favorable.

En lo referente a la operación y mantenimiento de este equipo, resulta ser de fácil manejo, bajo riesgo en su operación y su costo de mantenimiento es mínimo, además de tener la capacidad de poder manejar grandes volúmenes de petróleo crudo.

II.2. PROCESO AL VACIO.

La recuperación de hidrocarburos usando únicamente la energía natural suministrada por el yacimiento para expeler el aceite de la formación, es referida como recuperación primaria. Las fuerzas naturales involucradas en este mecanismo de recuperación son : Gravedad, Intensidad del Acuífero, Capilaridad, Gas en solución y Presión.

Algunas de estas fuerzas asisten a la producción de aceite y otras resisten a ésta, cuando se están agotando las fuerzas que asisten a la producción primaria, el yacimiento declina y es necesaria la utilización de sistemas de explotación artificial.

Añadir energía al yacimiento es lo comúnmente utilizado hasta ahora, sin embargo es posible para contrarrestar el efecto de la gravedad utilizar vacío. Se propuso esta nueva técnica con la cual se pretende incrementar la recuperación de crudo en pozos con mínima o nula presión en la cabeza, por medio del proceso de aplicación de vacío, aprovechando la escasa energía del yacimiento la cual se ve ayudada al no presentar contrapresión sino vacío en la superficie. de igual manera este proceso puede ser empleado para la estabilización de crudos, basándose en la ley de Dalton,⁽⁴⁾ la cual se define como :

“ Cualquier gas de una mezcla de gases, ejerce una presión parcial igual a la presión de la misma masa de gas total que podría ejercer estando presente en un espacio dado a la misma temperatura.”

Las principales aplicaciones son:

- En cabezales donde ocurran pozos con mínima presión en la cabeza.
- En la extracción de fluidos de control de pozos profundos en reparación.
- En la inducción de pozos a producción.
- En la estabilización de crudo.

El proceso de aplicación al vacío consiste en la interconexión de la parte en la que se hará el vacío, a un recipiente de características requeridas según los volúmenes de aceite y gas a manejar, que actúa como receptor y separador de los fluidos a extraer.⁽⁴⁾

El proceso de estabilización a vacío se puede explicar de la siguiente manera: cuando las moléculas dentro del líquido se mueven hacia la superficie y poseen suficiente energía cinética para vencer las grandes fuerzas de atracción del resto de las moléculas, estas escapan a la superficie y restablecen ahí una presión de vapor.

El estado particular de agregación de una sustancia- el gas disuelto en el aceite en nuestro caso- es determinado por la temperatura y presión bajo la cual existen. Considerando a "p" como la presión opuesta a la expansión - Presión atmosférica- una vez que ésta es vencida no hay dificultad para la expansión y liberación del gas hasta cierto límite; cuando $p = 0$ el gas no encuentra oposición y es liberado completamente del líquido. Este proceso desarrolla una expansión hacia un vacío y es llamado "libre expansión" la liberación del gas puede ser controlada según sea el requerimiento.

Estabilización del crudo con el proceso al vacío.

El proceso de estabilización con presión de vacío,^(1) consta de una separación multietapa, donde el líquido descargado de la etapa de separación de baja presión, previa al tanque de almacenamiento, pasa por un separador 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 un sistema de eyectores y compresores o un sistema de sopladores, los cuales serán descritos posteriormente.

La presión de vacío es limitada por la presión de vapor y temperatura del fluido que se está manejando, así se tiene, 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 ineludible. 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 el volumen de gas succionado.

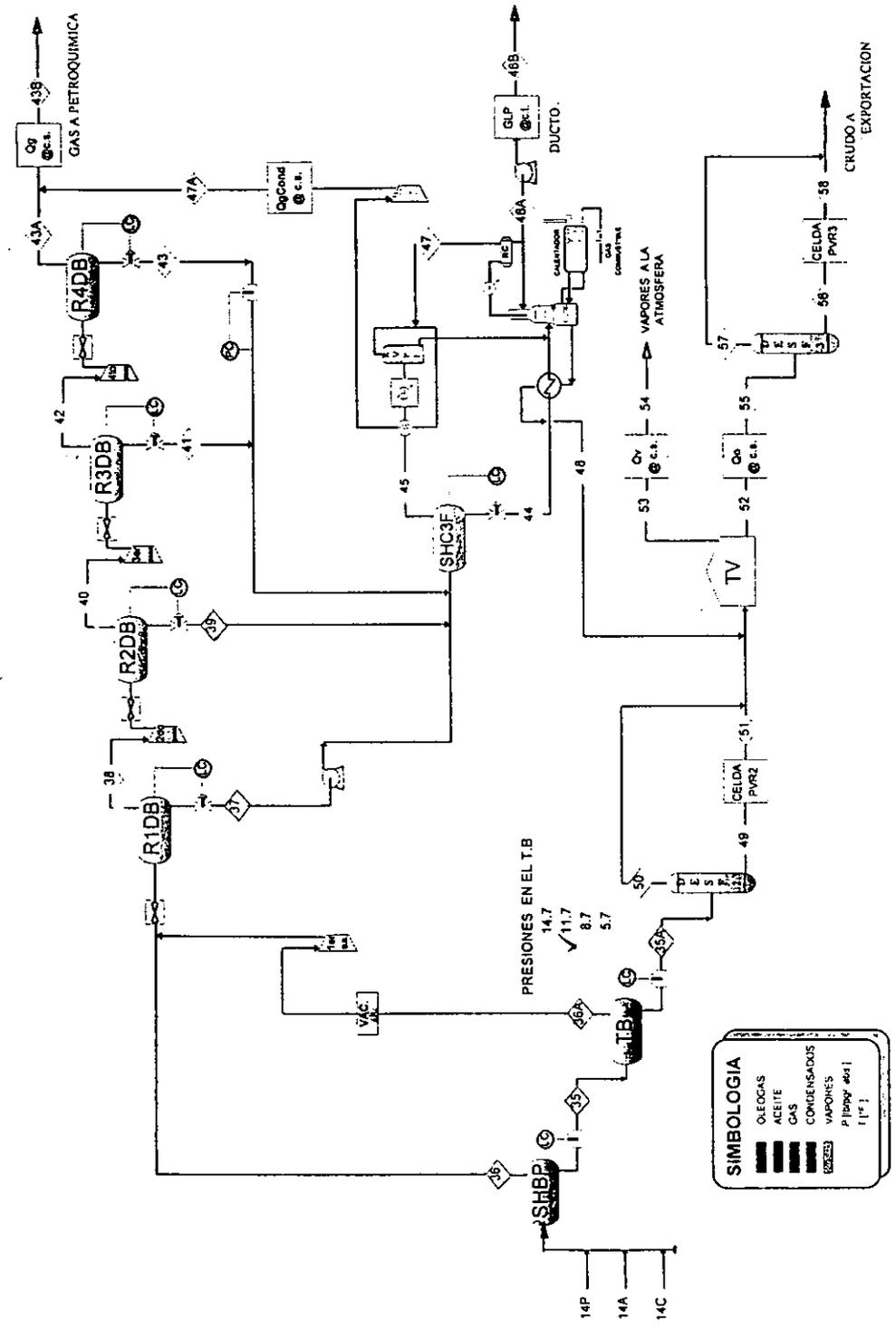
La presión de operación del equipo de vacío dentro del proceso de estabilización se determina después de un estricto análisis de simulación del comportamiento de fases y estabilidad del crudo, para la temperatura de trabajo. Dicho análisis consiste en variar la presión vacuométrica de separación, obteniendo la Presión de Vapor Verdadera (PVV) a 100 °F, la variación se detiene al lograr que a las condiciones de PVV = 6.5 psia y T= 100 °F no ocurre vaporización alguna, logrando con ello una PVR menor a 6.5 psia.

Un aceite descargado de la etapa de baja presión entra al separador de presión de vacío, donde el aceite ya estabilizado sale hacia el tanque de almacenamiento. El gas liberado en la etapa de presión de vacío, es succionado por el equipo vacuométrico, el cual le proporciona la presión necesaria para integrar esta corriente de gas a la proveniente del separador de baja presión, el cual a su vez entra a una recuperadora de vapores de donde obtiene la presión requerida para incorporarse al gas liberado en el separador de baja presión. Las corrientes de condensados se integran a las manejadas en las anteriores etapas de separación.

Los gases disueltos en un líquido están en proporción directa a la presión ejercida en éste y a la presión parcial de cada uno de los gases contenidos a temperatura constante, de ahí que el desprendimiento de ellos es mayor cuanto mayor sea la caída de presión.

En la separación actual sólo se llega como mínimo a la presión atmosférica, con lo cual aún queda gas en el crudo desprendiéndose lentamente en el tanque de almacenamiento sin quedar completamente estabilizado.

FIG. II.2. DIAGRAMA DE PROCESO DE ESTABILIZACIÓN POR REDUCCIÓN DE PRESIÓN.



Con el sistema de aplicación de vacío la presión parcial de los gases se ve reducida, liberándose así del líquido sin importar la temperatura a que se encuentre éste, finalmente el vacío es controlado para obtener la PVR de 6.5 estipulada o menor si es requerida para control de calidad del crudo.

Equipo para generación de vacío :

El equipo requerido para la instalación de este proceso de estabilización de aceite crudo consta principalmente de un sistema de generación de vacío, donde se destacan 3 tipos de sistemas:

1. Bomba de vacío.
2. Sopladores de desplazamiento positivo y centrífugos para generación de vacío.
3. Eyectores.

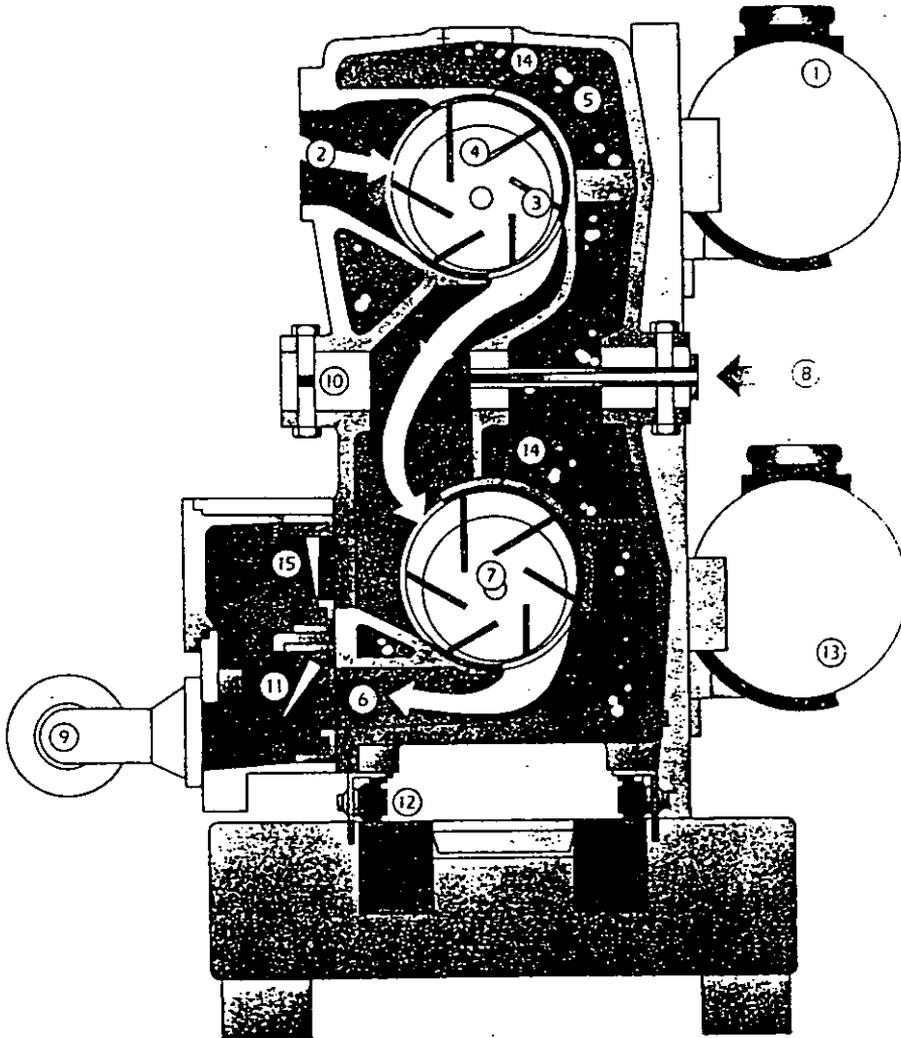
1. BOMBAS DE VACIO.

La bomba de vacío y sus respectivos compresores son equipos robustos y máquinas compactas para bombear aire y gases saturados. Su construcción es simple y garantiza mínimos deterioros así como confiabilidad en su trabajo. Por la evacuación del aceite por medio de aire comprimido, también evacúa medios corrosivos, gases comunes y vapores, siendo recomendable este equipo de bombeo. Este equipo tiene la ventaja de poder comprimir mezclas de vapores condensables y no condensables.

Estas bombas pueden ser de etapa simple, enfriadas por aire y de manejo fácil. Algunas de sus características son:

- Compactas, diseño simple para fácil instalación y bajo mantenimiento.
- Enfriados por aire, no requieren agua.

FIG.II.3 DIAGRAMA GENERAL DE UNA BOMBA DE VACIO.



1. DEPOSITO DE SELLANTE
2. ENTRADA.
3. ASPAS
4. ROTOR
5. CAMISA DE AGUA
6. ESCAPE.
7. LLEGADA DE ACEITE
8. PUERTO DE ACCESO ENTRE ETAPAS
9. SILENCIADOR.
10. PLACA DE SOPORTE ENTRE ETAPAS
11. VALVULA CHECK DE ESCAPE
12. RODILLOS DE FONDO.
13. DEPOSITO OPCIONAL.
15. DAMPER OPCIONAL.
16. VALVULA DE PARED ENTRE ETAPAS

- Pueden ser manejadas eliminando bandas y adaptadores que las aflojen o deterioren.
- Son de fácil operación.
- La mayoría poseen eliminadores de niebla para el aceite libre.
- No requieren de aceite especial de lubricación.
- Son de larga vida.
- Presentan sensores y switch para protección de la bomba.
- En éstas se puede fácilmente recuperar los solventes y eliminar los contaminantes del agua.

El principio de operación es sencillo; el rotor de la bomba se monta excéntricamente en el cilindro de la misma, y atrapa enteramente el vapor entre las aspas del rotor. Como la rotación es continua, el vapor es comprimido y se descarga dentro de una caja agotadora. Los vapores entonces pasan a través de 4 etapas de aceite interno y eliminadores de humo para remover el aceite lubricador de la caja agotadora; el aceite es regresado al sistema recirculándolo. Las cuatro etapas de la caja agotadora incluye el separador de aceite, el eliminador de niebla, el eliminador de niebla del aceite y el deflector sintético de aceite. Como característica adicional posee un motor y una válvula que previene el derramamiento del aceite dentro del sistema cuando la bomba está parada.

Se tienen 2 tipos de bombas de vacío: mecánicas y por circulación de líquidos, eliminando en estas últimas problemas asociados como el deterioro de las piezas; en éstas una pequeña cantidad de aceite de un recipiente externo es inyectado dentro de la cavidad de la bomba para sellar el vacío y dar lubricación. El aceite inyectado es descargado por un proceso de vapor dentro de un sistema de agotamiento donde el aceite es atrapado y removido. La bomba elimina la contaminación de agua pues no hay vapor o agua que se ponga de nuevo en contacto con los vapores que han sido comprimidos, además de que pueden ser bombear sustancias corrosivas y solventes sin el uso de metales especiales en

muchos de los casos. El diseño también elimina la degradación en el vacío experimentada por el aceite recirculado y bombeado que recolecta solventes volátiles en el aceite.

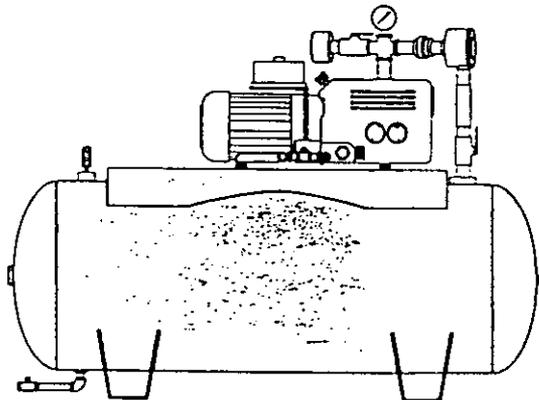
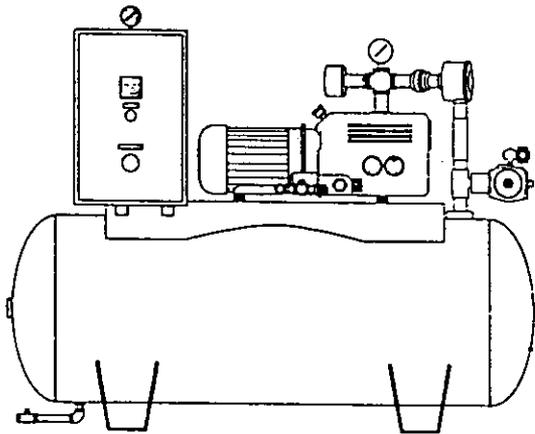
La inyección de aceite fresco garantiza el lavado de las aspas del rotor dejándolos libres de contaminantes producto del proceso. En las bombas de vacío se puede controlar la temperatura, esto permite controlar también la temperatura del agotador, de este modo se previene la condensación en la cámara de bombeo durante la compresión de vapor.

Este equipo puede ser aplicable para procesos de evaporación-destilación, secado y deshidratación, deaereación y desgasificación, sistemas centrales de vacío, etc. Su construcción es por medio de piezas de acero inoxidable, fierro, bronce y materiales especiales como Níquel, fierro nodular, etc.

Dependiendo del modelo a usar de bombas de vacío, las toberas de aspiración y de impulsión, así como las piezas intermedias, son de acero o de aluminio fundido. En función del incremento de presión que sea necesario alcanzar, cada tipo de máquina consta de un determinado número de etapas (con un máximo de 10 para modelos pequeños y 7 para los grandes). Estas piezas van encastradas entre sí, asegurándose el conjunto con tirantes de acero. Las toberas se montan en posición vertical, no obstante, se pueden montar en otra posición.

Los impulsores están fundidos con una aleación de aluminio tratado y, para determinadas aplicaciones, ensamblados con remaches. Cada impulsor se equilibra en primer término estáticamente, para después ser montado sobre un eje rectificado de acero al carbón. El rotor se equilibra dinámicamente con el fin de asegurar en régimen una amplitud total de las vibraciones. Existen diferentes

FIG.II. 4 BOMBAS DE VACIO CON TANQUE INTEGRADO.



tipos de impulsores según la forma de los álabes (radiales, curvos, etc.) que permiten responder a los problemas suscitados.

Los cojinetes de estas bombas se montan en portacojinetes autónomos que se fijan rígidamente a las puntas del eje. Los cojinetes constituyen el único punto de contacto entre el rotor y el estator de la máquina. La fijación en los portacojinetes se asegura por medio de trenzas de grafito o anillos al carbón, estos anillos se sostienen entre sí por medio de un tope de acero inoxidable. La lubricación se realiza con grasa para las máquinas que suministran gastos de hasta 5000 metros cúbicos por hora, o bien con aceite en los portacojinetes para las máquinas que sobrepasan dicho gasto.

Para el accionamiento de las máquinas, normalmente se utilizan motores eléctricos con transmisión por correas o con acoplamiento directo, pero también pueden ser accionadas con motores de combustión interna o turbinas de vapor.

A pesar de las ventajas que se tienen al usar la bomba de vacío, se ha demostrado experimentalmente que este tipo de equipos no garantizan un buen funcionamiento para ser aplicados en la industria petrolera, en especial para estabilizar el petróleo crudo en un sistema de separación o de reducción de presión.

2. Sopladores de desplazamiento positivo y centrífugos para generación de vacío.

Los sopladores son equipos destinados a impulsar un gas (generalmente aire), se compone generalmente de uno o varios ventiladores, tomas de aire, tuberías de distribución, aberturas y colectores.

Son equipos utilizados para varias tareas, como aspiración de polvo (limpieza al vacío), transporte neumático, centrales de aire, compresión de gas, combustión, aereación y oxigenación, secado, etc. Las unidades son ensambladas y soldadas en fábrica, tienen válvulas de diafragma para la limpieza, rejillas o jaulas para bolsas filtrantes que manejan partículas y se someten a temperaturas altas, poseen una plataforma de servicio al nivel del cabezal para el mantenimiento de las válvulas, además la caída de presión a través del medio filtrante es medida por indicadores, tiene un control de ciclos de limpieza con programadores (algunas de ellas) de tiempo de estado sólido. Estos equipos son construidos y diseñados con alta precisión para el manejo de aire y gases, con altos volúmenes; sin lubricación interna, garantizan alta eficiencia, suministro de aire limpio y bajos costos de consumo de potencia, trabajan con efectividad a presiones de 15 psi o vacíos de 16" de columna de mercurio, están disponibles en una o varias etapas, son libres de vibración y requieren de un mínimo mantenimiento, además de que sus refacciones son fácilmente obtenidas.

Este tipo de equipos aseguran un flujo estable de gas o aire con un incremento en su eficiencia, bajos costos de operación y un fácil emplazamiento, además presentan las siguientes características:

- Cubierta de aluminio de alta resistencia.
- Construcción resistente y antichispas.
- Base silenciadora.
- Recubrimiento anticorrosivo.

Todos los equipos son conectados directamente a un diseño estándar de motores eléctricos y pueden también ser accionados por un motor de combustión interna o una turbina de vapor. A diferencia de las bombas de vacío, en los sopladores no es requerida la lubricación dentro de la cámara de compresión, la

posición de los baleros del rotor permite un venteo atmosférico entre la cámara de compresión y los baleros.

Posee rotores cicloidales que generan un ciclo de compresión balanceada, dando una descarga constante y eliminando la liberación repentina de aire atrapado dentro de la línea. Se pueden diseñar ciclosopladores para ser operados a altas velocidades, con el fin de aumentar la capacidad en unidades de bajo peso; su manejo directo o por pasos permite el uso de motores estándar. La capacidad de los sopladores cubre un amplio rango de presión y de aire liberado dependiendo de la velocidad y de los hp; pueden estar equipados para manejar una variedad de gases y aplicarlo en presiones o vacío. Su principio de compresión básico es por medio de dos elementos de rotación que no se tocan, eliminando el deterioro dentro de la cámara de compresión, y si se utilizan ciclosopladores no requieren válvulas ni otras partes recíprocas que están sujetas al deterioro.

Entre los accesorios que requieren estos equipos se tienen:

- Bandas de seguridad.
- Válvula by-pass
- Cople de seguridad.
- Válvula check de descarga.
- Motor.
- Juntas de expansión.
- Cople flexible.
- Filtro de entrada o silenciador.
- Contador de flujo de líquido de inyección y control.
- Switch de presión.
- Purga o sellos de la flecha de venteo.
- Válvula de alivio.

- Base estructural de acero.

Los sopladores proveen aire limpio o gas libre, una compresión eficiente y seguridad en la operación, estos sopladores cuentan con las siguientes características:

Rotores- En espiral y con dos álabes del rotor principal maquinados de fierro de alta resistencia y balanceados dinámicamente.

Baleros- Antifricción con capacidad y presión baja usando una simple o doble hilera de baleros.

Adaptador de tiempo- Sincronización de rotores por medio de un par de adaptadores de tiempo en espiral.

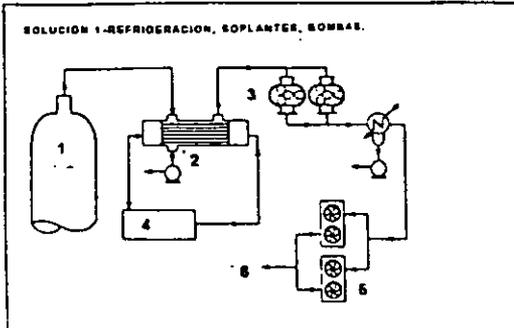
Alojamiento- De alta resistencia a la deflección, conservando la seguridad entre los rotores.

Sellos- Los sellos de las flechas dan minimas pérdidas de aire o gas.

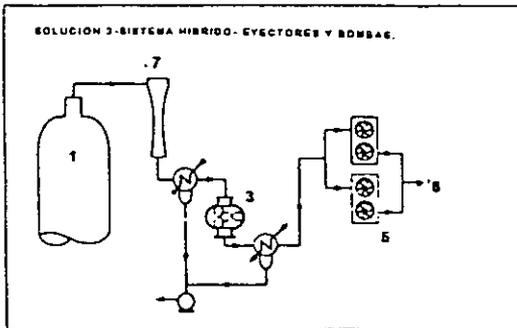
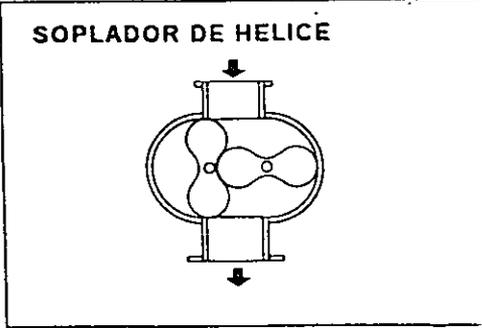
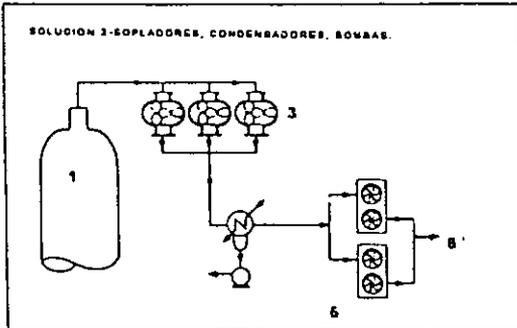
Lubricación- Los adaptadores y baleros son lubricados por un sistema de rociado con aceite, o puede combinarse con lubricación de los baleros con grasa.

La aplicación de los sopladores de desplazamiento positivo para generación de vacío, en un sistema de separación por reducción de presión; no ha sido aplicado actualmente en la industria petrolera, por lo que sus resultados serán de gran importancia para determinar su eficiencia. Por sus bajos costos de inversión operación y mantenimiento, promete ser factible económicamente; técnicamente se pueden tener problemas si se manejan gases ácidos, además de requerir de gran espacio para su instalación.

FIG.II.5. CONFIGURACIONES DE SOPLADORES PARA VACIO.



EQUIPO UTILIZADO EN LAS TRES SOLUCIONES:
 1. VASOJA.
 2. CONDENSADOR PRIMARIO.
 3. SOPLADOR DE HELICE.
 4. UNIDAD DE REFRIGERACION.
 5. BOMBAS DE ASPAS ROTATORIAS.
 6. SALIDA.
 7. VAPOR.



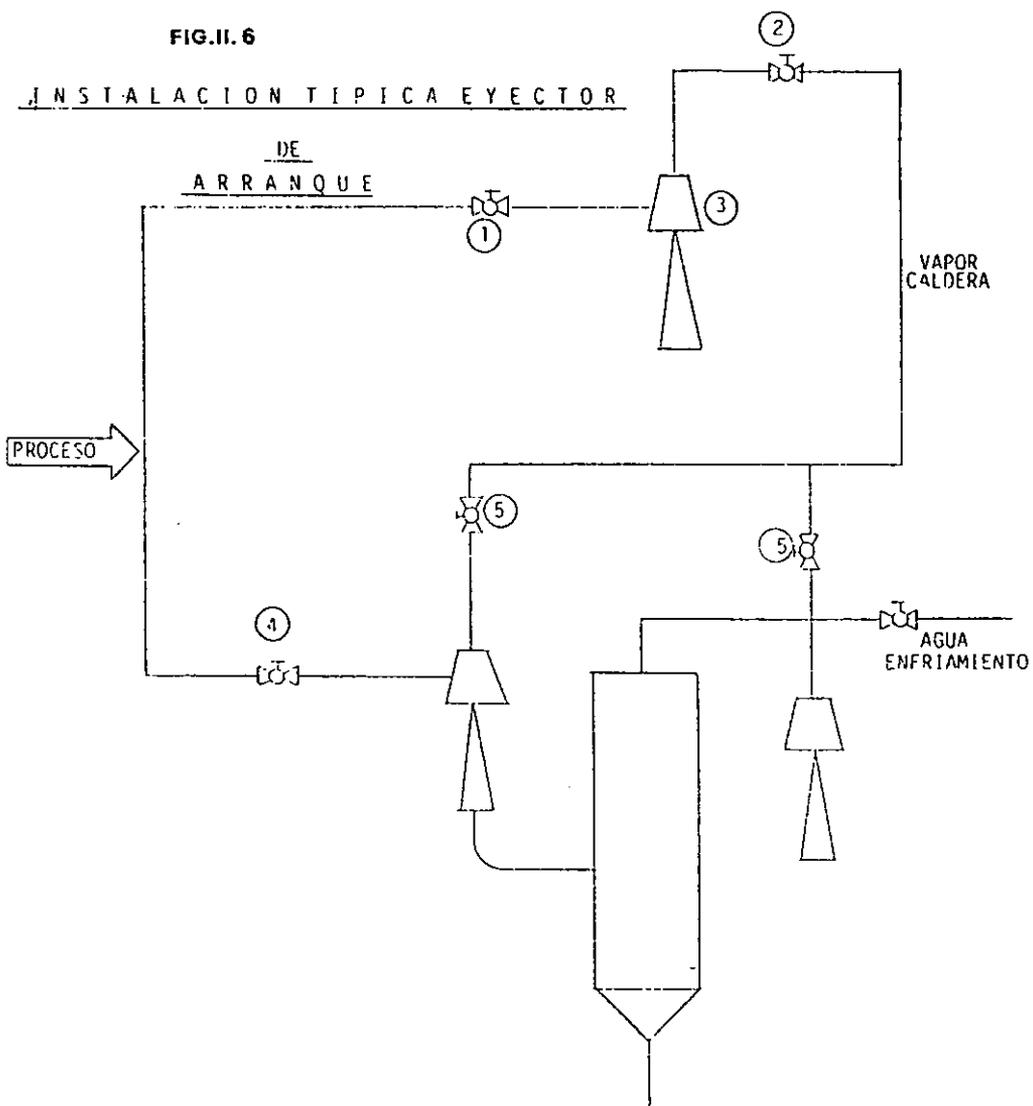
3. Eyectores.

Son aparatos que evacuan un líquido mediante un chorro de vapor o aire comprimido, la mayoría de los eyectores se operan principalmente con vapor de calderas y con agua, los líquidos de proceso industriales se usan comúnmente. Prácticamente cualquier fluido a presión se puede utilizar para operar un eyector si se dispone de un fluido motriz, siendo posible producir vacío con un equipo diseñado para satisfacer las necesidades del proceso industrial.

El diseño de los eyectores se basa en el principio del Venturi, en el cual el vapor de caldera a una presión determinada y sostenida, se alimenta por una tobera para incrementar la velocidad de la corriente de vapor y provocar su expansión en la cámara de succión a velocidades superiores a la del sonido. Esta corriente provoca un abatimiento de presión en la succión del eyector que induce una corriente secundaria de aire, gas o vapores que se mezclan con el vapor de caldera y la corriente total entra en el difusor por el lado convergente, pasa por la garganta que es la sección más reducida en el diámetro y descarga por el lado divergente del difusor. Los eyectores transforman la presión de la corriente motriz en velocidad. Los eyectores no tienen partes mecánicas en movimiento, son de sencilla operación manejando mezclas gaseosas, secas y húmedas, vapores no corrosivos y corrosivos, además inducen presiones absolutas o vacíos obtenidos sin variaciones muy por abajo de la presión atmosférica.

Generalmente se utiliza vapor con presiones entre 50 psig y 350 psig como fluido motriz. El vapor sobrecalentado ligeramente (5 a 15 °F) favorece el funcionamiento del eyector, un alto grado de sobrecalentamiento tiene el inconveniente de que el aumento de energía disponible por el aumento de temperatura se neutraliza por la disminución en la densidad del vapor y por lo tanto da resultados poco favorables. La presión de vapor motriz tiene gran importancia para el correcto funcionamiento de un eyector o sistema de vacío de

FIG.II.6



- ①.- VALVULA AISLAMIENTO EYECTOR ARRANQUE.
- ②.- VALVULA FLUIDO MOTRIZ EYECTOR ARRANQUE.
- ③.- EYECTOR DE ARRANQUE.
- ④.- VALVULA AISLAMIENTO SISTEMA DE VACIO
- ⑤.- VALVULAS FLUIDO MOTRIZ SISTEMA DE VACIO

varias etapas, es posible incrementar la capacidad de un eyector al utilizar vapor motriz a una presión mayor que la del diseño original.

En este caso el nivel de vacío a obtener es moderado debido a que los vapores se condensan con agua de enfriamiento a la temperatura ambiente y por lo tanto la presión de vapor del agua a esa temperatura impide obtener un vacío mayor. La limitación anterior se resuelve al instalar un eyector booster antes del condensador barométrico con el propósito de comprimir en el booster los vapores condensables y no condensables de baja presión a una presión mayor y así alimentarlos a la succión del condensador barométrico, en esta forma se aprovecha mejor el agua de enfriamiento. El término booster se aplica a eyectores de gran tamaño que manejan cargas fuertes de vapor y que descargan a una presión inferior a la atmosférica. Los boosters se utilizan muy frecuentemente en instalaciones de múltiple etapa, para alto vacío.

Los eyectores de vapor representan una gran alternativa de generación de vacío, además de esta característica es posible utilizarlos para transferir líquidos corrosivos sin limitación de temperatura, mezclar líquidos, proporcionar un sólido granular a una corriente líquida, calentar agua con vapor de escape a baja presión, comprimir vapor de baja presión a una mayor presión, etc.

Con los eyectores es posible obtener diferentes niveles de vacío a partir de una etapa simple, hasta el arreglo de 5 etapas. A partir del arreglo de dos etapas, los sistemas de vacío se diseñan en los tipos condensables y no condensables. Los primeros presentan un intercondensador entre los eyectores, lo que permite reducir el consumo de vapor motriz de los eyectores restantes, ya que éste retiene el vapor. Los no condensables se reconocen porque la descarga de la primera etapa se acopla directamente a la succión de la segunda etapa y así sucesivamente. Los tipos no condensables requieren equipo de mayor tamaño ya

FIG.II.7 PARTES DE UN EYECTOR.

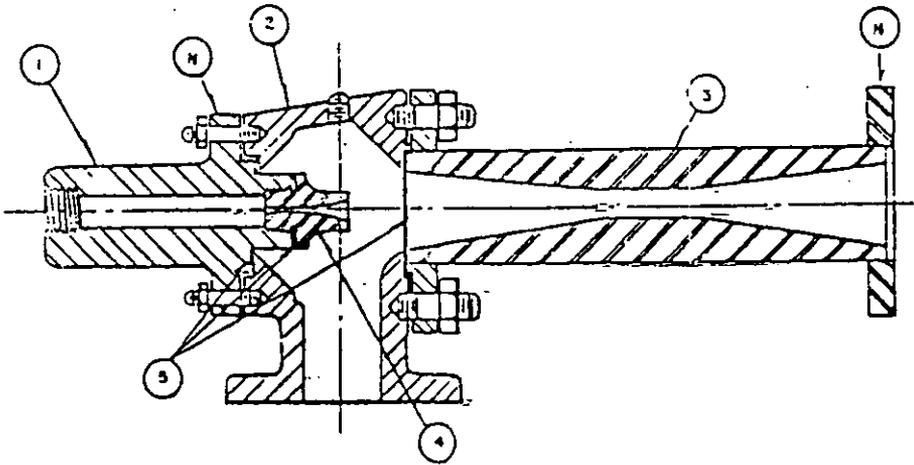
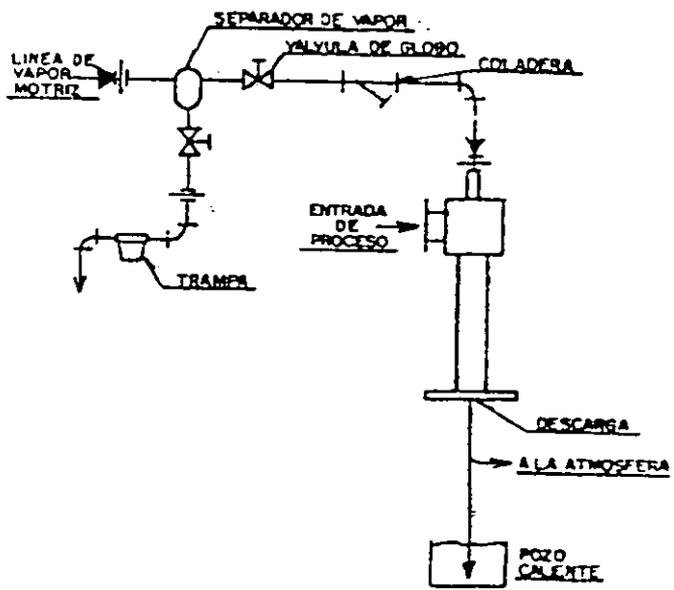


DIAGRAMA DE CONEXION DE ACCESORIOS PARA EYECTOR ETAPA SIMPLE



EYECTORES
LISTA DE PARTES

ETAPA	
EYECTOR	MODELO
No.	PORTE
1	CABEZA DE VAPOR
2	CABEZA DE SUCCION
3	DIFUSOR
4	TOBERA
5	EMPAQUE
6	NÚMERO DE SERIE

que el sistema se opera con cargas mayores y que su consumo de vapor motriz es mayor.

Los eyectores pueden fabricarse de tamaño pequeño ya que dependen de la velocidad supersónica para llevar a cabo su operación, además pueden manejar fácilmente fases que se expanden grandemente bajo condiciones de vacío. Es eficiente porque usa directamente la energía de vapor de elevada presión y elevada temperatura, en lugar de transferirla en forma mecánica. Posee una línea de vapor de alta presión, difusores y descargas.

Estos equipos pueden ser de dos tipos: de contacto directo (barométricos) y de contacto indirecto (de superficie). Utilizados en diámetros de tubería mínima, sus usos son diversos, por ejemplo para el enfriamiento de líquidos, productos químicos y alimentos. Su aplicación en la industria es amplia debido a que presenta menores problemas por no tener piezas móviles en el eyector, para la industria petrolera, puede controlar el contenido de H_2S y CO_2 a las especificaciones requeridas, aunque para su manejo se requiere de equipo especial y de gran espacio para su instalación.

II.3. SISTEMAS DE SEPARACION POR TRANSFERENCIA DE CALOR.⁽⁵⁾

Las ventajas que se obtienen cuando se utiliza un sistema de separación por transferencia de calor, en lugar de un sistema de separación común, son las siguientes:

a) Se obtiene un aceite más estable, con un proceso similar al de una destilación.

b) Se reduce el contenido de agua en el gas y por lo tanto, también disminuye el punto de condensación (rocío) del vapor de agua contenido en el gas.

El incremento en la recuperación de líquidos puede pagar en un corto tiempo el costo del equipo necesario.

El líquido descargado de la etapa de separación de baja presión, previa al tanque de almacenamiento, pasa por una serie de intercambiadores de calor⁽¹⁾ antes de entrar al separador. 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 dé en el tanque de almacenamiento. El vapor obtenido de la separación, después de disminuir la temperatura a un intercambiador de calor y de suministrársele la presión requerida, se integra a la corriente de gas descargada en la etapa de separación de baja presión.

Después de separarse el gas, aceite y agua en la etapa de baja presión, el aceite pasará por etapas de precalentamiento, donde se pretende alcanzar la temperatura requerida para lograr la estabilización del crudo. El calentamiento en esta tercera etapa de transferencia de calor, se logra haciendo pasar a contracorriente el gas caliente comprimido de alta presión, por intercambiadores de calor, posteriormente el aceite calentado entra a un separador de baja presión para separarse y estabilizarse a una PVR requerida (de 6 a 6.5 psia). El aceite aún con la temperatura elevada pasa a contracorriente por el intercambiador de calor 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 un intercambiador de calor y después a rectificación para ser reintegrados a la corriente de gas de baja presión y conducirse conjuntamente a la estación de compresión. Los condensados recuperados en las etapas de rectificación serán incorporados a su corriente correspondiente.

Una unidad de separación por transferencia de calor consiste de partes similares a un sistema de separación multietapa, la diferencia consiste en que el líquido descargado de la etapa de separación de baja presión, pasa por una serie de intercambiadores de calor antes de entrar al separador.

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

Se requiere además de equipo de conexión y de control adecuado como tuberías, válvulas, etc. En ocasiones se utiliza además un equipo de inyección de glicol para proteger al sistema de la formación de hidratos.

Descripción del equipo.

Sistema de calentamiento de crudo.

Horno de calentamiento.

Este equipo es utilizado para elevar la temperatura del aceite a estabilizar, haciéndolo pasar a través de él, y calentándolo por medio de gas combustible. Una vez elevada la temperatura del aceite, saldrá del horno de calentamiento para ser enviado a los cambiadores de calor que se describen a continuación.

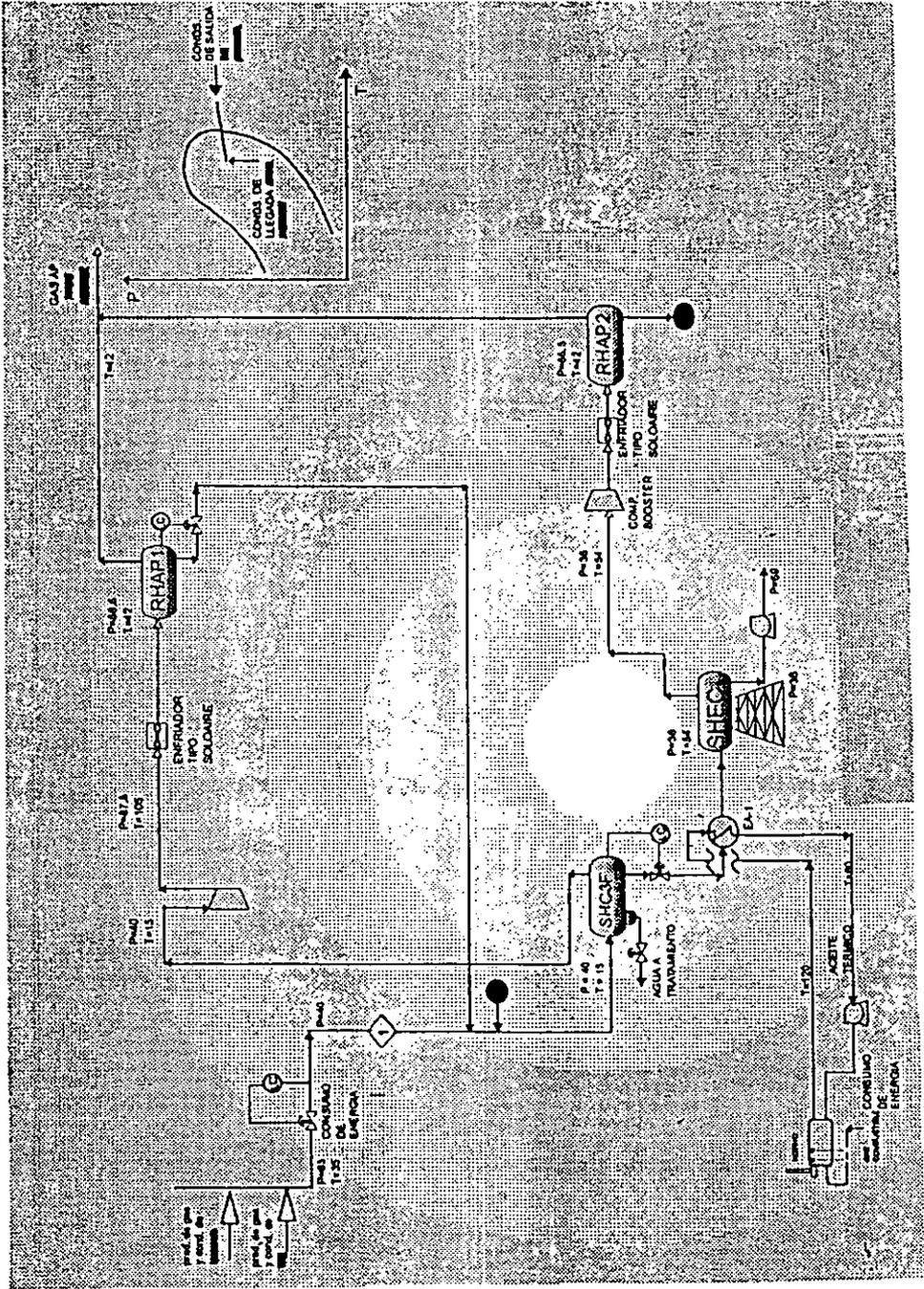


FIG. II. 8 ESTABILIZACION DE CRUDO POR TRANSFERENCIA DE CALOR.

Cambiador de calor.

Básicamente el cambiador de calor tiene dos funciones :

- a) La temperatura de la corriente de gas al entrar al serpentín del separador puede disminuir hasta 100°F. Sin embargo, es necesario abatirla todavía más, por lo que pasa a través del cambiador de calor; donde es enfriada por el gas que sale del separador.
- b) El gas frío que sale del separador de baja temperatura es calentado en el cambiador de calor. Con esto disminuye la posibilidad de la formación de hidratos en las líneas que transporten el gas.

A pesar de que este sistema de estabilización de petróleo crudo tiene una buena eficiencia de separación, además de requerir de espacios pequeños para su instalación y bajos costos de mantenimiento, su aplicación debe ser analizada detalladamente debido a que puede provocar otros problemas como: Incrustación de sales, tanto en tuberías como en los cambiadores de calor, altos contenidos de H₂S en el petróleo crudo, lo que daría problemas para su venta, además que el consumo de energía requerida para su aplicación es alto.

II.4.- ESTABILIZACION DE CRUDO CON UNIDAD TIPO TORRE DE DESTILACION.

Cuando se vaporiza parcialmente una mezcla líquida de dos o más componentes, y éstos tienen diferentes volatilidades; dicha diferencia puede ser la base para separar uno o varios componentes de la mezcla. Este método recibe el nombre de destilación cuando los componentes vaporizados se recuperan por condensación. Para que haya destilación, los componentes de la mezcla deben

tener diferentes temperaturas de ebullición y consecuentemente presiones de vapor diferentes.

La destilación es el método más usual para separar y purificar mezclas de líquidos. Existen diferentes equipos y métodos de destilación, los más usuales en la industria del petróleo son las llamadas torres o columnas de destilación.

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 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.

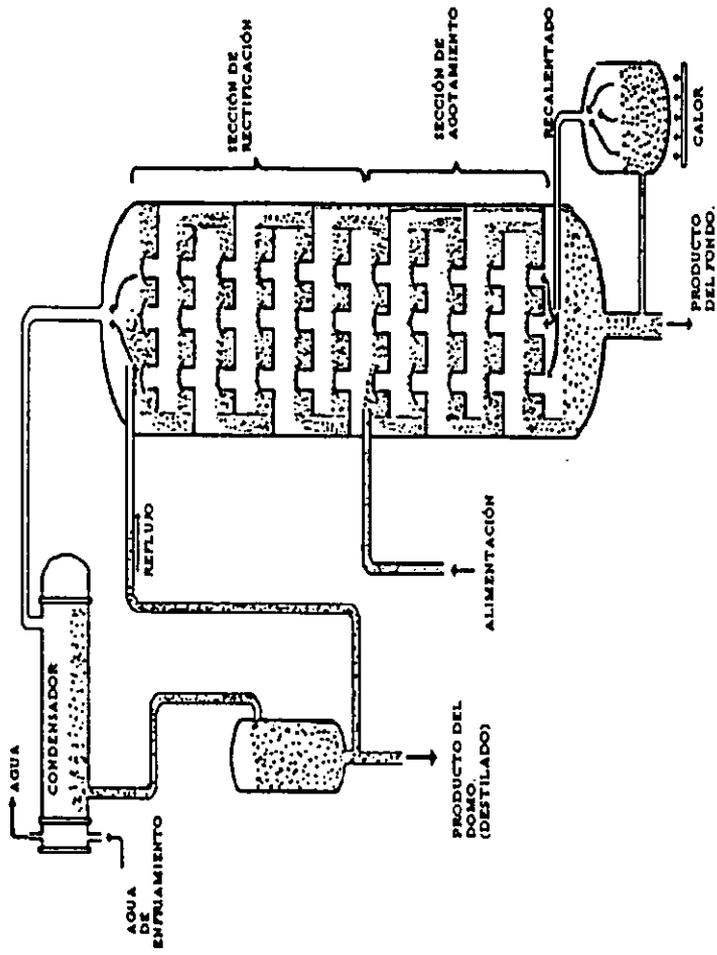
El vapor liberado en el fondo de la torre fluye hacia el domo en contraflujo, ayuda a evaporar los componentes ligeros del líquido, y se une al vapor liberado de la corriente de alimentación, para por último salir de la torre por su parte superior; posteriormente pasa por un condensador y es enfriado 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 acumulador de reflujo se desecha o se usa como combustible.

Descripción del equipo de destilación.

El equipo utilizado incluye :

- 1) Torre estabilizadora.
- 2) Cambiador de calor.
- 3) Condensador de reflujo.

FIG.II.9. ESQUEMA DE UNA TORRE DE ESTABILIZACIÓN



- 4) Enfriador de condensado.
- 5) Precalentador de pie.
- 6) Acumulador de reflujo.
- 7) Bomba de reflujo.

1) Torre estabilizadora.

La torre estabilizadora es una típica torre fraccionadora en la cual los componentes ligeros y pesados son segregados de la mezcla de hidrocarburos.

La sección de una torre ejecuta en una sola unidad la misma operación que 3 o 4 etapas de separación. Cada división o paso de separación de la torre, consiste en un entrepaño metálico llamado " plato o charola ". Cada plato esta compuesto de conductos verticales que se proyectan hacia arriba, llamados chimeneas o elevadores, y que están cubiertos por las cachuchas de burbujeo, los vertederos que mantienen el nivel de líquido en el plato, y las bajantes que permiten que el líquido fluya de un plato al inmediato inferior.

La función de cada elevador o chimenea, es permitir que los vapores asciendan de un plato a otro. La función de las cachuchas es permitir que los vapores calientes de un plato burbujeen en el líquido en ebullición contenido en el plato inmediato superior.

La carga o alimentación entra a la torre por la parte superior de la sección de agotamiento y por las bajantes desciende de plato en plato para finalmente entrar al recalentador donde se le aplica calor a la mezcla.

El calor aplicado vaporiza el líquido, y los vapores son regresados a la torre a la altura de la charola más baja por medio de los elevadores, el vapor burbujea a través de las cachuchas, haciendo que hierva y se vaporice parte del

líquido contenido en este plato. Del mismo modo, los vapores producidos en este plato suben al segundo plato, y los que salen de éste, ascienden al inmediato superior, provocando una vaporización parcial de líquido en cada plato.

Conforme los vapores ceden calor al líquido, las fracciones pesadas de estos se condensan de tal manera que a medida que ascienden, los vapores se irán desprendiendo de los componentes pesados y así, el líquido extraído por el fondo de la columna estará altamente concentrado en dichos componentes. Este producto podrá hacerse más puro, agregando platos a la sección de agotamiento de la torre.

La corriente de vapores que sale de la sección de agotamiento de la torre, es tan pura en componentes ligeros como el producto del fondo lo es en componentes pesados.

En algunas torres, en lugar de platos se usa un material llamado empaque para provocar el contacto entre los vapores y el líquido. El material del empaque puede ser cerámica, aleaciones de metales resistentes a la corrosión, u otra substancia que no pueda ser atacada por la mezcla que se está procesando.

Las torres empacadas proporcionan grandes áreas por donde los líquidos que descienden pueden hacer contacto con los vapores que suben. Torres de este tipo son eficientes cuando los vapores y el líquido hacen un contacto efectivo en toda el área de la torre. La eficiencia disminuye cuando el líquido o los vapores circulan por canales o áreas abiertas sin hacer contacto entre sí.

Si la carga contiene impurezas sólidas, éstas se depositan formando obstrucciones o incrustaciones en el empaque que también contribuye a disminuir la eficiencia de la torre.

Las torres empacadas no son muy apropiadas para procesar grandes volúmenes de carga, razón por la cual su uso es muy restringido.

En esencia la operación que se lleva a cabo en una torre de destilación o fraccionamiento, es un proceso de dos pasos: una corriente de vapores que asciende y una corriente de líquido que fluye hacia abajo. En cada plato de la torre se mantiene un nivel de líquido que hierve a una temperatura específica; el líquido al hervir mantiene la temperatura del plato.

El equipo accesorio de una torre de destilación consta de:⁽⁶⁾

- Número de platos, altura y diámetro de una torre.- Para una destilación eficiente deberá usarse el número correcto de platos y éstos deberán estar convenientemente espaciados. El espacio apropiado entre los platos evitará arrastre en los vapores ascendentes, que ocurren cuando las pequeñas gotas de líquido suspendido en los vapores, son elevados al plato inmediato superior.

- Cachuchas de burbujeo - Su función principal es permitir que el líquido y los vapores entren en íntimo contacto. Están diseñadas para permitir que los vapores burbujeen a través del líquido, con máxima eficiencia de contacto. La mayoría de las cachuchas de burbujeo son redondas y en la parte inferior tienen dientes o ranuras que permiten el paso de los vapores hacia el líquido hirviendo contenido en el plato.

- Elevadores o chimeneas - Son conductos verticales, generalmente cilíndricos, que permiten que los vapores de un plato asciendan hacia el plato inmediato superior. Cada elevador o chimenea se encuentra cubierto con una cachucha de burbujeo.

- Bajantes - Es un conducto a través del cual el líquido contenido en un plato, fluye hacia el plato inmediato inferior. La bajante proporciona un conducto descendente para el líquido o reflujo. Las bajantes de alimentación y de desalojamiento de un plato, se colocan de tal manera que el líquido es obligado a cruzar el plato antes de descender al inmediato inferior.

- Vertederos - Son pequeñas paredes o mamparas apoyadas de canto sobre el plato. Los vertederos son tanto de alimentación como de desalojamiento. Los vertederos son lugares de bloqueo, puesto que en ellos se detienen carbón, tornillos y otros materiales extraños que accidentalmente pudieran entrar a la torre.

- Pozos de extracción - La mayoría de los platos en la torre están nivelados, pero los platos en donde se hacen extracciones laterales tienen un desnivel al extremo o al centro del plato, que permite efectuar la extracción sin afectar la eficiencia del fraccionamiento. Este desnivel recibe el nombre de pozo de extracción o cubeta .

En el pozo de extracción o cubeta se acumula un poco de líquido que permite hacer un corte lateral. Esta corriente de líquido posteriormente será extraída hacia un agotador.

- Distribuidores de Reflujo - El reflujo es retornado a la torre por el plato del domo. Si no hay nada que distribuya uniformemente el reflujo a lo largo del plato, todo el líquido será derramado dentro de la torre en un mismo lugar, originando que el contacto entre los vapores y el líquido sea pobre. Algunas torres tienen accesorios que permiten distribuir uniformemente el reflujo sobre todo el plato del domo. Estos accesorios reciben el nombre de distribuidores de reflujo.

- Eliminadores de Niebla (Mallas) - Los arrastres ocurren cuando gotas de líquido suspendido en los vapores, son llevadas de un plato al siguiente, o al domo. Esto puede suprimirse colocando mallas donde el arrastre cause serios trastornos. Estas mallas reciben el nombre de eliminadores de niebla.

Las mallas están construidas de telas tejidas de alambre fino, de tal manera que los vapores puedan pasar fácilmente a través de la malla, pero no las gotas de líquido. Estas mallas deberán estar libres de materia extraña o suciedad, pues si se tapan impiden el paso de los vapores.

- Válvulas de Seguridad o de Relevo - Para proteger las torres si la presión de operación sobrepasa la presión normal, se instalan válvulas que entran en acción automáticamente al alcanzar la presión de relevo.

2) Cambiador de calor.

El cambiador de calor suministra el calor para la ebullición de los componentes ligeros de la mezcla de hidrocarburos. El tipo de calentador dependerá de la cantidad de calor que es transferido en la unidad.

3) Condensador de reflujo.

Enfría el gas de la tapa del estabilizador hasta la temperatura ambiente. El condensador puede ser tipo aereal, o puede ser tipo tubo enfriador con agua.

4) Enfriador de aceite.

Es usado para bajar la temperatura del condensado estable producido en el fondo de la torre hasta la temperatura ambiente. Usualmente es del mismo tipo que el condensador de reflujo.

5) Precalentador.

Es un cambiador de calor en el cual el calor producido en el fondo es transferido al pie de la corriente. Normalmente se usa un tubo en U tipo cambiador hecho de acero al carbón con tubos de acero.

6) Acumulador de reflujo.

Es usualmente un separador vertical que segrega la corriente, partiendo el reflujo de condensado en el gas y el líquido. El acumulador es hecho de acero al carbón bajo especificaciones.

7) Bomba de reflujo.

El hidrocarburo líquido que cae al fondo del acumulador de reflujo es bombeado al estabilizador con la bomba de reflujo. Esta es usualmente de tipo centrífuga manejada por un motor eléctrico.

Los estabilizadores son usados para remover componentes ligeros del condensado producido del gas, de pozos o del aceite crudo de densidad relativa de 0.8 (45°API). La alternativa de remover las fracciones ligeras es usar una o más estaciones de separación. El volumen de líquido de un estabilizador podrá ser más que una multietapa de separación. Una de las desventajas de la multietapa de separación es que al final de la estación de separación, usualmente

operada a una presión atmosférica, el gas producido de estas vasijas puede ser comprimido o usado para otros propósitos. El estabilizador operado a altas presiones así como el gas de éste puede fluir directamente al sistema de compresión.

La selección de un estabilizador o una multietapa de separación está basada en una comparación de costos y rentabilidad de los 2 sistemas. Un estabilizador usualmente es más costoso, pero sus resultados son un incremento del rendimiento del líquido producido. La aplicación de este equipo da buenos resultados al entregar un aceite bien estabilizado, eliminando el H₂S y el CO₂, y reduciendo mermas por evaporación de gas disuelto en el aceite en el tanque de almacenamiento. La desventaja que tiene este sistema de separación sobre los demás es su alto costo de inversión, que va a depender del volumen de aceite manejado por la torre, ya que a mayor volumen de aceite manejado, implica una torre de destilación de mayor dimensión, aumentando sus costos considerablemente. La instalación de este equipo es recomendable para el manejo de condensados, ya que el volumen a manejar es menor a comparación del aceite.

II.5 SISTEMA ULTRASONICO PARA LA ESTABILIZACION DE CRUDO.

El siguiente proceso a ser analizado corresponde a una nueva tecnología en desarrollo para obtener mejores resultados en la estabilización del crudo,⁽⁷⁾ los estudios de este tema se iniciaron desde 1988 con la búsqueda de soluciones a problemas de la industria petrolera aplicando la energía ultrasónica. Una de las primeras aplicaciones de la energía ultrasónica en México fue el desarrollo de la herramienta sonar SOMIP 1, cuyo objetivo alcanzado fue la medición de la geometría de cavidades minadas para el almacenamiento de hidrocarburos en domos salinos.

Para el año de 1993 se desarrolló en el IMP de la ciudad de México, un proyecto con el propósito de diseñar y construir dos herramientas de fondo sonar SOMIP II para determinar las dimensiones, forma y volumen de cavidades a través de tubería de revestimiento.

La experiencia en el desarrollo de estas herramientas ultrasónicas, ha permitido el desarrollo de nueva tecnología para aplicarla en la industria petrolera, desde la utilización de herramientas en registros geofísicos, la aplicación de esta energía para la elevación de fluidos en los pozos, y la estabilización del crudo.

Estabilización de crudo con la energía ultrasónica. ⁽⁷⁾

Actualmente, existen pérdidas sustanciales de hidrocarburos por vaporización durante su almacenamiento, al ser manejados superficialmente en refinerías, al cargar los buques-tanque para su exportación y durante su transporte a los lugares de destino. Para evitar estas pérdidas, es necesario estabilizar el crudo previamente, ajustando su presión de vapor, de modo que ésta sea menor que la presión atmosférica a la temperatura local máxima esperada. ⁽⁷⁾

Para resolver la problemática de evaporación de hidrocarburos, la aplicación de la energía ultrasónica se presenta como una herramienta de alto valor tecnológico, lo que podría redundar en grandes beneficios económicos como resultado de la recuperación de los hidrocarburos.

La aplicación de ondas de vibración ultrasónica en el petróleo permite liberar o separar el gas disuelto que contiene dicho petróleo. El grado de eficiencia de la liberación de gas, está en función de las propiedades fisico-químicas del líquido, tales como viscosidad, tensión superficial, tensión del vapor

saturado, densidad y contenido de gas. Por otra parte, los parámetros que determinarán la eficiencia del sistema ultrasónico, son la frecuencia de operación y la intensidad de la energía aplicada asociados con el equipo de suministro de potencia, sin olvidar que la presión y temperatura juegan un papel muy importante en la aplicación de esta nueva tecnología. ⁽⁷⁾

La aplicación de la energía ultrasónica obtuvo en los años de postguerra un intenso desarrollo, se aplicó extensamente en la construcción de maquinaria, en la metalurgia y en otras ramas de la industria. Con el paso del tiempo, se han encontrado con éxito nuevas e importantes aplicaciones de esta técnica, a:

- defectoscopia ultrasónica
- emulsificaciones
- soldadura de plásticos
- limpieza industrial
- homogeneización
- productos de efectos caloríficos
- desgasificación de líquidos

La capacidad de producir haces de vibración directas de gran enfoque y de concentrar alta energía ultrasónica hacen posible estas aplicaciones. La propagación de las ondas en un medio físico, puede considerarse como la excitación consecutiva de vibraciones en las partículas del medio con relación a la posición inicial de equilibrio, este proceso ondulatorio de baja frecuencia y alta potencia, conducen al surgimiento de nuevos fenómenos físicos, tales como la presión de radiación, flujos acústicos y el más importante conocido como cavitación.

La cavitación es el proceso fisico-químico que se utiliza cuando se excita con alta energía ultrasónica el petróleo crudo, de esta manera se busca generar burbujas de gas y vapor que se desprenderán del líquido, dando como resultado un menor valor de su presión de vapor. Para lograr este fenómeno, es de vital importancia contar con transductores ultrasónicos especialmente diseñados para estos fines; las características principales de estos transductores son el tipo de transductor, forma y material, frecuencia de operación y capacidad de potencia.

Se deben determinar los parámetros de diseño que permitan adquirir o mandar a fabricar transductores ultrasónicos apropiados para ser probados en laboratorio y campo con el fin de llevar a cabo la estabilización de crudo. Además de definir las características del transductor, se deben analizar las especificaciones técnicas del generador requerido para alimentar y controlar al transductor, dichas especificaciones son la frecuencia de operación, potencia requerida, temperatura de operación, materiales de construcción, acoplamiento con el transductor, sistema de retroalimentación, alimentación eléctrica y montaje.

Para la aplicación de este proceso de estabilización de crudo, tanto en las pruebas de diseño e instalación del equipo se tiene que obtener información general de las instalaciones de separación de hidrocarburos donde se aplicará, así como las características y volúmenes de los fluidos manejados. Toda esta información, será especialmente útil para establecer los criterios para la selección de las instalaciones idóneas para aplicar el sistema prototipo.

Es necesario realizar un muestreo de petróleo en una batería de separación, esto con la finalidad de experimentar en laboratorio la estabilización por medios ultrasónicos, haciendo las pruebas tanto para aceites ligeros y pesados.

Las pruebas hechas en laboratorio y la información general obtenida podrán ayudar a la selección y diseño de un equipo prototipo de campo, donde se podrá evaluar con mayor detalle la efectividad de la energía ultrasónica para la estabilización del petróleo crudo. Para finalizar, se debe recordar que esta tecnología se está desarrollando desde hace poco tiempo, por lo que los resultados y su dominio no son totalmente controlados. Se deben seguir haciendo pruebas para conocer ampliamente la utilidad que podrá tener este proceso en un futuro, reduciendo así, la incertidumbre de su aplicación.

REFERENCIAS:

- (1) HERNANDEZ ROJAS G. Y CABELLO MARTINEZ L., COMPARACION DE METODOS DE ESTABILIZACION DE ACEITE CRUDO MEDIANTE SIMULACION COMPOSICIONAL, TESIS DE LICENCIATURA, FI, UNAM, MEXICO D.F., 1995.
- (2) GOMEZ CABRERA J., APUNTES DE MANEJO DE LA PRODUCCION EN SUPERFICIE, F.I., UNAM, MEXICO, D.F., 1997.
- (3) WARD ROSEN, MANUAL P-12 "STABILIZING CRUDE OIL AND CONDENSATE", EDIT: PLP, HOUSTON, TEXAS.
- (4) CLAVEL LOPEZ J., PRESENTACION PARA PEMEX DEL SISTEMA DE PROCESO AL VACIO, IMP, MEXICO D.F.
- (5) CLAVEL LOPEZ J. Y HERNANDEZ ROJAS G., " SIMULACION Y ANALISIS DE METODOS DE ESTABILIZACION DEL PETROLEO CRUDO", IMP, MEXICO D.F., 1996.
- (6) IMP, MANUAL DE OPERACION DE TORRES DE DESTILACION, MEXICO D.F.
- (7) PERAFAN DEL VALLE M., " SISTEMA ULTRASONICO PARA ESTABILIZACION DE CRUDO", IMP, MEXICO D.F., 1998.



CAPÍTULO III
ESQUEMA ACTUAL DE PRODUCCIÓN
DE ACEITE LIGERO EN UNA CENTRAL
DE PROCESO Y DISTRIBUCIÓN

CAPITULO III

ESQUEMA ACTUAL DE PRODUCCION DE ACEITE LIGERO EN UNA CENTRAL DE PROCESO Y DISTRIBUCION

En este capítulo, se hace referencia al esquema de producción que se tiene en la mayoría de las centrales de proceso y distribución. Este esquema se utilizará como base para comparar las opciones que se propondrán en el siguiente capítulo con el fin de evaluar la factibilidad de éstas.

Para fines prácticos, la información utilizada y los esquemas de producción fueron obtenidos de campos petroleros reales, los cuales tienen la problemática de no contar con un proceso adecuado de estabilización de crudo y que requieren de una optimización del mismo.

III.1 PRODUCCION DE CRUDO LIGERO.

De las Centrales de Separación se obtienen producciones de crudo ligero y pesado; la producción de crudo ligero, es obtenida de las centrales de separación A, B y C.

La totalidad de la producción de las centrales de separación, se envían comúnmente a una central de proceso y distribución, en donde se almacena y bombea para exportación o a una estación de bombeo, la cual distribuye el crudo a distintos puntos como lo son las refinerías y las plantas petroquímicas.

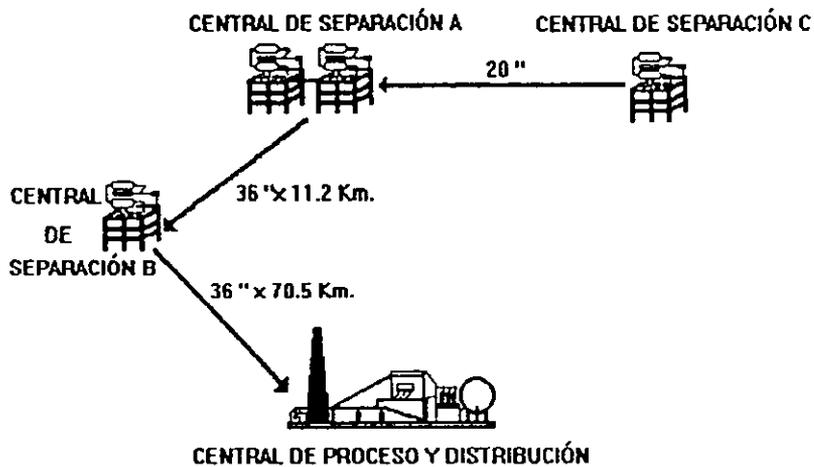


FIG.III. 1

ESQUEMA GENERAL DEL MANEJO DE LA PRODUCCIÓN DE ACEITE LIGERO

III.2 DESCRIPCION DEL MANEJO DE LA PRODUCCION EN LAS CENTRALES DE SEPARACION.

Central de Separación A.

El proceso de separación y compresión en esta central es similar a los procesos en las centrales B y C, por lo cual solamente será descrito en una sola ocasión. Estas centrales manejan crudo ligero cuya calidad es de 32 °API aproximadamente, con una producción total de 555,460 BPD @ c.s., 440.675 MMPCD @ c.s. de gas y 17,022 BPD @ condiciones de flujo de condensado. El condensado es reinyectado a la corriente de gas para ser enviado a una estación de compresión para su separación; debido a que en la central no se maneja por separado el flujo de condensado, éste se separa en la estación de compresión, derivado del enfriamiento del gas durante su transporte, además de provocarse el efecto Joule-Thomson al reducir bruscamente la presión del gas de 882.28 lb/pg² a 640.4 lb/pg² en válvulas de expansión isoentálpicas. El condensado es enviado a un complejo petroquímico, después de ajustar su presión de vapor.

Esta central cuenta con dos etapas de separación y el gas de baja presión producido se comprime y se envía a la estación de compresión, mientras que el aceite se envía a la central de proceso y distribución para ser estabilizado.

En el proceso esquematizado se considera que toda la producción de la central de separación A, entra a un mismo separador. En la figura III.2, se muestra el diagrama de flujo del proceso en la central de separación A; en éste, se puede identificar cada una de las corrientes obtenidas en el proceso para la situación actual.

Manejo de aceite.

La producción de aceite proveniente de los pozos, llega a un separador horizontal (SH1), el cual opera a una presión de 142.68 lb/pg² y a una temperatura de 147 °F, el crudo descargado de este separador (corriente 2), se envía al separador de la segunda etapa (SH2) que opera a 82.25 lb/pg² y 141.80 °F, posteriormente el aceite descargado (corriente 7), se cuantifica y se bombea a la estación de rebombeo para ser enviado a la central de proceso y distribución para su estabilización.

El crudo arrastrado por la corriente de gas descargado del separador de la primera etapa, es separado en el rectificador (REC1a) e incorporado a la carga del separador de la segunda etapa (corriente 4), mientras que el crudo arrastrado por el gas de la segunda etapa (corriente 9), es separado en el rectificador (REC2a) e integrado a la corriente de crudo a la descarga del separador de la segunda etapa (corriente 2), para ser enviado conjuntamente a la central de proceso.

Manejo de gas.

El gas obtenido en la descarga del SH1 (corriente 3) se envía a un rectificador (REC1a), el cual opera a una presión de 127.03 lb/pg² y una temperatura de 141.80 °F, donde se separa el aceite arrastrado; el gas descargado (corriente 5) se cuantifica y es enviado al Scruber1 en la plataforma de compresión (corriente 6), mientras que el gas descargado del SH2 (corriente 8) se envía al rectificador (REC2a), que opera a 50.25 lb/pg² y 141.80 °F, posteriormente este gas se comprime (corriente 10) y se enfría para entrar al rectificador de vapores (Rvap) a una presión de 92.9 lb/pg² y 156.2 °F, los vapores descargados de este rectificador (corriente 12) se cuantifican y se integran a la corriente de gas de baja presión enviada a la estación de compresión (corriente 13).

La producción total de gas entra al Scruber 1 a una presión de 75 lb/pg² y una temperatura de 140 °F, el gas descargado de este recipiente (corriente 19), entra a un paquete de compresión (primer paso), luego se enfría y se envía al rectificador R1aEc, el cual opera a 242.2 lb/pg² y 122 °F, el gas descargado de este rectificador (corriente 21), entra a un segundo paso de compresión y se vuelve a enfriar para entrar al rectificador (R2aEc) a una presión de 995.0 lb/pg² y una temperatura de 122 °F, el gas descargado se envía a la estación de compresión (corriente 24).

En la estación de compresión la producción llega al separador SVCAP a una presión de 583.5 lb/pg² y 66.2 °F, el gas descargado (corriente 26), se manda al Scruber 2 para ser rectificado a una presión de 569.28 lb/pg² y una temperatura de 66.20 °F, a esta corriente se incorporan los vapores obtenidos de la trampa neumática de condensados TNC (corriente 33), posteriormente el gas descargado (corriente 28), se comprime y se enfría para ser enviado al rectificador RCA que opera a 1123.90 lb/pg² y 122 °F, se descarga (corriente 30) y se cuantifica, para ser transportado (corriente 31).

Manejo de condensado.

Los condensados obtenidos en el rectificador de vapores Rvap y en el "Scruber 1", se integran a la carga de crudo del separador de la segunda etapa (corriente 11 y 18 respectivamente), mientras que los condensados obtenidos a la descarga de los rectificadores R1aEc y R2aEc (corrientes 20 y 22 respectivamente), se integran a la corriente de gas comprimido (corriente 24).

En la estación de compresión los condensados obtenidos en la descarga del separador SVCAP (corriente 25) y en el Scruber2 (corriente 27), se envían a la trampa TBC, los cuales son previamente integrados a la corriente 25, posteriormente se descarga del TBC (corriente 32), y los condensados obtenidos

del rectificador RCA (corriente 29), se integran a los descargados del RBC y se cuantifican conjuntamente para ser bombeados (corriente 34).

Central de Separación B.

En esta central se tiene un proceso de separación y compresión similar al de la central A, a excepción de las condiciones de operación de presión y temperatura. En esta sección, no se mencionará el tratamiento que recibe el gas y condensado, por ser el mismo que el descrito anteriormente.

En la central de separación B, se maneja crudo ligero con una densidad promedio de 42 °API, una producción de 241,020 BPD, una producción de gas de 260.280 MMPCD, este último es enviado a la estación de compresión para su separación y transporte, la producción de condensados es de 13,966 BPD y se integra a la corriente de gas para ser enviado a dicha estación.

En la estación de compresión se obtiene una producción de 240.570 MMPCD de gas, y 25,392 BPD de condensado que se envía a un complejo petroquímico.

Manejo de aceite.

La producción de aceite proveniente de los pozos, llega a un separador horizontal, el cual opera a una presión de 114.1 lb/pg² y una temperatura de 180.5 °F, el crudo descargado de este separador, es enviado al separador de segunda etapa que opera a 57.36 lb/pg² y 169 °F, posteriormente el aceite descargado, se cuantifica y se circula a la estación de rebombeo para ser enviado a la central de proceso y distribución para su estabilización.

El crudo arrastrado por el gas descargado de la primera etapa, es separado en el rectificador, e incorporado a la carga de la segunda etapa,

mientras que el crudo arrastrado por el gas de la segunda etapa, es removido en el rectificador e integrado a la corriente del crudo a la descarga del separador de la segunda etapa, para ser enviado conjuntamente a la central de proceso.

Manejo del gas.

El gas obtenido en la descarga del separador, es enviado a un rectificador, el cual opera a una presión de 110.7 lb/pg² y una temperatura de 169 °F, donde se separa el aceite arrastrado. El gas descargado se envía al Scruber en la estación de compresión, mientras que el gas descargado del separador llega al rectificador, el cual opera a 85.8 lb/pg² y 149 °F; posteriormente, el gas se comprime y se enfría para hacerse pasar a través de un rectificador a una presión de 85.8 lb/pg² y una temperatura de 165 °F; los vapores descargados de este rectificador se mandan a la corriente de gas de baja presión que se envía a la estación de compresión.

Manejo de condensados.

Los condensados obtenidos tanto en el rectificador y como en el Scruber, se integran a la carga de crudo del separador de la segunda etapa, mientras que los condensados obtenidos en la descarga de los rectificadores se integran a la corriente de gas.

Central de Separación C.

En la central de separación C actualmente se maneja una producción de aceite de 130,200 BPD, la cual es enviada a la central de proceso y distribución para su estabilización. El volumen producido de gas (22.252 MMPCD), se envía a la estación de compresión para su separación y transporte. El flujo de condensados es de 760 BPD, los cuales son incorporados y enviados simultáneamente con la corriente de gas.

Se procesa crudo ligero de 33 °API aproximadamente; en esta central se operan dos etapas de separación y conjuntamente se envían sus vapores y el gas de baja presión a compresión, para después procesarlos junto con el condensado, por otra parte el crudo ligero se envía a la central de proceso y distribución, el cual junto con la producción obtenida de las centrales de separación A y B se estabilizan.

Manejo de aceite.

El crudo ligero producido, al pasar por la primera etapa entra a un separador horizontal a una presión de 92.91 lb/pg² y una temperatura de 159.26 °F, el aceite descargado es enviado a una segunda etapa de separación, a un separador horizontal que opera a una presión de 36.03 lb/pg² y 157 °F de temperatura, el crudo descargado en esta etapa, es enviado para su estabilización a la central de proceso, el aceite arrastrado por el gas en la primera etapa, es recuperado en un rectificador e integrado a la carga del crudo en la segunda etapa, el aceite recuperado en la segunda etapa mediante el rectificador, es incorporado al crudo descargado de la segunda etapa, para ser cuantificado y enviado simultáneamente a la central de proceso y distribución.

Manejo del gas.

El gas descargado del separador en la primera etapa, es rectificado a una presión de 90.06 lb/pg² y una temperatura de 155.3 °F, y descargado al rectificador ubicado en la central, después de haber sido cuantificado.

El gas descargado de la segunda etapa, es enviado al rectificador que opera a una presión de 33.19 lb/pg² y 156 °F de temperatura, el gas y vapores descargados se cuantifican y se envían a un recuperador de vapores, para entrar a un módulo de compresión de dos pasos; en el primero, los vapores se

comprimen y se enfrían para entrar a un rectificador que opera a una presión de 25.7 lb/pg² y una temperatura de 122 °F, posteriormente los vapores descargados se comprimen y enfrían en un segundo paso, para ser descargados a un rectificador que opera a una presión de 58.7 lb/pg² y una temperatura de 104 °F, los vapores descargados, son integrados a la corriente de gas de baja presión que se envía a compresión, y entran al rectificador que opera a 64.4 lb/pg² y 140 °F, el gas descargado es comprimido y enfriado para entrar a un rectificador que opera a 242.2 lb/pg² y 122 °F, posteriormente, el gas entra a un segundo paso de compresión y se enfría para entrar al rectificador que opera a una presión de 995.9 lb/pg² y 122 °F, el gas que sale, se cuantifica y se envía a la estación de compresión.

Manejo del condensado.

Los condensados obtenidos en la recuperadora de vapores del rectificador, así como los del rectificador, se bombean conjuntamente.

En la estación de compresión, los condensados descargados del rectificador, se envían al separador de condensados para ser cuantificados, los condensados obtenidos del rectificador, se integran con los del separador y conjuntamente son bombeados para su procesamiento, las presiones y temperaturas de las corrientes de condensados, se señalarán en la descripción del manejo de gas.

TABLA III.1.- Flujo de aceite, gas y condensado producido en cada central de separación.

CENTRAL	qo (BPD)	qg (MMPCD)	qc (BPD)
A	555,460.00	440.67	17,022.00
B	241,020.00	260.28	13,966.00
C	65,000.00	22.25	760.00
TOTAL	861,980.00	723.20	31,748.00

III.3.- CENTRAL DE PROCESO Y DISTRIBUCION.

El petróleo crudo manejado en la central de proceso y distribución se hace llegar por medio de cuatro oleoductos de 36 pg. de diámetro.

Los vapores obtenidos del proceso de estabilización se someten a un sistema de compresión, que envía dicho gas y el condensado reinyectado a través de un gasoducto de 36 pg de diámetro y 44 km. de longitud hacia la batería, donde se somete nuevamente a separación y compresión, para enviarlo finalmente al complejo petroquímico.

La simulación de flujo del proceso en la central de proceso y distribución, se llevo a cabo utilizando el simulador de comportamiento de fases CMG-PROP; mediante éste se efectuaron cálculos de balance de materia, recombinaciones, caracterización de la fracción pesada y análisis del proceso entre otros aspectos.

La manera de realizar la simulación del proceso descrito anteriormente abarca desde la determinación de la composición de una mezcla de aceite, la determinación de la composición de la mezcla de hidrocarburos a condiciones de presión y temperatura de separación, esto, al realizar un proceso iterativo en los

cálculos flash, para posteriormente hacer una recombinación de la mezcla resultante y encontrar la composición de la mezcla (alimentación) que llega a la central de proceso y distribución.

Cabe mencionar que inicialmente para llevar a cabo la simulación del proceso, se tomaron en cuenta las composiciones del gas y líquido disponibles para obtener la composición de alimentación al sistema, y reproducir las variables medidas y obtenidas como dato (PM, °API y RGA), inicialmente se llevó a cabo la recombinación de las corrientes descargadas en la primera etapa de separación.

Con la obtención de la corriente de alimentación y la reproducción de las variables medidas, se llevó a cabo la simulación de flujo del proceso, en donde se obtuvo la composición de cada corriente manejada, flujos molares, flujos volumétricos, algunas propiedades de los fluidos y otras variables de interés para cada una de las corrientes obtenidas en los procesos de la central de proceso y distribución.

Inicialmente se procedió a realizar la simulación para el manejo de aceite y gas en la central de proceso y distribución para las condiciones actuales de producción en plataformas.

En la descripción del manejo de la producción, en el caso de la central de proceso y distribución, se describe el proceso actual de manera detallada. Para el estudio de la situación actual que se muestra a continuación, se realizaron varias simplificaciones. Para fines prácticos se consideró que el proceso simulado en la central de separación A es similar al de las centrales B y C, por lo que el análisis se redujo únicamente a la simulación de la situación actual del proceso de estabilización en la central de separación A, considerando la producción total de ambos complejos.

En esta central de proceso se estabiliza el crudo ligero obtenido de las centrales estudiadas y mencionadas con anterioridad. Se encuentran instalados 8 separadores elevados de los cuales del 1 al 4 manejan crudo pesado y del 5 al 8 el aceite ligero.

Inicialmente se llevó a cabo la simulación de proceso para el crudo ligero, la composición de la alimentación se obtuvo de la recombinación de las composiciones de las corrientes obtenidas de la central de separación A, B y C.

La producción total de crudo ligero que alimenta a esta terminal es de 861,480 BPD, los cuales provienen de:

TABLA III.2.- PRODUCCIÓN TOTAL DE CRUDO LIGERO.

CENTRAL A	555,460 BPD
CENTRAL B	241,020 BPD
CENTRAL C	65,000 BPD

El flujo actual de gas a baja presión producido en la central de proceso, operando los separadores elevados a 16.2 psia y 140 °F, es de 23.740 MMPCD, sumado con el producido en la estación de compresión, se tiene un flujo total de 699.820 MMPCD de gas, para el caso de los vapores liberados en los tanques de almacenamiento a condiciones estándar se tiene una emanación de 0.535697 MMPCD a la atmósfera, esta emisión de gases refleja en gran medida la inestabilidad del crudo y el volumen de gas disuelto a condiciones estándar, lo que representa riesgos de operación en los tanques de almacenamiento y daños al hombre y el medio ambiente, principalmente a los operadores que se encargan de realizar las actividades de medición en los tanques, ya que se exponen directamente a la inhalación del H₂S contenido en los vapores. El flujo de aceite obtenido después del proceso de estabilización es aproximadamente de 848,184 BPD @ C.S.

Manejo del aceite.

La estabilización del crudo ligero se lleva a cabo mediante la operación de separadores elevados, los cuales operan a 16.2 psia y a 16.5 psia para el aceite pesado, el aceite descargado es mandado por bombas de trasiego a los tanques atmosféricos para ser almacenado y posteriormente comercializado, mientras que los vapores producidos en los recipientes elevados se recuperan y comprimen.

En la figura III.3 se muestra el diagrama de flujo del proceso actual en la central de proceso y distribución, en el cual se identifican cada una de las corrientes producidas.

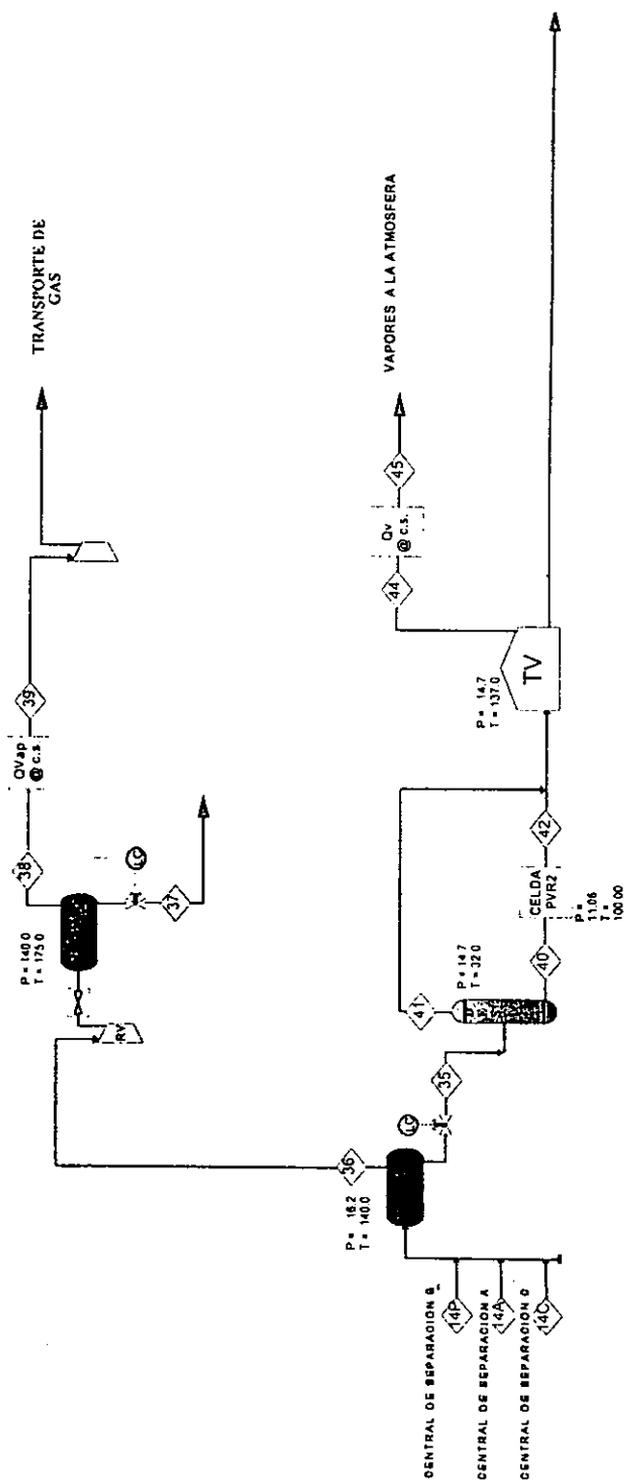
La producción correspondiente al crudo ligero, proviene de las centrales de separación A, B y C (corrientes 14P, 14A y 14C respectivamente), y entra a los separadores elevados que operan a una presión de 1.5 psi (16.2 psia), el crudo descargado (corriente 35), es almacenado en tanques atmosféricos de techo fijo para posteriormente ser bombeados (corriente 46).

Manejo del gas.

Los vapores obtenidos de los separadores elevados (corriente 36), son enviados a un recuperador de vapor, posteriormente se enfrían para obtener condensados y separarlos en el RECVAP que opera a una presión de 140.0 psia y una temperatura de 175 °F, los vapores descargados (corriente 38), se cuantifican (corriente 39) y se comprimen. Actualmente no se tiene producción de condensados en esta instalación (corriente 37). Los gases y vapores liberados en el tanque de almacenamiento son venteados a la atmósfera vía válvulas de venteo, originando:

- Daños al ambiente.
- Riesgos al personal operativo.

Fig. III.3 .- PROCESO ACTUAL DEL CRUDO LIGERO EN LA CENTRAL DE PROCESO Y DISTRIBUCIÓN.



P (lb/seg² abs)
T (°F)

- Corrosión en el equipo y
- Mermas en el crudo.

III.4. ANALISIS ECONOMICO DE LA SITUACION ACTUAL (CASO BASE).

Para el análisis económico, se considera para fines del trabajo que no se tendrá variación en la producción de los pozos, y que las variables se mantendrán constantes.

Debido a la situación actual económica del país y su constante variación, se decidió realizar el análisis de mercado en dólares (USD) con el fin de lograr mantener la vigencia del estudio por más tiempo.

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

$$\Delta F = F_{\text{alt}} - F_{\text{CB}}$$

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

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

Obteniéndose el Tri cuando se cumple la siguiente condición:

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

Tri= t

También se determina la TIR que es:

$$TIR = R$$

Cuando:

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

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

Índice de utilidad de la inversión:

$$VPN / VPI$$

Lo anterior es calculado por medio del programa de cómputo ECONOPET, considerando $i=10\%$, $n=15$ años, tipo de cambio a \$ 8.0=1 USD.

Ingresos del caso base.

Los ingresos que se tienen por concepto de la comercialización de la producción se muestran en la tabla III.3.

TABLA III.3 .- Ingresos por concepto de la comercialización de la producción para el caso base.

PRODUCTO	FLUJO	PRECIO	INGRESOS (MMUSD POR AÑO)
ACEITE qo @ c.s. (BPD)	848,184.00	16.35 (USD/ BI)	5,061.75
GAS qg @c.s. (MMPCD)	79.44	1,144.1 (USD/ MMPCDS)	33.17
CONDENSADOS qcond @c.s. (BPD)	25,575.11	23.00 (USD/ BI)	214.70
INGRESO ANUAL TOTAL			5,309.62

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

- El precio del crudo corresponde al crudo istmo.
- El precio del condensado es exageradamente menor que el correspondiente al crudo.

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

$$\begin{aligned}
 I_{\text{CASO BASE}} &= I_{\text{BRUTO TOTAL}} \times (1 - 0.608) \\
 &= 5,309.62 \times (1 - 0.608) \\
 &= 2,081.37 \text{ (MMUSD/ año)}
 \end{aligned}$$

Cabe señalar que adicionalmente al derecho sobre hidrocarburo aplicado anteriormente, se aplican los derechos sobre la extracción de hidrocarburos (52.3%), derecho extraordinario sobre la extracción del 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.

Egresos del caso base.

Los egresos se obtienen por medio de la siguiente ecuación, mostrándose los resultados en la tabla III.4:

$$E_{CB} = C_{OP} + C_{MTTO}.$$

donde:

E_{CB} = egresos del caso base.

C_{OP} = costos de operación.

C_{MTTO} =costos de mantenimiento

TABLA III.4.- Costos de operación y mantenimiento.

		CONCEPTO	CONSUMO UNITARIO	COSTO UNITARIO	COSTO TOTAL (MMUSD/AÑO)
C P	OPERACIÓN	CONSUMO DE ENERGIA ELEC. P/MOTOCOMP. (5)	5.0 MMPCD/MOD.	2,443.16 (USD/MMPC)	4.459
		CONSUMO DE ENERGIA ELEC. P/MOTOCOMP. BOSTER (2)	15.00 MMPCD/BOSTER	4,886.8 (USD/MMPC)	3.567
		CONSUMO DE ENERGIA ELEC. P/ EQ. BOMBEO (18).	0.36 MMPCD/TURBOBOMBA	1,343.4 (USD/MMPC)	3.177
		SUBTOTAL			11.203
		D	MANTENIMIENTO	MOTOCOMP. (5)	-----
BOSTER (2)	-----			0.093 (MMUSD/AÑO)	0.093
MOTOBOMBAS (18)	-----			0.0798 (MMUSD/AÑO)	1.4364
SEPARADORES Y RECT. (8)	-----			0.065 (MMUSD/SEP.)	0.52
SUBTOTAL					2.4808
	TOTAL			13.683	

De las tablas anteriores se tiene que los egresos actuales totales considerados en el estudio de la estabilización del crudo en la central de proceso y distribución, son de:

$$E_{act_{TOT}} = 13.683 \text{ MMUSD/AÑO}$$

Considerando de que se está haciendo el análisis del caso base, se hará referencia sólo a los ingresos y los egresos actuales; en el análisis antes presentado sólo se consideran los costos que influyen directamente en el manejo del crudo, además que de esta manera facilitamos el análisis económico. En las tablas III.5 Y III.6 se muestra de manera detallada el comportamiento económico del caso base (situación actual) con respecto al tiempo.

Comportamiento económico del caso base.

El comportamiento económico de este caso se muestra en la tabla III.7, en donde se presentan los ingresos netos, egresos y flujo de efectivo respecto al tiempo.

TABLA III.5 - Ingresos del caso base.

CONCEPTO/AÑO	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16
Q ₀ (MBPD)	848 154	817,1	761,8	696,5	658,2	612,8	681,4	702,2	679,6	646,9	611,4	557,2	522,8	474,9	398	353,2
INGRESOS ANUALES (MMUSD)	5 061,75	4 876,24	4 548,23	4 156,53	3 927,97	3 657,03	4 066,42	4 190,55	4 055,68	3 860,53	3 648,66	3 375,23	3 119,93	2 834,08	2 375,16	2 107,90
Q ₀ (MMPCD)	79,44	76,52	71,34	65,22	61,64	57,38	63,81	65,76	63,64	60,56	57,25	52,18	48,96	44,47	37,27	33,07
INGRESOS ANUALES (MMUSD)	33,17	31,95	29,79	27,23	25,74	23,96	26,64	27,46	26,57	25,29	23,9	21,79	20,44	18,57	15,56	13,8
Q ₀ (BPD)	25 575,11	24 676	23 008,36	21 034,30	19 877,64	18 508,56	20 578,28	21 206,44	20 523,92	19 536,48	18 464,28	16 827,40	15 768,50	14 341,96	12 019,60	10 666,64
INGRESOS ANUALES (MMUSD)	214,7	207,15	193,3	176,58	166,87	155,36	172,75	178,02	172,29	164	155	141,26	132,34	120,4	100,9	89,54
INGRESO BRUTO ANUAL (MMUSD)	5 308,82	5 115,34	4 769,15	4 360,34	4 120,58	3 896,35	4 265,81	4 396,03	4 254,54	4 049,88	3 827,58	3 518,67	3 272,91	2 973,05	2 491,63	2 211,14
INGRESO NETO ANUAL (MMUSD)	2 081,37	2 005,21	1889,5	1 709,25	1 615,26	1 503,84	1 672,19	1 723,24	1 667,71	1 587,55	1 500,41	1 379,31	1 282,98	1 165,43	976,71	866,76

TABLA III.6.- Egresos del caso base.

CONCEPTO/AÑO	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	TOTAL (MMUSD)
PRODUCCIÓN DE ACEITE	848,184	817,1	761,8	696,5	656,2	612,6	681,4	702,2	679,6	646,9	611,4	557,2	522,8	474,9	368	353,2	
COSTO DE OP. (MMUSD)	11,203	10,78	10,06	9,19	8,69	8,09	9,06	9,27	6,97	8,54	8,07	7,35	6,9	6,27	5,25	6,91	134,58
COSTO MANTO (MMUSD)	2,46	2,38	2,22	2,03	1,92	1,79	1,99	2,05	1,98	1,89	1,78	1,82	1,52	1,39	1,18	1,03	29,22
EGRESOS TOTALES(MMUSD)	13,88	13,18	12,28	11,23	10,61	9,88	10,99	11,32	10,96	10,43	9,86	8,98	8,43	7,66	6,42	5,69	163,80
COSTO DE INV. (MMUSD)	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
COSTO TOTAL (MMUSD)	13,88	13,18	12,28	11,23	10,61	9,88	10,99	11,32	10,96	10,43	9,86	8,98	8,43	7,66	6,42	5,69	163,80

TABLA III.7. Comportamiento económico del caso base.

ANOS	Caso base INGRESOS (MMUSD)	Caso base EGRESOS (MMUSD)	Caso base FLUJO DE EFECTIVO (MMUSD)
1	2081.37	13.68	2067.69
2	2005.21	13.18	1992.03
3	1869.5	12.28	1857.22
4	1709.25	11.23	1698.02
5	1615.26	10.61	1604.65
6	1503.84	9.88	1493.96
7	1672.19	10.99	1661.20
8	1723.24	11.32	1711.92
9	1667.77	10.96	1656.81
10	1587.55	10.43	1577.12
11	1500.41	9.86	1490.55
12	1379.31	8.98	1370.33
13	1282.98	8.43	1272.55
14	1165.43	8.66	1157.77
15	976.71	6.42	970.29
TOTAL	23740.02	155.91	23532.11

III.5. SIMULACION DEL PROCESO ACTUAL DE LA CENTRAL DE PROCESO Y DISTRIBUCION.

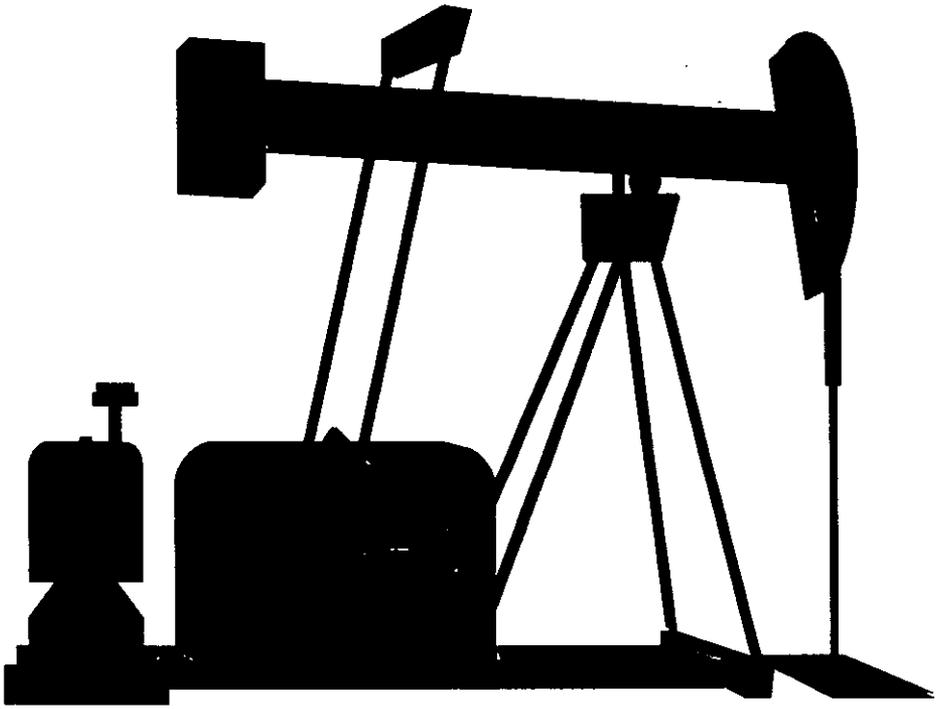
Para realizar una comparación de los diferentes procesos para la estabilización del petróleo crudo, se estableció un caso base de referencia en el cual se describe el manejo integral de la producción obtenida (aceite, gas y condensado), que fue descrito en este capítulo.

Para la simulación del proceso actual, se utilizó el modelo de comportamiento de fases CMG-PROP; del cual se muestran los resultados obtenidos en el anexo A del presente trabajo.

Con respecto a la situación actual de la central de proceso y distribución, podemos decir que estas instalaciones no cuentan con el equipo adecuado y necesario como para poder estabilizar óptimamente los volúmenes de crudo que llegan a esta; por lo que se incrementan las pérdidas económicas debido directamente a la calidad del crudo que se trata de estabilizar, como ejemplo real de esto es la concentración de gas sulfhídrico en el crudo, la cual se trata de disminuir al máximo debido a los graves problemas que puede acarrear, y esto sólo se puede lograr con un método adecuado de estabilización de crudo.

Con el método de estabilización usado hasta el momento en la central de proceso, no se logran cumplir con todas las especificaciones de venta del crudo; además, en el tanque de almacenamiento se experimenta una excesiva evaporación de aceite debido a su ineficiente estabilización, lo que provoca serios daños al medio ambiente.

Alternativo al método de estabilización usado en la central de proceso y distribución, existen otros métodos de estabilización de crudo que si pueden cumplir con las especificaciones estipuladas, con los valores de PVR y con las normas de seguridad ambiental. Por todo lo mencionado anteriormente, es por lo que se debe de buscar un método de estabilización adecuado, el cual sea capaz de optimizar el manejo del crudo.



CAPÍTULO IV
ALTERNATIVAS TÉCNICO-ECONÓMICAS
PARA LA ESTABILIZACIÓN DE CRUDO
EN LA CENTRAL DE PROCESO Y
DISTRIBUCIÓN.

CAPITULO IV

ALTERNATIVAS TECNICO-ECONOMICAS PARA LA ESTABILIZACION DE CRUDO EN LA CENTRAL DE PROCESO Y DISTRIBUCION

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

Después de analizar algunos de los procesos de estabilización de crudo, se encontró que no todos son adecuados para las necesidades que se tienen en la central de proceso y distribución; por lo cual se justifica a continuación la factibilidad o no de cada método.

Debido a los grandes volúmenes de crudo manejados y a la complejidad del equipo empleado para operar una torre estabilizadora, se descartó la posibilidad de emplear este tipo de métodos para la estabilización de crudo, no así para la estabilización de condensado, recuperación de licuables y gas seco. Por otra parte dentro del análisis de los métodos estudiados, se eliminó la posibilidad de emplear una torre estabilizadora, debido a que, los requerimientos de equipo y energía para calentar la corriente en el recalentador (reboiler) dentro de la torre son muy grandes, lo que involucraría una gran inversión, sin contemplar entre otros puntos los problemas que se presentarían durante la instalación, operación y mantenimiento del equipo.

Por otra parte, el proceso de separación multietapa, utilizado actualmente en la central de proceso y distribución, descrito en el capítulo III, no ha cumplido con las especificaciones requeridas, siendo éste el caso base.

El sistema ultrasónico para estabilización de crudo tampoco es considerado una alternativa factible, debido a que muchas de las áreas de aplicación del ultrasonido no están ampliamente estudiadas y dominadas, por tal razón, es necesario fomentar la realización de experimentación en laboratorio y campo, que permita validar la estabilización del petróleo crudo con energía ultrasónica.

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

- **Variación de presión hasta valores vacuométricos.** Para llevar a cabo este método, se requiere de un equipo de generación de vacío; como resultado de la evaluación efectuada en el presente estudio, se considera que los equipos que se adecuan a las necesidades de la central de proceso son:

1. Eyectores

2. Sopladores de desplazamiento positivo.

- **Variación de temperatura.**

De lo anterior, los casos del estudio propuestos para mejorar la eficiencia del proceso son:

- Separación multietapa (Caso Base).
- Estabilización con presión de vacío utilizando eyectores.
- Estabilización con presión de vacío utilizando sopladores.
- Estabilización de crudo con transferencia de calor.

Una vez definidas las alternativas propuestas, se procedió a realizar la simulación composicional y de flujo del proceso a las condiciones requeridas para cada propuesta, apoyándose en el simulador de comportamiento de fases CMGPROP. La composición que se utilizó para llevar a cabo la simulación corresponde a un campo de aceite ligero:

TABLA IV.1.- Composición del aceite ligero.

COMPONENTE	% MOL
N ₂	2.0584
CO ₂	4.5203
H ₂ S	2.6110
CH ₄	68.7931
C ₂ H ₆	9.5715
C ₃ H ₈	4.1239
IC ₄	0.7737
NC ₄	1.5013
IC ₅	0.5583
NC ₅	0.6179
C ₆	1.1681
C ₇ +	3.7026

Cabe señalar, que la simulación comienza con el ajuste de las composiciones para reproducir las condiciones reales de producción, como son la densidad relativa (°API), el peso molecular del aceite ya procesado y expresado a condiciones estándar y la relación gas-aceite total, esto, con la finalidad de obtener mediante una recombinación, la composición de gas y aceite descargados.

Para llevar a cabo el análisis de una manera adecuada, se requieren datos reales y actualizados, ya que si se utilizan datos erróneos, los resultados obtenidos no serán representativos para los fines que fue creado el estudio, aunque sí nos podrán dar una idea del comportamiento de la producción en cada caso estudiado.

El desarrollo y planteamiento de la simulación, se llevaron a cabo considerando inicialmente la simulación del proceso del caso base o situación actual, haciendo previamente una división de corrientes en cuanto al tipo de crudo producido.

Después de simular la situación actual del proceso de separación en la central de proceso y distribución, se procedió a definir las alternativas de proceso a ser estudiadas para mejorar la rentabilidad y eliminar los problemas que actualmente se presentan en la operación de los mismos.

La simulación en la central de proceso y distribución, consiste en la reproducción del proceso actual y la variación de la presión en ésta de 16.2 a 14.7, 11.7, 8.7, y 5.7 lb/pg²_{abs.}, esto, con la finalidad de evaluar y analizar el efecto del vacío en la estabilización y producción del crudo.

Los resultados obtenidos en el simulador de comportamiento de fases CMGPROP, se encuentran a detalle en el anexo A al final de este trabajo, en éste 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.

Cabe mencionar que en los métodos propuestos para la central de proceso y distribución, se considera la modificación del equipo de compresión y manejo de condensado a través de un estabilizador tipo torre, del cual se obtendrá gas seco (C_1 y C_2 con CO_2 , N_2 y H_2S) que se reintegrará a la corriente de gas comprimido, gas licuado del petróleo (C_3 , iC_4 y nC_4) que se enviará a un complejo petroquímico y gasolinas (C_5^+) que se reintegrarán al crudo descargado por el tanque de balance.

En lo referente al análisis económico, para fines del estudio, no se consideran todas las variables que pueden afectar a los resultados, ya que solamente se toman en cuenta los costos que afectan al balance diferencial. Es por tal motivo, que no se involucran costos tales como: administrativos, de personal, por transporte, etc.

IV.1 .- SEPARACION MULTITAPA (CASO BASE).

La estabilización del crudo ligero actualmente se realiza en la central de proceso y distribución por medio de un proceso de separación multitapa. La descripción de este método se encuentra detallada en el capítulo III del presente estudio, por lo que en esta sección sólo se hará referencia a dicho capítulo.

Después de realizar el análisis de la situación actual para el crudo, se efectuó el análisis para las alternativas propuestas, considerando la integración adicional de una primera etapa de separación, la compresión de los gases y vapores a alta presión, la obtención de gas seco, gas LP y gasolinas que pueden reincorporarse al crudo sin afectar su PVR; esto, mediante el empleo de una torre estabilizadora y para el caso del manejo de los condensados, previo a la torre estabilizadora, el uso de un separador horizontal de condensados trifásico (SHC3F).

Para la simulación del proceso, se llevó a cabo una variación de la presión en los separadores elevados y un estudio del efecto del calentamiento del aceite en la producción y estabilización del mismo.

Las corrientes de interés que serán identificadas en las simulaciones son: la 55 (volumen de aceite a condiciones estándar), 58 (Presión de vapor del crudo a la descarga del tanque de almacenamiento), 43B (flujo de gas en alta presión),

46B (flujo de gas LP), 54 (volumen de vapores venteados a la atmósfera vía tanques de almacenamiento) y 36B (flujo de gas total).

IV.2. ESTABILIZACION CON PRESION DE VACIO.

Como se señaló anteriormente, para este método se contempló reducir la presión de operación en los separadores elevados (TB) a presiones vacuométricas, considerando las siguientes : 14.7, 11.7, 8.7 y 5.7 psia. Lo anterior con la finalidad de observar el efecto que provoca la reducción de presión en el comportamiento de la producción y principalmente en la estabilidad del crudo. Es por demás sabido que al abatir la presión en los separadores se provocará la expansión y consecuente liberación del gas, lo que permitirá que se tenga una menor cantidad de gas disuelto en el crudo y por consiguiente un crudo con una menor cantidad de componentes volátiles que pudieran permanecer en el seno del líquido o liberarse en los tanques de almacenamiento.

Manejo del aceite.

El proceso de manejo del aceite es igual al proceso descrito en la estabilización multietapa, con la excepción que en la segunda etapa de separación en el TB se simularon presiones vacuométricas (14.7, 11.7, 8.7 y 5.7 psia), con el fin de optimizarla.

Manejo del gas y condensado.

Por otra parte, el gas obtenido en baja presión de la primera etapa de separación, deberá ser comprimido y enfriado gradualmente en cuatro pasos hasta elevar su presión de 56.7 psia a 1,050.0 psia, de este enfriamiento se

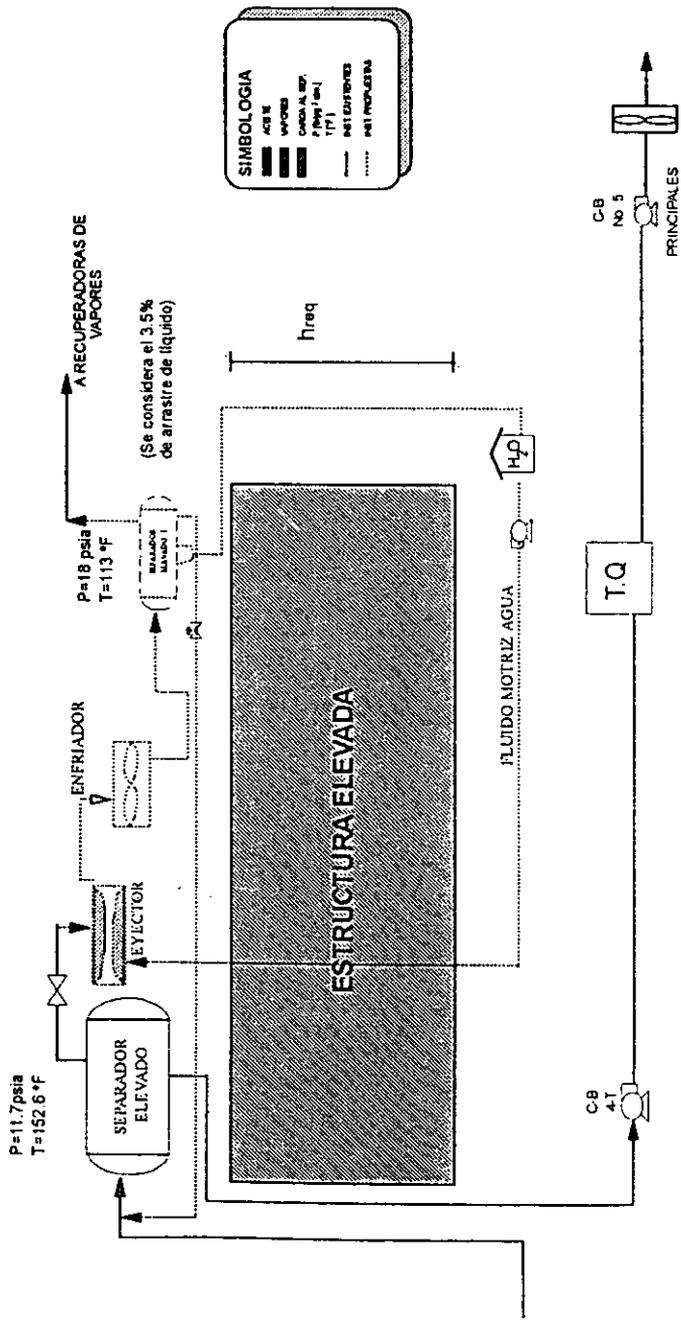
obtendrán condensados que deberán ser enviados a un separador trifásico y posteriormente a una torre estabilizadora.

En este método se requerirá de la estabilización de los condensados obtenidos debido a la compresión y el enfriamiento del gas, los cuales deberán estabilizarse mediante el empleo de una torre agotadora en la cual se obtendrán tres corrientes; la primera de gas seco (C1 y C2), la segunda de gas licuado (C3, nC4, iC4) y la tercera de gasolinas (C5*); dichas corrientes serán incorporadas a la corriente de crudo que entra a los tanques de almacenamiento; el gas seco será enfriado y comprimido para integrarse al gas de alta presión, (los condensados recuperados de este enfriamiento, se integrarán a la torre estabilizadora); el gas LP obtenido, se bombeará a un complejo petroquímico para su procesamiento, en la figura IV.1 se muestra el diagrama de flujo de proceso para este caso, en donde se identifica cada una de las corrientes obtenidas en el proceso.

IV.3. ESTABILIZACION CON PRESION DE VACIO UTILIZANDO EYECTORES (ALTERNATIVA 1).

El tratamiento físico del crudo para su correcta estabilización, consiste en instalar un separador horizontal que recibirá la producción de aceite a una presión de operación de 11.7 lb/pg² abs, la cual es generada por el eyector que se conecta en la descarga del gas del separador elevado. Posteriormente este gas es enfriado por soloaires y descargado al separador de tres fases (gas-aceite-agua), mismas que coexistirán debido a que el agua se utiliza como fluido motriz. Los condensados se envían a la carga del primer separador, el agua (manchada) se utiliza como fluido motriz en el eyector y se descarga al tanque de almacenamiento, mientras que el gas se envía a la recuperadoras de vapores (central de proceso y distribución).

FIG. IV. 2. PROCESO PROPUESTO PARA LA GENERACIÓN DE VACÍO. UTILIZANDO EYECTORES



Todo el equipo antes mencionado, deberá estar colocado en una estructura a la misma altura del separador elevado, con la finalidad de hacer regresar los hidrocarburos líquidos del segundo separador elevado al primero (ver figura IV.2).

En la figura IV.2. se observa que el aceite crudo producido, entra a un separador elevado el cual está a una presión de 11.7 psia y una temperatura de 152.6 ° F; en la salida del gas se conecta el eyector que absorbera dicho fluido y que a su vez generará vacío, posteriormente el gas caliente será enviado a un enfriador, del cual pasará a un separador elevado trifásico de segunda etapa en el que se separarán las tres fases (gas-aceite-agua). El agua obtenida será almacenada en un tanque y bombeada hacia el eyector, para ser utilizada como fluido motriz. El aceite obtenido del separador elevado de segunda etapa será recirculado hacia el separador elevado de primera etapa, y posteriormente bombeado en su conjunto hacia un tanque de almacenamiento. El gas obtenido del separador elevado de segunda etapa, será enviado a una recuperadora de vapores para su tratamiento.

El uso de los eyectores para la generación de vacío, es aplicado en la industria petrolera con resultados satisfactorios, lográndose presiones de vacío de hasta 19 mmHg (0.3648 lb/pg²).

Análisis económico de la alternativa 1.

Ingresos de la alternativa 1.

Los ingresos que se tienen por concepto de la comercialización de la producción son mostrados en la tabla IV.2.

TABLA IV.2. Ingresos de la alternativa 1.

PRODUCTO	FLUJO	PRECIO	INGRESOS (MMUSD/AÑO)
ACEITE Qo e c.s. (BPD)	856,238.00	16.35 USD/BL	5,109.81
GAS Qg e c.s. (MMPCD)	80.20	1,144.10 USD/MMPC	33.49
CONDENSADOS Qc e c.s. (BPD)	27,275.00	23.00 USD/BL	228.97
INGRESO	ANUAL	TOTAL	5,372.27

$$\begin{aligned}
 I_{ALT 1} &= I_{BRUTO TOTAL} \times (1 - 0.608) \\
 &= 5,372.27 \times (1 - 0.608) \\
 &= 2,105.93 \text{ (MMUSD/AÑO)}.
 \end{aligned}$$

En la tabla IV.3 se muestra el comportamiento económico de los ingresos de la alternativa con respecto al tiempo de vida del proyecto.

Egresos de alternativa 1.

Para obtener los egresos de esta alternativa, se consideraron tres costos principales que son: los costos de inversión, operación y mantenimiento.

TABLA IV.3.- Ingresos de la alternativa 1: utilizando eyectores.

CONCEPTO	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16
Da (MBPD)	856,236	824,9	769,05	705,11	664,45	618,82	687,87	708,87	696,05	653,04	617,2	592,49	527,76	479,41	401,76	396,55
INGRESOS ANUALES (MMUSD)	5.109,81	4.922,80	4.595,40	4.195,96	3.905,27	3.691,76	4.105,03	4.230,35	4.094,20	3.897,20	3.665,29	3.556,90	3.149,53	2.861,00	2.397,72	2.127,90
Da (MMPCD)	80,2	77,26	72,02	65,85	62,23	57,93	64,42	66,39	64,25	61,16	57,8	52,86	49,43	44,9	37,63	33,39
INGRESOS ANUALES (MMUSD)	33,49	32,26	30,1	27,49	25,96	24,19	26,9	27,72	26,83	25,54	24,13	21,99	20,64	18,75	15,71	13,94
Da (BPD)	27.275,00	26.314,31	24.532,00	22.429,00	21.196,00	19.734,00	21.943,00	22.613,00	21.695,00	20.632,00	19.699,00	17.943,00	16.636,00	15.293,00	12.817,00	11.374,00
INGRESOS ANUALES (MMUSD)	228,97	220,9	205,94	188,29	177,94	165,66	184,21	189,83	183,72	174,86	165,26	150,83	141,33	126,38	107,59	95,48
INGRESO BRUTO ANUAL (MMUSD)	5.372,27	5.175,96	4.825,44	4.411,76	4.189,19	3.891,61	4.316,14	4.447,90	4.304,75	4.097,62	3.872,66	3.529,42	3.311,50	3.006,30	2.521,02	2.237,22
INGRESO NETO ANUAL (MMUSD)	2.105,93	2.028,97	1.891,57	1.729,40	1.634,32	1.521,59	1.691,92	1.743,57	1.687,46	1.608,26	1.516,06	1.383,53	1.266,10	1.179,18	966,23	876,99

La inversión y los requerimientos del equipo necesario para la implantación de esta alternativa, son los siguientes:

1. Separador elevado y estructura metálica.
2. Equipo de vacío: Eyectores, conexiones roscadas y de brida, válvulas empacadas y de macho, tubos de nivel, prensaestopas, válvulas de seguridad.
3. Recuperadora de vapores.
4. Bomba de condensados.
5. Medidor totalizador y envío de vapores.
6. Ductos y válvulas.
7. Bombas de carga y reflujo.
8. Bomba de fondo de la torre.
9. Enfriador del domo de la torre.
10. Enfriador del aceite.
11. Torre agotadora.
12. Calentador del fondo de la torre y acumulador de reflujo.
13. Instrumentación, aislamiento, eléctricos y tuberías.
14. Construcción de gasolinoductos para manejo de condensados.

Referente a los costos de operación se toma en cuenta las siguientes variables:

- Energía eléctrica para enfriadores de gas, recuperadora de vapores, equipo de vacío y calentador de fondo.
- Bombeo de crudo.
- Deshidratación del crudo.
- Bombeo de condensado.
- Compresión del gas liberado del aceite.

No se consideran la totalidad de los costos de operación debido a que es un análisis económico diferencial, y al aparecer tanto en el caso base como en la alternativa estos costos se cancelan.

En lo que concierne a los costos de mantenimiento, se pueden mencionar los siguientes:

- Para separadores y rectificadores, enfriadores de gas y recuperadora de vapores.
- Para tanques de almacenamiento y de agua contraincendio.
- Para los eyectores para vacío y sus accesorios.
- Para el equipo de bombeo utilizado.
- Para la torre agotadora así como a sus accesorios.
- Para los instrumentos utilizados.

En la tabla IV.4. se muestran los egresos totales por concepto de inversión, operación y mantenimiento para llevar a cabo el proceso de producción propuesto para esta alternativa.

TABLA IV.4. Egresos de la alternativa 1.

CONCEPTO	
COSTOS DE OPERACIÓN (MMUSD/AÑO)	7.96
COSTOS DE MANTENIMIENTO (MMUSD/AÑO)	0.0718
EGRESOS TOTALES (MMUSD/AÑO)	8.0318
COSTOS DE INVERSIÓN (MMUSD)	40.51
COSTO TOTAL (MMUSD)	48.54

De la tabla anterior se tiene que los egresos para el primer año son:

$$E_{ALT 1} = 48.54 \text{ MMUSD}$$

En la tabla IV.5. se muestra el comportamiento económico de los egresos de la alternativa 1 con respecto al tiempo de vida del proyecto.

Comportamiento económico de la alternativa 1.

El comportamiento económico de esta alternativa se muestra en la tabla IV.6., en la cual se presentan los ingresos, egresos y flujo de efectivo que se tendrán cada año en el horizonte del proyecto.

IV.4. ESTABILIZACION CON PRESION DE VACIO UTILIZANDO SOPLADORES (ALTERNATIVA 2).

El proceso propuesto para la generación de vacío tiene como finalidad una eficiente estabilización del crudo. Este proceso consiste en instalar un separador horizontal elevado el cual recibirá la producción y la separará a una presión aproximada de 11.7 lb/pg² abs. De este separador los sopladores succionarán los vapores para generar la presión vacuométrica y enviarlos a un enfriador, pasando posteriormente a un separador donde se recuperarán los condensados y el líquido arrastrado por la corriente de gas del separador elevado, líquido que será enviado a la carga del primer separador, mientras que el gas es enviado a los recuperadores de vapor en la central de proceso y distribución.

TABLA IV.5.-Alternativa 1: tabla de egresos utilizando eyeectores.

CONCEPTO/AÑO	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	18	TOTAL (MMUSD)
PRODUCCION DE ACEITE	856,24	824,9	769,03	703,11	664,45	618,62	687,87	708,87	686,05	653,04	617,2	562,49	527,76	478,41	401,78	356,55	
COSTO DE OP. (MMUSD)	7,96	7,66	7,14	6,53	6,17	5,75	6,39	6,59	6,37	6,07	5,73	5,22	4,9	4,45	3,73	3,31	93,97
COSTO MANTTO (MMUSD)	0,0718	0,0692	0,0645	0,059	0,0557	0,0519	0,0577	0,0594	0,0575	0,0548	0,0518	0,0472	0,0443	0,0402	0,0337	0,0299	0,8466
EGRESOS TOTALES(MMUSD)	8,0318	7,73	7,21	6,59	6,23	5,8	6,45	6,64	6,43	6,12	5,78	5,27	4,95	4,49	3,76	3,34	94,81
COSTO DE INV. (MMUSD)	40,51	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	40,51
COSTO TOTAL (MMUSD)	48,54	7,73	7,21	6,59	6,23	5,8	6,45	6,64	6,43	6,12	5,78	5,27	4,95	4,49	3,76	3,34	135,32

TABLA IV.6.- Comportamiento económico de la alternativa 1.

ANOS	INGRESOS (MMUSD)	EGRESOS (MMUSD)	TRAFIC (MMUSD)	TRAFIC (MMUSD)	TRAFIC (MMUSD)	TRAFIC (MMUSD)	TRAFIC (MMUSD)	TRAFIC (MMUSD)
1	2105,93	8,0318	2097,89	2067,69	30,2	-13,05		
2	2028,97	7,73	2021,24	1992,03	29,21	11,09		
3	1891,57	7,21	1884,36	1857,22	27,14	31,48		
4	1729,4	6,59	1722,81	1698,02	24,79	48,41		
5	1634,32	6,23	1628,09	1604,65	23,44	62,97		
6	1521,59	5,8	1515,79	1493,96	21,83	75,29		
7	1691,92	6,45	1685,47	1661,2	24,27	87,74		
8	1743,57	6,64	1739,93	1711,92	28,01	99,41		
9	1687,46	6,43	1681,03	1656,81	24,22	109,68		
10	1606,26	6,12	1600,14	1577,12	23,02	118,56		
11	1518,09	5,78	1512,31	1490,55	21,76	126,18		
12	1383,53	5,27	1378,26	1370,33	7,93	128,71		
13	1298,1	4,95	1293,15	1272,55	20,6	134,1		
14	1179,18	4,49	1174,69	1157,77	16,92	138,55		
15	988,23	3,76	984,47	970,29	14,18	141,95		
TOTAL	24008,12	91,4818	23919,63	23532,11	333,52			

El equipo antes mencionado deberá estar colocado en una estructura a la misma altura del separador elevado con la finalidad de hacer regresar los hidrocarburos líquidos del segundo separador elevado al primero (ver figura IV.3).

En la figura IV.3. se observa que la producción de crudo entra a un separador elevado de primera etapa el cual esta operando a una presión de 11.7 psia y una temperatura de 152.6 ° F. La salida del gas es conectada a un soplador el cual venteará dicho fluido, generando el vacío deseado, de aquí el gas pasa a un enfriador y luego a un separador elevado de segunda etapa donde se separará el gas y el líquido. El gas obtenido del separador elevado 2 será enviado a una recuperadora de vapores mientras que el líquido separado será recirculado al separador elevado 1 y posteriormente será bombeado todo el líquido a un tanque de almacenamiento.

Es importante mencionar que el uso de los sopladores para la generación de vacío, ha sido probada en diversas industrias, pero no así en la petrolera, por lo tanto se recomienda realizar una prueba piloto, cuya aplicación dependerá de los resultados obtenidos.

Análisis económico de la alternativa 2.

Ingresos de la alternativa 2.

Los ingresos que se tienen por concepto de la comercialización de la producción son mostrados en la tabla IV.7.

FIG. IV. 3. PROCESO PROPUESTO PARA LA GENERACIÓN DE VACÍO. UTILIZANDO SOPLADORES CONSIDERANDO LA PRODUCCIÓN MÁXIMA

CONSIDERANDO LA PRODUCCIÓN MÁXIMA

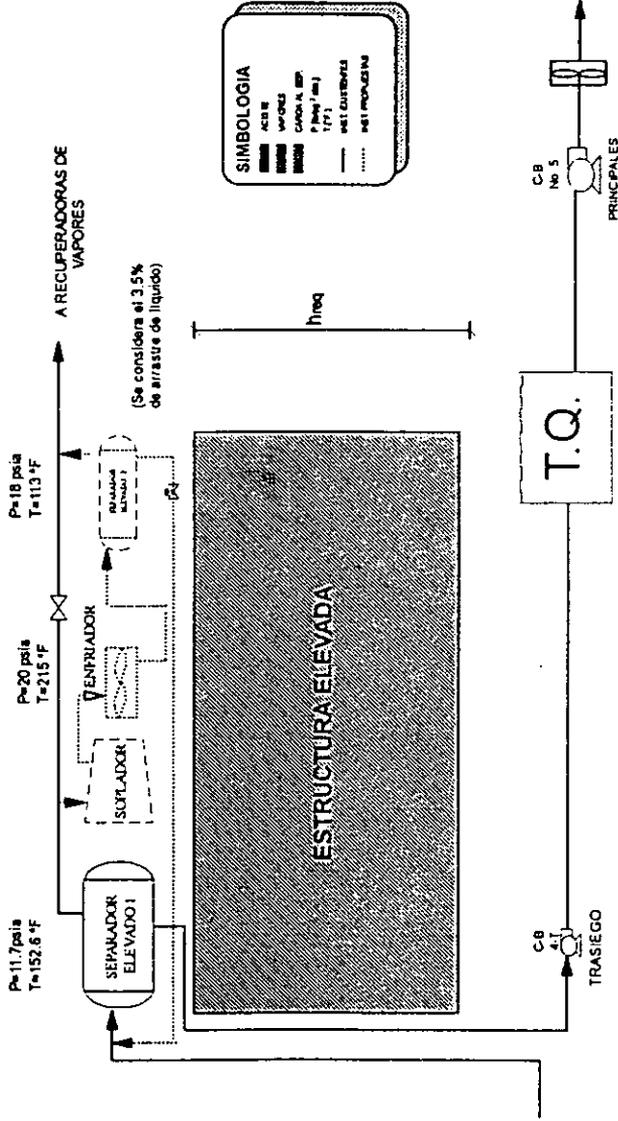


TABLA IV.7. Ingresos de la alternativa 2.

PRODUCTO	FLUJO	PRECIO	INGRESOS (MMUSD/AÑO)
ACEITE Qo @ c.s. (BPD)	856,238.00	16.35 USD/BL	5,109.81
GAS Qg @ c.s. (MMPCD)	80.20	1,144.10 USD/MMPC	33.49
CONDENSADOS Qc @ c.s. (BPD)	27,275.00	23.00 USD/BL	228.47
INGRESO	ANUAL	TOTAL	5,372.27

$$\begin{aligned}
 I_{ALT 2} &= I_{BRUTO TOTAL} \times (1 - 0.608) \\
 &= 5,372.27 \times (1 - 0.608) \\
 &= 2,105.93 \text{ (MMUSD/AÑO)}.
 \end{aligned}$$

En la tabla IV.8. se muestra el comportamiento económico de ingresos de la alternativa 2 con respecto al tiempo de vida del proyecto.

Egresos de alternativa 2.

Para obtener los egresos de esta alternativa, se consideraron tres costos principales que son: los costos de inversión, operación y mantenimiento.

La inversión y los requerimientos del equipo necesario para la implementación de esta alternativa, son los siguientes:

1. Separador elevado y estructura metálica.

TABLA IV.B.- Ingresos de la alternativa 2, utilizando sopladores.

CONCEPTO/AÑO	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16
G ₀ (MBPD)	856,238	824,9	789,03	703,11	664,45	618,62	687,87	706,87	686,05	653,04	617,2	562,46	527,76	479,41	401,76	356,55
INGRESOS ANUALES (MMUSD)	5 109,81	4 922,80	4 589,40	4 185,96	3 965,27	3 691,76	4 105,03	4 230,35	4 094,20	3 897,20	3 663,26	3 356,60	3 148,53	2 861,00	2 397,72	2 137,80
G ₀ (MMPCD)	60,2	77,26	72,02	85,85	62,23	57,93	64,42	66,39	64,25	61,16	57,6	52,66	48,43	44,9	37,63	33,36
INGRESOS ANUALES (MMUSD)	33,49	32,26	30,1	27,49	25,96	24,19	26,9	27,72	26,83	25,54	24,13	21,99	20,64	16,75	15,71	13,94
G ₀ (BPD)	27 275,00	26 314,31	24 532,00	22 429,00	21 196,00	19 734,00	21 843,00	22 613,00	21 885,00	20 832,00	19 689,00	17 943,00	16 606,00	15 293,00	12 817,00	11 374,00
INGRESOS ANUALES (MMUSD)	276,97	220,9	205,94	188,29	177,94	185,66	184,21	189,83	183,72	174,88	165,26	150,63	141,33	128,36	107,56	95,46
INGRESO BRUTO ANUAL (MMUSD)	5 372,27	5 175,96	4 825,44	4 411,76	4 189,19	3 881,61	4 316,14	4 447,90	4 304,75	4 097,62	3 872,66	3 529,42	3 311,50	3 008,30	2 521,02	2 237,27
INGRESO NETO ANUAL (MMUSD)	2 105,93	2 028,97	1 891,57	1 728,40	1 634,32	1 521,59	1 691,92	1 743,57	1 687,46	1 606,26	1 516,09	1 383,53	1 298,10	1 179,16	968,23	876,99

2. Equipo de vacío: Sopladores, motores eléctricos y accesorios.
3. Recuperadora de vapores.
4. Bomba de condensados.
5. Medidor totalizador y envío de vapores.
6. Ductos y válvulas.
7. Bombas de carga y reflujo.
8. Bomba de fondo de la torre.
9. Enfriador del domo de la torre.
10. Enfriador del aceite.
11. Torre agotadora.
12. Calentador del fondo de la torre y acumulador de reflujo.
13. Instrumentación, aislamiento, eléctricos y tuberías.
14. Construcción de gasolinoductos para manejo de condensados.

Referente a los costos de operación se toma en cuenta las siguientes variables:

- Energía eléctrica para enfriadores de gas, recuperadora de vapores, equipo de vacío y calentador de fondo.
- Bombeo del crudo.
- Deshidratación del crudo.
- Bombeo del condensado.
- Compresión del gas liberado del aceite.

Por lo que concierne a los costos de mantenimiento, se pueden mencionar los siguientes:

- Para separadores y rectificadores, enfriadores de gas y recuperadora de vapores.
- Para tanques de almacenamiento y de agua contraincendio.

- Para los sopladores, motores eléctricos y demás accesorios para generación de vacío.
- Para el equipo de bombeo utilizado.
- Para la torre agotadora así como a sus accesorios.
- Para los instrumentos utilizados.

En la tabla IV.9. se muestran los egresos totales por concepto de inversión, operación y mantenimiento para llevar a cabo el proceso de producción propuesto para esta alternativa.

TABLA IV.9. Egresos de la alternativa 2.

CONCEPTO	
COSTOS DE OPERACIÓN (MMUSD/AÑO)	8.021
COSTOS DE MANTENIMIENTO (MMUSD/AÑO)	0.287
EGRESOS TOTALES (MMUSD/AÑO)	8.308
COSTOS DE INVERSIÓN (MMUSD)	38.19
COSTO TOTAL (MMUSD)	46.49

De la tabla anterior se tiene que los egresos del primer año son:

$$E_{ALT\ 2} = 46.49 \text{ MMUSD}$$

En la tabla IV.10. se observa el comportamiento económico de los egresos de la alternativa 2 con respecto al tiempo de vida del proyecto.

TABLA IV.10.-Alternativa 2: tabla de egresos utilizando sopladores.

CONCEPTO/AÑO	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16 TOTAL (MMUSD)
PRODUCCION DE ACEITE	858,238	824,9	789,03	703,11	664,45	618,62	687,87	708,87	686,05	653,04	617,2	582,49	527,76	479,41	401,78	356,55
COSTO DE OP (MMUSD)	8,021	7,72	7,2	6,58	6,22	5,79	6,44	6,64	6,42	6,11	5,76	5,26	4,94	4,49	3,76	3,34
COSTO MANITTO (MMUSD)	0,287	0,2765	0,2578	0,2357	0,2227	0,2074	0,2306	0,2376	0,23	0,2189	0,2089	0,1885	0,1769	0,1807	0,1347	0,1195
EGRESOS TOTALES(MMUSD)	8,308	8	7,46	6,82	6,44	6	6,87	6,87	6,65	6,33	5,98	5,45	5,12	4,55	3,89	3,411
COSTO DE INV (MMUSD)	38,19	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
COSTO TOTAL (MMUSD)	48,49	8	7,46	6,82	6,44	6	6,87	6,87	6,55	6,33	5,98	5,45	5,12	4,65	3,89	3,45

Comportamiento económico de la alternativa 2.

El comportamiento económico de la alternativa 2, se muestra en la tabla IV.11. en la cual se presentan los ingresos, egresos y flujo de efectivo que se tendrán cada año en el horizonte del proyecto.

**IV.5. ESTABILIZACION DE CRUDO CON TRANSFERENCIA DE CALOR
(ALTERNATIVA 3).**

La diferencia entre este método de estabilización y el proceso de separación multietapa (caso base) 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.

Manejo del aceite.

El proceso para el manejo del aceite es igual al proceso descrito en la estabilización multietapa, con la excepción que en la segunda etapa de separación, el aceite pasará por una primera etapa de precalentamiento y una segunda etapa de transferencia de calor, donde se alcanza la temperatura requerida para lograr la estabilización del crudo. El calentamiento de esa última etapa se logra haciendo pasar a contracorriente el gas caliente comprimido de alta presión por los intercambiadores de calor.

El aceite calentado entra al separador horizontal de baja presión para separarse y estabilizarse a la Presión de Vapor Reid requerida en las especificaciones del crudo. El aceite separado aún con la temperatura elevada, después de ser descargado pasa a contracorriente por el intercambiador de calor para lograr enfriarse adecuadamente y evitar con esto vaporizaciones adicionales en el tanque de almacenamiento.

TABLA IV.11.- Comportamiento económico de la alternativa 2.

ANOS	IA12) INGRESOS (MMUSD)	EA12) EGRESOS (MMUSD)	FA12) FLUJO DE EFECTIVO (MMUSD)	FO12) FLUJO DE EFECTIVO (MMUSD)	FA12) DIF. DE FLUJO DE EFECTIVO (MMUSD)	FO12) DIF. DE FLUJO DE EFECTIVO (MMUSD)
1	2105,93	8,308	2097,62	2067,69	29,93	-10,97
2	2028,97	8	2020,97	1992,03	28,94	12,94
3	1891,57	7,46	1884,11	1857,22	26,88	33,14
4	1729,4	6,82	1722,58	1698,02	24,56	49,91
5	1634,32	6,44	1627,88	1604,65	23,22	64,34
6	1521,59	6	1515,59	1493,96	21,63	76,55
7	1691,92	6,67	1685,25	1661,2	24,05	88,89
8	1743,57	6,87	1736,7	1711,92	24,77	100,45
9	1687,46	6,65	1680,81	1656,81	23,99	110,63
10	1606,26	6,33	1599,93	1577,12	22,8	119,42
11	1518,09	5,98	1512,11	1490,55	21,55	126,98
12	1383,53	5,45	1378,08	1370,33	7,74	129,45
13	1298,1	5,12	1292,98	1272,55	18,43	134,79
14	1179,18	4,65	1174,53	1157,77	16,76	139,2
15	988,23	3,89	984,34	970,29	18,04	142,56
TOTAL	24008,12	94,63	23913,48	23592,11	381,37	

Manejo del gas y condensado.

El gas obtenido en baja presión de la primera etapa de separación, deberá ser comprimido y enfriado gradualmente en cuatro pasos hasta elevar su presión de 56.7 psia a 1,050.0 psia, del enfriamiento se obtendrán condensados que deberán ser enviados a un separador trifásico y posteriormente a una torre estabilizadora.

En este método se requerirá de la estabilización de los condensados obtenidos por la compresión y el enfriamiento del gas, los cuales deberán estabilizarse mediante el empleo de una torre agotadora en la cual se obtendrán tres corrientes; la primera de gas seco (C1 y C2), la segunda de gas licuado (C3, nC4, iC4) y la tercera de gasolinas (C5'), las cuales serán incorporadas a la corriente de crudo que entra a los tanques de almacenamiento, por su parte, el gas seco será enfriado y comprimido para integrarse al gas en alta presión, (los condensados recuperados de este enfriamiento, se integrarán a la torre estabilizadora); mientras que el gas LP, se bombea a un complejo petroquímico para su procesamiento; en la figura IV.4 se muestra el diagrama de flujo del proceso para este caso, en el cual se identifica cada una de las corrientes.

Los condensados recuperados en la primera etapa de rectificación de vapores serán impulsados por medio de una bomba hasta el separador trifásico de condensados.

Análisis económico de la alternativa 3.

Ingresos de la alternativa 3.

Los ingresos que se tienen por concepto de la comercialización de la producción son mostrados en la tabla IV.12.

TABLA IV.12. Ingresos de la alternativa 3.

PRODUCTO	FLUJO	PRECIO	INGRESOS (MMUSD/AÑO)
ACEITE Qo e c.s. (BPD)	856,238.00	16.35 USD/BL	5,109.81
GAS Qg e c.s. (MMPCD)	80.20	1,144.10 USD/MMPC	33.49
CONDENSADOS Qc e c.s. (BPD)	27,275.00	23.00 USD/BL	228.47
INGRESO	DIARIO	TOTAL	5,372.27

$$\begin{aligned}
 I_{ALT\ 3} &= I_{BRUTO\ TOTAL} \times (1 - 0.608) \\
 &= 5,372.27 \times (1 - 0.608) \\
 &= 2,105.93 \text{ (MMUSD/AÑO)}.
 \end{aligned}$$

En la tabla IV.13. se muestra el comportamiento económico de los ingresos de la alternativa 3 con respecto al tiempo de vida del proyecto.

TABLA IV.13.- Ingresos de la alternativa 3: utilizando transferencia de calor.

CONCEPTO/AÑO	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16
Oc (MBPD)	858,238	824,9	769,03	703,11	654,45	619,63	687,87	706,87	696,05	653,04	617,2	562,49	527,76	479,41	401,78	356,56
INGRESOS ANUALES (MMUSD)	5.108,81	4.922,80	4.589,40	4.195,98	3.965,27	3.691,76	4.105,03	4.230,35	4.094,20	3.897,20	3.683,28	3.366,90	3.149,53	2.981,00	2.397,72	2.127,90
Og (MMPCD)	80,2	77,26	72,02	65,85	62,23	57,83	64,42	66,39	64,25	61,16	57,6	52,68	49,43	44,9	37,63	33,39
INGRESOS ANUALES (MMUSD)	33,49	32,26	30,1	27,49	25,96	24,19	26,9	27,72	26,83	25,54	24,13	21,99	20,64	18,75	15,71	13,94
Oc (BPD)	27.275,00	26.314,31	24.532,00	22.429,00	21.196,00	19.734,00	21.943,00	22.613,00	21.663,00	20.832,00	19.689,00	17.943,00	16.636,00	15.289,00	12.817,00	11.374,00
INGRESOS ANUALES (MMUSD)	228,97	220,9	205,94	188,29	177,94	165,66	184,21	189,83	183,72	174,68	163,26	150,93	141,33	128,38	107,99	95,46
INGRESO BRUTO ANUAL (MMUSD)	5.372,27	5.175,96	4.825,44	4.411,76	4.189,19	3.881,61	4.316,14	4.447,90	4.304,75	4.097,62	3.872,66	3.529,42	3.311,50	3.008,30	2.521,02	2.237,22
INGRESO NETO ANUAL (MMUSD)	2.105,93	2.026,97	1.891,57	1.729,40	1.634,32	1.521,59	1.691,92	1.743,57	1.687,46	1.606,26	1.518,09	1.363,53	1.269,10	1.179,18	968,23	876,96

Egresos de alternativa 3.

Para la alternativa 3, los egresos se dividen en costos de inversión, operación y mantenimiento. Para los costos de inversión se requiere el siguiente equipo:

1. Bombas de condensado.
2. Medidor totalizador y envío de vapores.
3. Intercambiadores de calor.
4. Tubería para gas caliente.
5. Ductos y válvulas.
6. Modificación de separadores de dos fases a tres fases.
7. Bombas de carga y reflujo.
8. Torre agotadora y accesorios.
9. Instrumentación, aislamiento, eléctricos y tubería.
10. Construcción de gasolinoductos para manejo de condensados.

En lo referente a los costos de operación, se tiene lo siguiente:

- Energía eléctrica para enfriadores de gas, recuperadora de vapores, calentador de fondo, etc.
- Bombeo de crudo y condensado.
- Deshidratación del crudo.
- 1 MMPCD de gas combustible, (parámetro muy significativo en los costos de operación).

Por concepto de mantenimiento, se tienen los siguientes costos:

- Para separadores y rectificadores, enfriadores de gas y recuperadora de vapores.
- Para tanques de almacenamiento y de agua contraincendio.

- Para equipo de bombeo.
- Para intercambiadores de calor.
- Para el equipo accesorio de la torre agotadora.
- Para la instrumentación en general .

En la tabla IV.14. se muestran los egresos totales por concepto de inversión, operación y mantenimiento para llevar a cabo el proceso de producción propuesto para esta alternativa.

TABLA IV.14. Egresos de la alternativa 3.

CONCEPTO	
COSTOS DE OPERACIÓN (MMUSD/AÑO)	12.89
COSTOS DE MANTENIMIENTO (MMUSD/AÑO)	4.99
EGRESOS TOTALES (MMUSD/AÑO)	17.8
COSTOS DE INVERSIÓN (MMUSD)	136.76
COSTO TOTAL (MMUSD)	154.56

De la tabla anterior se tiene que los egresos del primer año, son:

$$E_{ALT 3} = 154.56 \text{ MMUSD}$$

En la tabla IV.15. se puede observar el comportamiento económico de los egresos de la alternativa 3 con respecto al tiempo de vida del proyecto.

Comportamiento económico de la alternativa 3.

El comportamiento económico de esta alternativa se muestra en la tabla IV.16, en la cual se presenta los ingresos, egresos y flujo de efectivo que se tendrán en cada año en el horizonte del proyecto.

TABLA IV.16.- Comportamiento económico de la alternativa 3.

ÍTEMOS	INGRESOS (MMUSD)	EGRESOS (MMUSD)	FLUJO DE EFECTIVO (MMUSD)	FLUJO DE EFECTIVO (MMUSD)	FLUJO DE EFECTIVO (MMUSD)	VALOR PRESENTE (MMUSD)
1	2105,93	17,8	2088,3	2067,69	20,44	-118,17
2	2028,97	17,2	2011,77	1992,03	19,74	-101,96
3	1891,57	15,9	1882,67	1857,22	18,44	-87,99
4	1729,4	14,6	1714,8	1698,02	16,78	-76,53
5	1634,32	13,8	1620,52	1604,65	15,86	-66,68
6	1521,59	12,91	1508,68	1493,96	14,72	-58,37
7	1691,92	14,36	1677,56	1661,2	16,36	-49,98
8	1743,57	14,8	1728,77	1711,92	16,84	-42,11
9	1687,46	14,2	1673,26	1656,81	16,44	-35,14
10	1606,26	13,6	1592,66	1577,12	15,53	-29,15
11	1518,09	12,7	1505,39	1490,55	14,83	-23,95
12	1383,53	11,66	1371,93	1370,33	1,53	-23,46
13	1298,1	11	1287,1	1272,55	12,55	-19,82
14	1179,18	9,91	1169,27	1157,77	12	-16,66
15	988,23	8,34	979,89	970,29	9,59	-14,36
TOTAL	24008,124	202,783	23812,4	23632,11	250,29	

IV.6. COMPARACION DE LAS ALTERNATIVAS PARA EL MANEJO Y ESTABILIZACION DEL ACEITE LIGERO EN LA CENTRAL DE PROCESO Y DISTRIBUCION.

En esta sección se presentan de forma comparativa los parámetros económicos determinados; así como las ventajas y desventajas de cada alternativa; la evaluación económica se observa en la tabla IV.17.

TABLA IV.17. Tabla comparativa de las diferentes alternativas

PARAMETRO	PRESIÓN DE VACIO		TRANSFERENCIA DE CALOR
	ALTERNATIVA 1 EYECTORES	ALTERNATIVA 2 SOPLADORES	ALTERNATIVA 3
INVERSIÓN USD	40,510,000.00	38,190,000.00	136,760,000.00
INGRESOS USD	2,105,930,000.00	2,105,930,000.00	2,105,930,000.00
EGRESOS USD	8,031,800.00	8,308,000.00	17,800,000.00

De la tabla anterior se observa que la alternativa 3 tiene mayores costos por inversión y egresos que las otras dos alternativas, y los ingresos resultan ser menores, además que este proceso no es tan eficiente para estabilizar crudo como las otras dos alternativas.

En la tabla IV.18. se muestran algunas de las ventajas y desventajas que tienen cada una de las alternativas propuestas:

TABLA IV.18. Ventajas y desventajas de las alternativas propuestas.

	VENTAJAS	DESVENTAJAS
VACIO CON EYECTORES	<ul style="list-style-type: none"> *BAJOS COSTOS DE OPERACION. *ES UN SISTEMA UTILIZADO EN LA INDUSTRIA PETROLERA. *DISMINUCION DE LA PVR. *CONTROL DEL CONTENIDO DE H₂S A LAS ESPECIFICACIONES REQUERIDAS POR EL CLIENTE, SIN MAYOR INVERSIÓN. *MENORES PROBLEMAS POR NO TENER PIEZAS MOVILES EN EL EYECTOR. 	<ul style="list-style-type: none"> *SISTEMA MAS COSTOSO QUE EL DE SOPLADORES. *SE PRESENTAN MERMAS DEL CRUDO POR LA GENERACION DE VACIO. *SE REQUIERE EQUIPO PARA MANEJAR LOS GASES ACIDOS O SU ENVÍO AL QUEMADOR. *REQUIERE GRAN ESTRUCTURA Y ESPACIO PARA SU INSTALACION.
VACIO CON SOPLADORES	<ul style="list-style-type: none"> *BAJOS COSTOS DE OPERACION. *MENOR COSTO DE INVERSION CON RESPECTO A OTROS PROCESOS FISICOS. *DISMINUCION DE LA PVR. *CONTROL DEL CONTENIDO DE H₂S A LAS ESPECIFICACIONES REQUERIDAS POR EL CLIENTE, SIN MAYOR INVERSION. 	<ul style="list-style-type: none"> *ESTE SISTEMA NO SE HA APLICADO EN LA INDUSTRIA PETROLERA. *SE PRESENTAN MERMAS DEL CRUDO POR LA GENERACIÓN DE VACIO. *SE REQUIERE EQUIPO PARA MANEJAR LOS GASES ACIDOS O SU ENVIO AL QUEMADOR. *REQUIERE GRAN ESTRUCTURA Y ESPACIO PARA SU INSTALACION
TRANSFERENCIA DE CALOR	<ul style="list-style-type: none"> *BAJOS COSTOS DE OPERACION. *ES UN SISTEMA UTILIZADO EN LA INDUSTRIA PETROLERA. *FACIL INSTALACIÓN DEL EQUIPO. *NO REQUIERE DE GRAN ESTRUCTURA Y ESPACIO PARA SU INSTALACION. 	<ul style="list-style-type: none"> *MAYORES COSTOS DE MANTENIMIENTO. *DIFICIL CONTROL DEL CONTENIDO DE H₂S A LAS ESPECIFICACIONES REQUERIDAS CON UNA MAYOR INVERSION. *PARA ESTABILIZAR DE MANERA EFICIENTE SE REQUIERE DE ALTAS TEMPERATURAS LAS CUALES SON DIFICILES DE ALCANZAR. *ESTE METODO PUEDE PROVOCAR LA INCRUSTACIÓN DE SALES POR EL AGUA EN LOS INTERCAMBIADORES DE CALOR.

A continuación se presentan de forma comparativa los parámetros económicos determinados en cada una de las alternativas, descritas anteriormente.

La evaluación económica de cada una de las alternativas se llevó a cabo utilizando el programa ECONOPET, que efectúa el análisis de manera diferencial en los ingresos, egresos y del flujo efectivo para calcular las utilidades (VPN); así como el tiempo de recuperación de la inversión (TRI) y la tasa interna de retorno (TIR); los resultados se muestran en la tabla IV.19.

TABLA IV.19. Tabla comparativa de las diferentes alternativas.

PARÁMETRO	CASO BASE	REDUCCIÓN DE PRESIÓN		TRANSFERENCIA DE CALOR
	SITUACIÓN ACTUAL	ALTERNATIVA 1 EYECTORES	ALTERNATIVA 2 SOPLADORES	ALTERNATIVA 3 TRANSF. DE CALOR
INVERSIÓN (MMUSD)	0	40.51	38.19	136.76
INGRESOS* (MMUSD)	23,740.02	24,008.12	24,008.12	24,008.12
EGRESOS (MMUSD)	155.91	91.482	94.63	202.78
VPN (MMUSD)	-----	141.95	142.57	- 14.37
TRI (AÑOS)	-----	1.54	1.45	NO RECUPERABLE
TIR (%)	-----	69.60	73.40	7.8
VPN/VPI	-----	3.5	3.7	- 0.105

n= 15 años , i = 10 %.

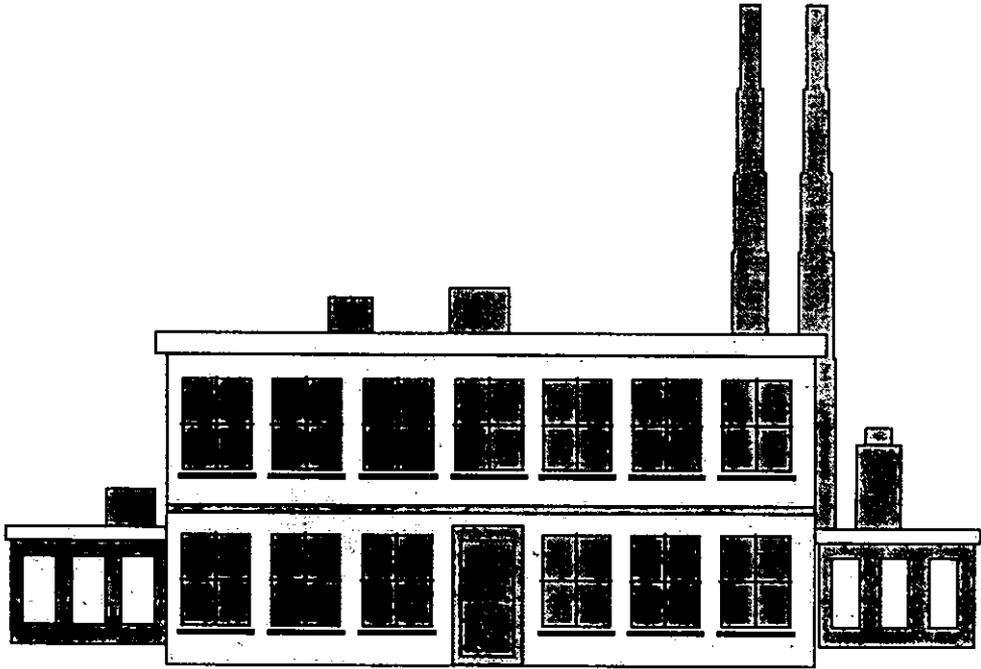
*Se refiere al total de los ingresos obtenidos durante los 15 años de tiempo de vida del proyecto.

Análisis después de obligaciones fiscales (descontando el 60.8 % de impuestos) refiriéndose al total de los ingresos netos.

NOTA: Las ecuaciones utilizadas para el cálculo del análisis económico se encuentran en el Anexo B del presente trabajo.

De la tabla anterior se observa que la alternativa 3 es totalmente inadecuada, ya que no es recuperable la inversión; y por lo que se refiere a las otras dos alternativas, se observa que una buena opción es la alternativa 1, ya que la evaluación económica ha demostrado un ahorro en los egresos. La

alternativa 2 es una opción económicamente factible, pero técnicamente aún no ha sido aplicada en la industria petrolera, por lo que su factibilidad dependerá de la eficiencia técnica.



CAPÍTULO V

CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

CAPITULO V

CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

1. Un proceso de estabilización óptimo en la actualidad no es aquél que cumple solamente con los requerimientos de compra-venta, sino que además elimina las emisiones contaminantes que se envían a la atmósfera, aprovechando al máximo el valor comercial de los hidrocarburos y evitando que el tanque de almacenamiento opere como la última etapa de separación.
2. El aprovechamiento de las emanaciones contaminantes se refleja en el enriquecimiento del crudo en componentes ligeros; mejorando su calidad, eliminando la quema de gas liberado en el tanque de almacenamiento, obteniendo licuables en el gas, y reduciendo el riesgo de accidentes en instalaciones por liberación y acumulación de gas tóxico.
3. Los beneficios que se tendrán en el presente estudio son evidentes, ya que el análisis técnico-económico justifica las alternativas 1,2 como opciones de inversión para un mejor aprovechamiento de los recursos del país, y para satisfacer las demandas futuras.
4. El trabajo realizado abarca aspectos reales considerados para la realización de cualquier proyecto afín, por lo cual se recomienda utilizarlo como patrón en este tipo de proyectos.
5. Dentro del planteamiento técnico del estudio se trataron de cubrir todas las alternativas existentes para el mejor manejo y procesamiento del líquido en las terminales de procesamiento.
6. De la investigación se concluye que el proceso de estabilización más adecuado es el proceso al vacío, ya que no sólo se obtiene un crudo estable, sino que

con esto se logra cumplir con las especificaciones internacionales para su venta, tanto de eliminación de componentes tóxicos (H_2S y CO_2), como en la reducción considerable en las pérdidas de hidrocarburos por evaporación en los tanques de almacenamiento, lo cual a comparación con otros procesos de estabilización se logra de una manera óptima y rentable.

7. Otro de los aspectos que cabe recalcar es la protección al medio ambiente, lo que implica el evitar sanciones por parte de organismos de protección, aunque en este estudio no se contó con elementos necesarios para poder evaluarlos.
8. Una buena estabilización del petróleo crudo, evita problemas posteriores con el cliente, problemas como sanciones y retribuciones por vender el aceite con gran emanación de vapores.
9. De la evaluación y análisis de la primer alternativa (vacío con eyectores), se concluyó que se tienen mejoras para el manejo y producción del crudo, así como en su estabilidad, por lo que es conveniente considerar el equipo utilizado para este proceso de estabilización.
10. Por otro lado, en el estudio efectuado para la segunda alternativa planteada (generación de vacío con sopladores), se observó que ésta debe tomarse en cuenta, ya que se obtiene el mismo grado de estabilización del crudo, y se requiere de un equipo de menor costo en comparación con la alternativa 1; su desventaja es que aún no ha sido utilizada en la industria petrolera de manera generalizada.
11. Con respecto a la tercer alternativa (estabilización con transferencia de calor), se observa que se requieren de grandes incrementos de temperatura para poder obtener un crudo de calidad similar al de las dos alternativas anteriores,

- incrementándose con ésto los costos de consumo de energía y provocando problemas como la búsqueda de equipo que resista tales temperaturas.
12. Por lo anterior y en base al estudio técnico, se recomienda la utilización del proceso al vacío, ya sea con eyectores o sopladores, por ser más rentables y dar mejores resultados que la estabilización por transferencia de calor.
13. Para la estabilización del crudo ligero y de los resultados obtenidos, se concluyó que es recomendable estabilizar el aceite mediante la reducción de presión en los separadores elevados a una presión de 11.7 psia.
14. Cabe hacer énfasis que los resultados obtenidos en el presente estudio solamente nos dan una idea del comportamiento de la producción bajo diferentes filosofías de operación, y nos permite establecer las pautas para poder proponer alternativas que maximicen la eficiencia y rentabilidad de los procesos de producción.
15. Es necesario mencionar que la importancia de estabilizar adecuadamente la producción de petróleo crudo se ha incrementado notablemente en los últimos años, debido a que las regulaciones gubernamentales (cada vez más apegadas a las normas internacionales) en materia de seguridad industrial y protección ecológica así lo han requerido.
16. Como se observó durante el análisis del estudio, actualmente los principales métodos de estabilización del petróleo crudo consisten en la separación gas-líquido en etapas múltiples, con reducción de presión hasta niveles vacuométricos y/o incrementos de temperatura para lograr vaporizar los componentes ligeros del crudo como lo son el metano, etano, propano y butano.

17. Hay que considerar que los procesos expuestos en este análisis no son los únicos, ya que existen otros que pueden ser usados para un futuro próximo y que deben tomarse en cuenta.
18. Es de gran importancia realizar pruebas mediante las cuales sea posible evaluar el efecto del ultrasonido sobre el petróleo crudo con la finalidad de estabilizarlo, evitando así la necesidad de aplicar calor y/o reducir la presión en la etapa de estabilización.

NOMENCLATURA

A

@	medido a.
Å	armstrong.
API	american petroleum institute.
° API	densidad relativa grados API.
A.P.	alta presión.
AT.	atmosférica.

B

Bls.	barriles.
B.P.	baja presión.

C

C	carbono.
°C	grados centígrados.
CPQ	complejo petroquímico.
C.S.	condiciones estándar.
C.T.	condiciones del tanque.
CO ₂	bioxido de carbono.

F

°F	grados fahrenheit.
----	--------------------

G

gr	gramo.
----	--------

H

H	hidrógeno.
Hrs	horas.
H ₂ O	agua.

NOMENCLATURA

H₂S ácido sulfhídrico, sulfuro de hidrógeno.

I

IMP instituto mexicano del petróleo.

IPN instituto politécnico nacional.

K

K grados kelvin.

$\frac{\text{kg}}{\text{cm}^2}$ kilogramo por centímetro cuadrado.

L

Lb-mol libra mol.

Long. longitud.

LPG gas propano licuado.

Lt. litro.

$\frac{\text{lb}}{\text{pg}^2}$ libra por pulgada cuadrada. psi.

$\frac{\text{lb}}{\text{pg}^2}$ abs. libra por pulgada cuadrada absoluta. psia.

M

m metro.

MBD miles de barriles diarios.

mg miligramo.

min. minuto.

ml. mililitros.

mm. milímetro.

MMBCE. millones de barriles de crudo estabilizado.

MMBD millones de barriles diarios.

MMBPCE millones de barriles producidos de crudo estabilizado.

MMBPD millones de barriles por día.

MMPCD millones de pies cúbicos diarios.

NOMENCLATURA

MM\$	millones de pesos.
MMUSD	millones de dólares.
Mpa	megapascales.
mv	milivolts.
mg/l	miligramos por litro.

N

Na	sodio.
NaOH	hidróxido de sodio.
NPSH	carga neta positiva de succión.
Na ₂ S	sulfuro de sodio.

O

O	oxígeno.
---	----------

P

P	presión.
PEMEX	petróleos mexicanos.
PEP	PEMEX exploración y producción.
Pfin	presión final.
Pini	presión inicial.
PM	peso molar.
PPB	partes por billón.
PPM	partes por millón.
PVR	presión de vapor reid.
PVT	presión, volumen, temperatura.
PVV	presión de vapor verdadera.

Q

Q	gasto.
---	--------

NOMENCLATURA

Qc	gasto de condensado.
Qg	gasto de gas.
Qo	gasto de aceite.
Qc.t. D.B.	gasto de condensado a condiciones del tanque en Dos Bocas.
Qctot	gasto total de condensados.
Qc@ c.s. en AT	gasto de condensado medido a condiciones estándar en Atasta.
Qc @ c.t.	gasto de condensados medidos a condiciones del tanque.
Qg A.P. c.t.	gasto de condensados medidos a condiciones del tanque.
Qg A.P. @ c.s. AT	gasto de gas medido a condiciones estándar en Atasta.
Qg B.P.	gasto de gas de baja presión.
Qg c.s. D.B.	gasto de gas a condiciones estándar a Dos Bocas.
Qgtot	gasto total de gas.
Qvap.	gasto de vapores.
Qotot	gasto total de aceite.
Qo@ c.s.	gasto de aceite medido a condiciones estándar.

R

RC	rectificador de condensado.
RCA	rectificador de condensado de alta.
Rec.	rectificador.
RGA	relación gas-aceite.
RH	rectificador horizontal.
RV	rectificador vertical.
Rvap.	rectificador de vapores.
RVC	rectificador vertical de condensado.

S

SH	separador horizontal.
SHAP	separador horizontal de alta presión.
SHC	separador horizontal convencional.

NOMENCLATURA

SHC3F	separador horizontal de condensados de 3 fases.
SHEBP	separador horizontal elevado de baja presión.
SVCAP	separador vertical de condensados de alta presión.
SO ₂	óxido de azufre.

T

T	temperatura.
TB	tanque de bombeo.
TBC	tanque de bombeo de condensado.
TBCA	tanque de balance de condensados de alta.
TBH	tanque de balance horizontal.
Tenf	temperatura de enfriamiento.
TNAP	trampa neumática de alta presión.
TV	tanque vertical.

U

UNAM	Universidad Nacional Autónoma de México.
------	--

V

V	volumen.
---	----------

ANEXO A

**SIMULACION COMPOSICIONAL Y
ECONOMICA DE LAS ALTERNATIVAS DE
PROCESO**

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

CRUDO LIG COY 160°F Ja. ETAPA PVAC-11.7 DBL160V2.DAT

stream table

stream	368	46	53	56	57	58	59	60	14P	14A
from unit to unit	QGBP	TORRE	TANQ	DESP3	DESP3	PVR3	SCUND	SCUND	<input> SHBP	<input> SHBP
P, psia	14.70	150.00	14.70	14.70	14.70	9.36	1000.00	1000.00	14.70	14.70
T, degF	60.00	68.00	119.00	32.00	32.00	100.00	68.00	68.00	60.00	60.00
Volume/time	K - ft3	K - ft3	K - ft3	K - ft3	K - ft3	K - bbl	K - bbl	K - ft3	K - bbl	K - bbl
	11831.868	2854.822	0.000	912.039	0.000	924.859	0.000	191.263	245.317	558.756

lb -mole / time	31411.089	90604.956	0.000	908347.979	0.000	908347.979	0.000	56147.462	260616.568	621232.000
-----------------	-----------	-----------	-------	------------	-------	------------	-------	-----------	------------	------------

Composition, %	N2	CO2	H2S	CH4	C2H6	C3H8	iC4	nc4	iC5	nc5	C7P+	C7A+	C7C+	Z factor	molar vol., ft3 / lb - mol	density, lb / ft3	MW
	0.3391	3.9145	3.9679	50.8030	20.0310	11.7984	1.6307	4.1816	1.0026	1.2164	0.0000	0.0000	0.0000	0.99285	376.67806	0.07563	28.4867
	0.0850	2.9350	4.9596	20.3788	19.8720	22.6984	4.4170	12.4381	3.5253	4.4017	0.0001	0.0001	0.0000	0.83460	31.50845	1.31624	41.4728
	0.0001	0.0377	0.1455	0.0550	0.3659	1.4273	0.6381	2.4391	1.9626	2.9992	21.1425	50.9260	10.2989	0.01571	5.63740	54.46231	307.0259
	0.0001	0.0377	0.1455	0.0550	0.3659	1.4273	0.6381	2.4391	1.9626	2.9992	21.1425	50.9260	10.2989	0.01571	5.63740	54.46231	307.0259
	0.0001	0.0377	0.1455	0.0550	0.3659	1.4273	0.6381	2.4391	1.9626	2.9992	21.1425	50.9260	10.2989	0.01571	5.63740	54.46231	307.0259
	0.0001	0.0377	0.1455	0.0550	0.3659	1.4273	0.6381	2.4391	1.9626	2.9992	21.1425	50.9260	10.2989	0.01571	5.63740	54.46231	307.0259
	0.0001	0.0377	0.1455	0.0550	0.3659	1.4273	0.6381	2.4391	1.9626	2.9992	21.1425	50.9260	10.2989	0.01571	5.63740	54.46231	307.0259
	0.0001	0.0377	0.1455	0.0550	0.3659	1.4273	0.6381	2.4391	1.9626	2.9992	21.1425	50.9260	10.2989	0.01571	5.63740	54.46231	307.0259
	0.0001	0.0377	0.1455	0.0550	0.3659	1.4273	0.6381	2.4391	1.9626	2.9992	21.1425	50.9260	10.2989	0.01571	5.63740	54.46231	307.0259
	0.0001	0.0377	0.1455	0.0550	0.3659	1.4273	0.6381	2.4391	1.9626	2.9992	21.1425	50.9260	10.2989	0.01571	5.63740	54.46231	307.0259
	0.0001	0.0377	0.1455	0.0550	0.3659	1.4273	0.6381	2.4391	1.9626	2.9992	21.1425	50.9260	10.2989	0.01571	5.63740	54.46231	307.0259
	0.0001	0.0377	0.1455	0.0550	0.3659	1.4273	0.6381	2.4391	1.9626	2.9992	21.1425	50.9260	10.2989	0.01571	5.63740	54.46231	307.0259
	0.0001	0.0377	0.1455	0.0550	0.3659	1.4273	0.6381	2.4391	1.9626	2.9992	21.1425	50.9260	10.2989	0.01571	5.63740	54.46231	307.0259
	0.0001	0.0377	0.1455	0.0550	0.3659	1.4273	0.6381	2.4391	1.9626	2.9992	21.1425	50.9260	10.2989	0.01571	5.63740	54.46231	307.0259
	0.0001	0.0377	0.1455	0.0550	0.3659	1.4273	0.6381	2.4391	1.9626	2.9992	21.1425	50.9260	10.2989	0.01571	5.63740	54.46231	307.0259
	0.0001	0.0377	0.1455	0.0550	0.3659	1.4273	0.6381	2.4391	1.9626	2.9992	21.1425	50.9260	10.2989	0.01571	5.63740	54.46231	307.0259
	0.0001	0.0377	0.1455	0.0550	0.3659	1.4273	0.6381	2.4391	1.9626	2.9992	21.1425	50.9260	10.2989	0.01571	5.63740	54.46231	307.0259
	0.0001	0.0377	0.1455	0.0550	0.3659	1.4273	0.6381	2.4391	1.9626	2.9992	21.1425	50.9260	10.2989	0.01571	5.63740	54.46231	307.0259
	0.0001	0.0377	0.1455	0.0550	0.3659	1.4273	0.6381	2.4391	1.9626	2.9992	21.1425	50.9260	10.2989	0.01571	5.63740	54.46231	307.0259
	0.0001	0.0377	0.1455	0.0550	0.3659	1.4273	0.6381	2.4391	1.9626	2.9992	21.1425	50.9260	10.2989	0.01571	5.63740	54.46231	307.0259
	0.0001	0.0377	0.1455	0.0550	0.3659	1.4273	0.6381	2.4391	1.9626	2.9992	21.1425	50.9260	10.2989	0.01571	5.63740	54.46231	307.0259
	0.0001	0.0377	0.1455	0.0550	0.3659	1.4273	0.6381	2.4391	1.9626	2.9992	21.1425	50.9260	10.2989	0.01571	5.63740	54.46231	307.0259
	0.0001	0.0377	0.1455	0.0550	0.3659	1.4273	0.6381	2.4391	1.9626	2.9992	21.1425	50.9260	10.2989	0.01571	5.63740	54.46231	307.0259
	0.0001	0.0377	0.1455	0.0550	0.3659	1.4273	0.6381	2.4391	1.9626	2.9992	21.1425	50.9260	10.2989	0.01571	5.63740	54.46231	307.0259
	0.0001	0.0377	0.1455	0.0550	0.3659	1.4273	0.6381	2.4391	1.9626	2.9992	21.1425	50.9260	10.2989	0.01571	5.63740	54.46231	307.0259
	0.0001	0.0377	0.1455	0.0550	0.3659	1.4273	0.6381	2.4391	1.9626	2.9992	21.1425	50.9260	10.2989	0.01571	5.63740	54.46231	307.0259
	0.0001	0.0377	0.1455	0.0550	0.3659	1.4273	0.6381	2.4391	1.9626	2.9992	21.1425	50.9260	10.2989	0.01571	5.63740	54.46231	307.0259
	0.0001	0.0377	0.1455	0.0550	0.3659	1.4273	0.6381	2.4391	1.9626	2.9992	21.1425	50.9260	10.2989	0.01571	5.63740	54.46231	307.0259
	0.0001	0.0377	0.1455	0.0550	0.3659	1.4273	0.6381	2.4391	1.9626	2.9992	21.1425	50.9260	10.2989	0.01571	5.63740	54.46231	307.0259
	0.0001	0.0377	0.1455	0.0550	0.3659	1.4273	0.6381	2.4391	1.9626	2.9992	21.1425	50.9260	10.2989	0.01571	5.63740	54.46231	307.0259
	0.0001	0.0377	0.1455	0.0550	0.3659	1.4273	0.6381	2.4391	1.9626	2.9992	21.1425	50.9260	10.2989	0.01571	5.63740	54.46231	307.0259
	0.0001	0.0377	0.1455	0.0550	0.3659	1.4273	0.6381	2.4391	1.9626	2.9992	21.1425	50.9260	10.2989	0.01571	5.63740	54.46231	307.0259
	0.0001	0.0377	0.1455	0.0550	0.3659	1.4273	0.6381	2.4391	1.9626	2.9992	21.1425	50.9260	10.2989	0.01571	5.63740	54.46231	307.0259
	0.0001	0.0377	0.1455	0.0550	0.3659	1.4273	0.6381	2.4391	1.9626	2.9992	21.1425	50.9260	10.2989	0.01571	5.63740	54.46231	307.0259
	0.0001	0.0377	0.1455	0.0550	0.3659	1.4273	0.6381	2.4391	1.9626	2.9992	21.1425	50.9260	10.2989	0.01571	5.63740	54.46231	307.0259
	0.0001	0.0377	0.1455	0.0550	0.3659	1.4273	0.6381	2.4391	1.9626	2.9992	21.1425	50.9260	10.2989	0.01571	5.63740	54.46231	307.0259
	0.0001	0.0377	0.1455	0.0550	0.3659	1.4273	0.6381	2.4391	1.9626	2.9992	21.1425	50.9260	10.2989	0.01571	5.63740	54.46231	307.0259
	0.0001	0.0377	0.1455	0.0550	0.3659	1.4273	0.6381	2.4391	1.9626	2.9992	21.1425	50.9260	10.2989	0.01571	5.63740	54.46231	307.0259
	0.0001	0.0377	0.1455	0.0550	0.3659	1.4273	0.6381	2.4391	1.9626	2.9992	21.1425	50.9260	10.2989	0.01571	5.63740	54.46231	307.0259
	0.0001	0.0377	0.1455	0.0550	0.3659	1.4273	0.6381	2.4391	1.9626	2.9992	21.1425	50.9260	10.2989	0.01571	5.63740	54.46231	307.0259
	0.0001	0.0377	0.1455	0.0550	0.3659	1.4273	0.6381	2.4391	1.9626	2.9992	21.1425	50.9260	10.2989	0.01571	5.63740	54.46231	307.0259
	0.0001	0.0377	0.1455	0.0550	0.3659	1.4273	0.6381	2.4391	1.9626	2.9992	21.1425	50.9260	10.2989	0.01571	5.63740	54.46231	307.0259
	0.0001	0.0377	0.1455	0.0550	0.3659	1.4273	0.6381	2.4391	1.9626	2.9992	21.1425	50.9260	10.2989	0.01571	5.63740	54.46231	307.0259
	0.0001	0.0377	0.1455	0.0550	0.3659	1.4273	0.6381	2.4391	1.9626	2.9992	21.1425	50.9260	10.2989	0.01571	5.63740	54.46231	307.0259
	0.0001	0.0377	0.1455	0.0550	0.3659	1.4273	0.6381	2.4391	1.9626	2.9992	21.1425	50.9260	10.2989	0.01571	5.63740	54.46231	307.0259
	0.0001	0.0377	0.1455	0.0550	0.3659	1.4273	0.6381	2.4391	1.9626	2.9992	21.1425	50.9260	10.2989	0.01571	5.63740	54.46231	307.0259
	0.0001	0.0377	0.1455	0.0550	0.3659	1.4273	0.6381	2.4391	1.9626	2.9992	21.1425	50.9260	10.2989	0.01571	5.63740	54.46231	307.0259
	0.0001	0.0377	0.1455	0.0550	0.3659	1.4273	0.6381	2.4391	1.9626	2.9992	21.1425	50.9260	10.2989	0.01571	5.63740	54.46231	307.0259
	0.0001	0.0377	0.1455	0.0550	0.3659	1.4273	0.6381	2.4391	1.9626	2.9992	21.1425	50.9260	10.2989</				

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

CRUDO LIQ. CON 160°F 16. ETAPA PVAC=11.7 DBL16OV2.DAT

stream table

stream	14C	47	48	35	36	35A	36A	37	38	39
from unit	<input>	<input>	<input>	SHBP	SHBP	TS	TS	RIDB	RIDB	R2DB
to unit	SHBP	TANQ	SHBP	RIDB	RIDB	DES2	RIDB	SHC3F	R2DB	SHC3F
P, psia	14.70	14.70	60.00	60.00	60.00	11.70	11.70	56.70	56.70	181.40
T, degF	60.00	60.00	126.00	126.00	126.00	122.00	122.00	122.00	122.00	125.00
Volume/time	K - bbl	K - ft3	K - bbl	K - ft3	gas	liq	gas	liq	gas	liq
	130.764	16492.582	3.715	943.228	3222.683	925.569	37840.340	0.000	10901.544	3.277
lb -mole / time	118484.396	43699.132	11068.301	968921.875	31411.089	897279.678	71642.198	0.241	103053.045	10512.104

Composition, %

N2	00.0000	0.1762	00.0000	0.0028	0.3391	0.0001	0.0373	0.0010	0.1293	0.0038
CO2	0.0066	6.0854	00.0000	0.2501	3.9245	0.0381	2.9049	0.1836	3.2126	0.4550
H2S	0.0336	10.2831	00.0000	0.5297	3.9679	0.1473	5.3196	0.6129	4.9076	1.6517
CH4	2.0778	42.2530	00.0000	1.0511	50.8030	0.0557	13.5180	0.5134	24.8827	1.9628
C2H6	0.9057	41.2022	00.0000	1.8110	20.0310	0.3704	19.8530	1.7915	19.9073	5.9568
C3H8	1.0704	00.0000	00.0000	3.1958	11.7984	1.4449	25.1249	5.6805	21.0630	16.3976
iC4	0.4512	00.0000	00.0000	0.9688	1.6307	0.6459	5.0125	2.3583	3.9817	5.9815
nC4	3.2289	00.0000	00.0000	3.3353	4.1816	2.4692	14.1818	8.8436	11.1337	20.6054
iC5	2.3599	00.0000	28.8581	1.8096	1.0026	1.6308	4.0479	5.6149	3.1197	10.0912
nC5	3.4129	00.0000	36.0323	2.7742	1.2164	2.5917	5.0596	8.8448	3.8881	14.4531
nC6	7.4977	00.0000	35.1081	7.0535	1.1149	7.2223	4.9403	23.8711	3.7742	22.5407
C7+	00.0000	00.0000	0.0008	19.8208	0.0000	21.4033	0.0001	18.4011	0.0000	0.0002
C7A+	00.0000	00.0000	0.0008	47.7423	0.0000	51.5542	0.0001	23.2160	0.0000	0.0001
C7C+	78.9553	00.0000	00.0000	9.6550	0.0000	10.4259	0.0000	0.0673	0.0000	0.0000
Z factor	0.01633	0.99451	0.00497	0.05218	0.97939	0.01086	0.98996	0.03443	0.96085	0.05060
molar vol., ft3 / lb - mol	6.19649	377.41211	1.88456	5.46570	102.59698	5.79160	528.18508	3.79021	105.78576	1.75033
density, lb / ft3	55.62508	0.06730	40.90088	53.09972	0.27766	53.50206	0.08388	49.33775	0.37324	35.78287
HW	344.6803	25.4002	77.0802	290.2270	28.4867	309.8624	44.3053	187.0004	39.4834	62.6317

 *
 * COMPUTER MODELLING GROUP PHASE PROPERTY PACKAGE *
 * CMGPROP VERSION PC13.6.1 *
 *

CRUDO LIQ. CON 160°F Ia. ETAPA PVAC=11.7 DBL160V2.DAT

stream table

stream	40	41	42	43	43A	43B	44	45	49	50
from unit to unit	R2DB R3DB	R3DB SHC3F	R3DB R4DB	R4DB SHC3F	R4DB Q9CB	Q9CB SCUND	SHC3F TORRE	SHC3F TORRE	DESP2 PVR2	DESP2 TANQ
P, psia	181.40	580.60	580.60	1050.00	1050.00	14.70	355.98	355.98	14.70	14.70
T, degF	125.00	128.00	128.00	67.00	67.00	60.00	70.00	70.00	32.00	32.00
Volume/time	K - ft3 2845.159	K - bb1 9.660	K - ft3 468.045	K - bb1 10.717	K - ft3 40.212	K - ft3 21185.300	K - bb1 15.170	K - ft3 393.460	K - bb1 908.382	K - ft3 0.000
lb -mole / time	92540.941	34806.813	57734.128	45285.799	12448.330	56147.462	61190.075	29414.881	897279.678	0.000

Composition, %	N2	CO2	H2S	CH4	C2H6	C3H8	IC4	nc4	IC5	nc5	C7P+	C7A+	C7C+
z factor	0.88884	0.14345	0.74631	0.24684	0.60009	0.99453	0.08717	0.83768	0.01584	0.01584	0.01584	0.01584	0.01584
molar vol., ft3 / lb - mol	30.74487	1.55825	8.10691	1.32874	3.23032	377.31537	1.99197	13.37622	5.68405	5.68405	5.68405	5.68405	5.68405
density, lb / ft3	1.19870	29.80028	3.83337	24.64391	7.74115	0.06709	34.52687	2.07600	54.51431	54.51431	54.51431	54.51431	54.51431
MW	36.8539	46.4364	31.0767	32.7454	25.0064	25.3129	48.0604	27.7690	309.8624	309.8624	309.8624	309.8624	309.8624

gas	liq	K - bb1	K - ft3	gas	liq	gas	liq	gas	liq	gas
0.1435	0.0261	0.1491	0.4518	0.2373	0.0135	0.2337	0.0001	0.2337	0.0001	0.0001
3.5259	1.8380	4.3539	5.2329	5.8964	1.7660	5.3668	0.0381	5.3668	0.0381	0.0381
5.2774	4.5258	6.0609	4.5289	9.0074	4.6366	5.6315	0.1473	5.6315	0.1473	0.1473
27.4863	9.8319	38.1298	32.7602	45.6697	7.7165	46.7195	0.0557	46.7195	0.0557	0.0557
21.4920	17.3727	23.9754	25.0232	20.1637	17.6744	24.4437	0.3704	24.4437	0.3704	0.3704
21.5929	27.8373	17.8283	20.2114	9.1591	2.0306	12.7696	1.4449	12.7696	1.4449	1.4449
3.7659	6.2093	2.2928	2.6995	0.1804	5.9279	1.2739	0.8459	1.2739	0.8459	0.8459
10.0578	17.8496	5.3602	6.3830	1.6394	17.1086	2.7224	2.4692	2.7224	2.4692	2.4692
2.3278	4.8301	0.8192	0.9984	0.0371	5.0478	0.3583	1.6308	0.3583	1.6308	1.6308
2.6880	5.7689	0.8306	1.0177	0.0333	6.3477	0.3536	2.5917	0.3536	2.5917	2.5917
1.6425	3.9103	0.2752	0.3428	0.0056	6.2894	0.1271	7.2223	0.1271	7.2223	7.2223
0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0001	0.0000	21.4033	0.0000	21.4033	21.4033
0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0001	0.0000	51.5542	0.0000	51.5542	51.5542
0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	10.4259	0.0000	10.4259	10.4259

 *
 * COMPUTER MODELLING GROUP PHASE PROPERTY PACKAGE *
 * * * * *
 * CHGPROP VERSION FC:3.6.1 *
 * * * * *

***** CRUDO LIQ. CON 160°F Ia. ETAPA PVAC=11.7 DBL160V2.DAT *****

stream table

stream	51	52	55
from unit	PVR2	TANQ	Qocs
to unit	TANQ	Qocs	PVR3
P, psia	9.31	14.70	14.70
T, degF	100.00	119.00	60.00
Volume/time	liq	liq	liq
	K - bbl	K - bbl	K - bbl
	921.033	928.798	917.059

lb -mole / time 897279.678 908347.979 908347.979

Composition, %	0.0001	0.0001	0.0001
N2	0.0381	0.0377	0.0377
CO2	0.1473	0.1455	0.1455
H2S	0.0557	0.0550	0.0550
CH4	0.3704	0.3659	0.3659
C2H6	1.4449	1.4273	1.4273
C3H8	0.6459	0.6381	0.6381
iC4	2.4692	2.4391	2.4391
nC4	1.6308	1.9626	1.9626
iC5	2.5917	2.9992	2.9992
nC5	7.2223	7.5621	7.5621
C7P+	21.4033	21.1425	21.1425
C7A+	51.5542	50.9260	50.9260
C7C+	10.4259	10.2989	10.2989
Z factor	0.00893	0.01359	0.01494
molar vol., ft3 / lb - mol	5.76322	5.74099	5.66843
density, lb / ft3	53.76552	53.47964	54.16423
MW	309.8624	307.0259	307.0259

 * COMPUTER MODELLING GROUP PHASE PROPERTY PACKAGE *
 * CHGPROP VERSION PC13.6.1 *

CON 160°F la. ETAPA PVAC=11.7 DBL160V2.DAT

CRUDO LIQ. *****

stream table

stream 46B 46A *****

from unit	GLPct	<input>
to unit	<output>	GLPct
P, psia	626.00	14.70
T, degF	60.00	60.00

liq gas

Volume/time	K - bbl	K - ft3
	8.805	13288.003

lb -mole / time	35837.400	35837.400
-----------------	-----------	-----------

Composition, %	
N2	00.0000 00.0000
CO2	00.0000 00.0000
H2S	00.0000 00.0000
CH4	00.0000 00.0000
C2H6	00.0000 00.0000
C3H8	57.3866 57.3866
IC4	11.1672 11.1672
nc4	31.4463 31.4463
IC5	00.0000 00.0000
nc5	00.0000 00.0000
nc6	00.0000 00.0000
C7P+	00.0000 00.0000
C7A+	00.0000 00.0000
C7C+	00.0000 00.0000

Z factor	0.15483	0.97704
molar vol., ft3 / lb - mol	1.37943	370.78591
density, lb / ft3	36.30083	0.13505

MW	50.0744	50.0744
----	---------	---------

 * COMPUTER MODELLING GROUP PHASE PROPERTY PACKAGE *
 * CMGPROP VERSION PC13.6.1 *

CRUDO LICERO CON 140°F Ya. ETAPA PVAC=11.7 DBL140V2.DAT

stream table

stream	36B	46	53	56	57	58	59	60	14P	14A
from unit to unit	QGBP <output>	TORRE <output>	TANQ <output>	DESP3 <output>	DESP3 <output>	PVR3 <output>	SCUND <output>	SCUND <output>	<input> SHBP	<input> SHBP
P, psia	14.70	150.00	14.70	14.70	14.70	10.67	1000.00	1000.00	14.70	14.70
T, degF	60.00	70.00	106.00	32.00	32.00	100.00	68.00	68.00	60.00	60.00
Volume/time	K - ft3	K - ft3	K - ft3	K - bbl	K - ft3	K - bbl	K - bbl	K - ft3	K - bbl	K - bbl
	12109.591	3018.781	0.000	916.476	0.000	929.531	0.000	203.710	248.422	560.604
lb -mole / time	32139.779	94082.641	0.000	923928.056	0.000	923928.056	0.000	59880.394	271748.769	628777.000

Composition, %

N2	0.3423	0.0878	0.0001	0.0001	0.0001	0.0001	0.2302	0.2302	0.0123	0.0167
CO2	4.0269	3.1538	0.0449	0.0449	0.0449	0.0449	6.0794	6.0794	0.6765	0.3311
H2S	3.9116	5.1182	0.1691	0.1691	0.1691	0.1691	8.9870	8.9870	0.5415	0.8637
CH4	51.8968	21.2396	0.0598	0.0598	0.0598	0.0598	45.3303	45.3303	2.4134	2.9347
C2H6	20.0842	20.7641	0.4271	0.4271	0.4271	0.4271	36.8768	36.8768	2.3342	2.9358
C3H8	11.4579	23.0559	1.6808	1.6808	1.6808	1.6808	1.9204	1.9204	3.6760	4.2841
IC4	1.5263	4.2655	0.7319	0.7319	0.7319	0.7319	0.1672	0.1672	0.9067	1.2434
nC4	3.8783	11.8238	2.7839	2.7839	2.7839	2.7839	0.3371	0.3371	3.4951	3.7133
IC5	0.8905	3.1483	2.0993	2.0993	2.0993	2.0993	0.0344	0.0344	2.0792	1.7121
nC5	1.0678	3.8673	3.2020	3.2020	3.2020	3.2020	0.0310	0.0310	3.6024	2.4670
nC6	0.9173	3.4756	7.8226	7.8226	7.8226	7.8226	0.0063	0.0063	9.5914	5.9090
C7P+	0.0000	0.0000	20.7860	20.7861	20.7861	20.7861	0.0000	0.0000	70.6714	00.0000
C7A+	0.0000	0.0000	50.0673	50.0673	50.0673	50.0673	0.0000	0.0000	00.0000	73.5691
C7C+	0.0000	0.0000	10.1252	10.1252	10.1252	10.1252	0.0000	0.0000	00.0000	00.0000
Z factor	0.99311	0.84670	0.01370	0.01552	0.01552	0.01004	0.60074	0.60074	0.01352	0.01319
molar vol., ft3 / lb - mol	376.77892	32.08648	5.65615	5.56930	5.56930	5.64863	3.40195	3.40195	5.13262	5.00584
density, lb / ft3	0.07422	1.25860	53.55754	54.39276	54.39276	53.62880	7.45352	7.45352	52.68574	53.63698
HW	27.9638	40.3841	302.9294	302.9294	302.9294	302.9294	25.3565	25.3565	270.4160	268.4982

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

CRUDO LIGERO CON 140°F la. ETAPA PVAC=11.7 DBL140V2.DAT

stream table

stream	14C	47	48	35	36	35A	36A	37	38	39
from unit to unit	<input> SHBP	<input> Qgcs	<input> TANQ	SHBP TB	SHBP RIDB	DESF2	TB RIDB	RIDB SHC3F	RIDB R2DB	R2DB SHC3F
P, psia	14.70	14.70	14.70	60.00	60.00	11.70	11.70	56.70	56.70	181.40
T, degF	60.00	60.00	60.00	114.00	114.00	109.00	109.00	122.00	122.00	125.00
Volume/time	liq	gas	liq	liq	gas	liq	gas	liq	gas	liq
	K - bbl	K - ft3	K - bbl	K - bbl	K - ft3	K - bbl	K - ft3	K - bbl	K - ft3	K - bbl
	131.190	17883.035	3.297	945.997	3228.249	927.999	38435.140	0.000	11296.368	2.190
lb -mole / time	120111.614	47383.310	9870.398	988497.604	32139.779	914057.658	74439.946	0.059	106579.666	7019.975
Composition, %	N2	00.0000	0.1743	0.0029	0.3423	0.0001	0.0374	0.0010	0.1294	0.0037
	CO2	0.0074	6.2621	0.2793	4.0269	0.0454	3.1516	0.1995	3.4156	0.4676
	H2S	0.0349	10.1625	0.5753	3.9116	0.1710	5.5404	0.6374	5.0492	1.8554
	CH4	2.2355	42.1726	00.0000	1.9116	0.0604	14.0576	0.5217	25.4683	1.9370
	C2H6	1.0199	41.2285	00.0000	1.1145	0.0604	20.9926	1.8562	20.7187	6.0290
	C3H8	1.2020	00.0000	00.0000	3.5092	11.4579	25.7376	5.7636	21.4315	16.5355
	IC4	0.4943	00.0000	00.0000	1.0506	0.7198	4.8666	2.2813	3.8593	5.8116
	nC4	3.4976	00.0000	00.0000	3.6217	3.8783	13.5405	8.4304	10.6268	20.3626
	IC5	2.4751	00.0000	30.2978	1.9324	0.8905	3.6223	5.0353	2.7985	9.9458
	nC5	3.5521	00.0000	37.2171	2.9565	1.7948	4.4516	7.8067	3.4312	14.3195
	nC6	7.5956	00.0000	32.4852	7.2886	2.8347	4.0017	19.4518	3.0716	22.9317
	C7P+	00.0000	00.0000	00.0000	19.4283	0.0000	0.0000	18.2950	0.0000	0.0003
	C7A+	00.0000	00.0000	00.0000	46.7968	0.0000	0.0000	29.6091	0.0000	0.0002
	C7C+	77.8856	00.0000	00.0000	9.4638	0.0000	0.0000	0.1110	0.0000	0.0000
Z factor		0.01616	0.99451	0.00494	0.05237	0.97889	0.01093	0.03686	0.96271	0.05063
molar vol., ft3 / lb - mol		6.13244	377.41211	1.87562	5.37318	100.44402	5.70022	516.32413	105.98989	1.75120
density, lb / ft3		55.56771	0.06738	40.89727	53.15792	0.27840	53.57201	0.08362	0.36408	35.78771
MW		340.7659	25.4313	76.7077	285.6273	27.9638	305.3723	43.1761	38.5887	62.6715

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

CRUDO LIGERO CON 140°F 18. ETAPA PVAC=11.7 DBL140V2.DAT

stream table

stream	40	41	42	43	43A	43B	44	45	49	50
from unit to unit	R2DB R3DB	R3DB SHC3P	R3DB R4DB	R4DB SHC3P	R4DB Qcsc	Qcsc SCUND	SHC3P TORRE	SHC3P TORRE	DES2 PVR2	DES2 TANQ
P, psia	181.40	580.60	580.60	1050.00	1050.00	14.70	355.98	355.98	14.70	14.70
T, degF	125.00	128.00	128.00	67.00	67.00	60.00	115.00	115.00	32.00	32.00
Volume/time	K - ft3	K - bbl	K - ft3	K - bbl	K - ft3	K - ft3	K - bbl	K - ft3	K - bbl	K - ft3
	3060.412	10.409	502.123	11.744	40.225	22593.680	10.791	782.897	913.230	0.000
lb -mole / time	99559.691	37510.417	62049.274	49552.190	12497.084	59880.394	38861.295	55221.346	914057.658	0.000

Composition, %	N2	CO2	H2S	CH4	C2H6	C3H8	iC4	nC4	iC5	nC5	nC6	C7P+	C7A+	C7C+	Z factor	molar vol., ft3 / lb - mol	density, lb / ft3	HW
	0.1382	3.6234	5.2885	27.1275	21.7545	21.7767	3.7216	9.9403	2.2945	2.6635	1.6712	0.0000	0.0000	0.0000	0.88868	30.73947	1.20010	36.8906
	0.0252	1.8919	4.5363	9.7271	17.5927	28.0533	6.1282	17.6150	4.7527	5.7060	3.9713	0.0000	0.0000	0.0000	0.14343	1.55799	29.76663	46.3760
	4.6702	5.7432	37.6465	24.2704	17.9823	20.1967	2.2668	5.3007	0.8085	0.8242	0.2808	0.0000	0.0000	0.0000	0.74497	8.09233	3.85011	31.1563
	0.1471	4.4895	6.0493	32.6890	25.2523	20.1967	2.6365	6.2303	0.9708	0.9946	0.3440	0.0000	0.0000	0.0000	0.24719	1.33064	24.56766	32.6906
	0.4422	5.3866	4.5297	57.3031	20.3771	9.2018	0.8009	1.6151	0.1648	0.0310	0.0301	0.0000	0.0000	0.0000	0.59795	3.21878	7.78954	25.0728
	0.2302	6.0794	8.9870	45.3303	36.8768	1.9204	0.1672	0.3371	0.0344	0.0063	0.0063	0.0000	0.0000	0.0000	0.99452	377.31349	0.06720	25.3565
	0.0088	1.2007	3.6537	4.9856	13.7587	27.3037	6.7231	20.2052	6.3082	7.9993	7.8529	0.0001	0.0001	0.0000	0.08999	1.55912	33.02888	51.4961
	0.1434	4.5282	6.1489	32.6782	25.6941	20.0666	2.5361	5.9255	0.9246	0.9594	0.9594	0.0000	0.0000	0.0000	0.81833	14.17744	2.29690	32.5641
	0.0001	0.0454	0.1710	0.0604	0.4317	1.6989	0.7398	2.8140	1.7948	2.8347	7.5562	21.0105	50.6079	10.2345	0.01563	5.60950	54.43840	305.3723
	0.0001	0.0454	0.1710	0.0604	0.4317	1.6989	0.7398	2.8140	1.7948	2.8347	7.5562	21.0105	50.6079	10.2345	0.01563	5.60950	54.43840	305.3723

 *
 * COMPUTER MODELLING GROUP PHASE PROPERTY PACKAGE *
 * CMGPROP VERSION PC1.3.6.1 *

CRUDO LIGERO CON 140°F la. ETAPA PVAC=11.7 DBL140V2.DAT

stream table

stream	51	52	55
from unit to unit	PVR2 TANQ	TANQ Qocb	Qocb PVR3
P, psia	10.64	14.70	14.70
T, degf	100.00	106.00	60.00
	llq	llq	llq
Volume/time	K - bbl 926.135	K - bbl 930.768	K - bbl 921.589

lb -mole / time 914057.658 923928.056 923928.056

Composition, %	0.0001	0.0001	0.0001	0.0001
N2	0.0454	0.0449	0.0449	0.0449
CO2	0.1710	0.1691	0.1691	0.1691
H2S	0.0604	0.0598	0.0598	0.0598
CH4	0.4317	0.4271	0.4271	0.4271
C2H6	1.6989	1.6808	1.6808	1.6808
C3H8	0.7398	0.7319	0.7319	0.7319
IC4	2.8140	2.7839	2.7839	2.7839
nC4	1.7948	2.0993	2.0993	2.0993
IC5	2.8347	3.2020	3.2020	3.2020
nC5	7.5562	7.8226	7.8226	7.8226
nC6	21.0105	20.7861	20.7861	20.7861
C7P+	50.6079	50.0673	50.0673	50.0673
C7A+	10.2345	10.1252	10.1252	10.1252
C7C+	0.01008	0.01370	0.01370	0.01476
Z factor	5.68877	5.65615	5.65615	5.60037
molar vol., ft3 / lb - mol	53.67984	53.55754	53.55754	54.09099
density, lb / ft3	305.3723	302.9294	302.9294	302.9294

```

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

```

CRUDO LIGERO CON 140°F 1a. ETAPA PVAC=11.7 DBL140V2.DAT

stream table

```

*****
stream          46B          46A
*****

```

```

from unit      GLPct  <input>
to unit        <output> GLPct

P, psia        626.00  14.70
T, degF        60.00   60.00

```

liq gas

```

Volume/time   K - bbl   K - ft3
              9.028   13658.060

```

```

lb -mole / time
36828.838   36828.838

```

```

Composition, %
N2          00.0000   00.0000
CO2         00.0000   00.0000
H2S         00.0000   00.0000
CH4         00.0000   00.0000
C2H6        00.0000   00.0000
C3H8        58.8984   58.8984
iC4         10.8966   10.8966
nC4         30.2050   30.2050
iC5         00.0000   00.0000
nC5         00.0000   00.0000
nC6         00.0000   00.0000
C7P+       00.0000   00.0000
C7A+       00.0000   00.0000
C7C+       00.0000   00.0000

```

```

z factor      0.15449   0.97722
molar vol., ft3 / lb - mol
1.37637      370.85232
density, lb / ft3
36.22744     0.13445

```

```

MW           49.8623   49.8623

```

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

CRUDO LIGERO CON 140°F 1a. ETAPA PVAC=11.7 DBL140V2.DAT

stream table

stream	36B	46	47A	53	56	57	58	59	60	14P
from unit to unit	QGBP	TORRE	QCOND	TANQ	DESF3	DESF3	PVR3	SCUND	SCUND	<input> SHBP
	<output>	<output>	<output>	<output>	<output>	<output>	<output>	<output>	<output>	
P, psia	14.70	150.00	14.70	14.70	14.70	14.70	12.47	1000.00	1000.00	14.70
T, degF	60.00	70.00	60.00	106.00	32.00	32.00	100.00	68.00	68.00	60.00
Volume/time	gas	gas	gas	gas	liq	gas	liq	liq	gas	liq
	K - ft3	K - ft3	K - ft3	K - ft3	K - bbl	K - ft3	K - bbl	K - bbl	K - ft3	K - bbl
	12109.591	3018.781	16064.697	0.000	917.100	0.000	930.222	0.000	196.135	248.422
lb -mole / time	32139.779	94082.641	42567.973	0.000	928743.393	0.000	928743.393	0.000	55065.057	271748.769

Composition, %

N2	0.3423	0.0878	0.1941	0.0001	0.0001	0.0001	0.0001	0.2504	0.2504	0.0123
CO2	4.0269	3.1538	6.9704	0.0446	0.0446	0.0446	0.0446	6.6110	6.6110	0.6765
H2S	3.9116	5.1182	00.0000	0.6901	0.6901	0.6901	0.6901	1.0280	1.0280	0.5415
CH4	51.8968	21.2396	46.9432	0.0595	0.0595	0.0595	0.0595	49.2944	49.2944	2.4134
C2H6	20.0842	20.7641	45.8923	0.4249	0.4249	0.4249	0.4249	40.1017	40.1016	2.3342
C3H8	11.4579	23.0559	00.0000	1.6721	1.6721	1.6721	1.6721	2.0884	2.0884	3.6760
IC4	1.5263	4.2655	00.0000	0.7281	0.7281	0.7281	0.7281	0.1818	0.1818	0.9067
nC4	3.8783	11.6238	00.0000	2.7695	2.7695	2.7695	2.7695	0.3665	0.3665	3.4951
nC5	0.8905	3.1483	00.0000	2.0874	2.0874	2.0874	2.0874	0.0374	0.0374	2.0792
nC6	1.0678	3.8673	00.0000	3.1842	3.1842	3.1842	3.1842	0.0337	0.0337	3.6024
nC7	0.9173	3.4756	00.0000	7.7809	7.7809	7.7809	7.7809	0.0068	0.0068	9.5914
C7P+	0.0000	0.0000	00.0000	20.6783	20.6783	20.6783	20.6783	0.0000	0.0000	70.6714
C7A+	0.0000	0.0000	00.0000	49.8077	49.8077	49.8077	49.8077	0.0000	0.0000	00.0000
C7C+	0.0000	0.0000	00.0000	10.0727	10.0727	10.0727	10.0727	0.0000	0.0000	00.0000

Z factor	0.99311	0.84670	0.99472	0.01364	0.01545	0.01545	0.01167	0.62898	0.62898	0.01352
molar vol., ft3 / lb - mol	376.77892	32.08648	377.38930	5.63109	5.54420	5.54420	5.62352	3.56187	3.56187	5.13262
density, lb / ft3	0.07422	1.25860	0.06480	53.54806	54.38733	54.38733	53.62016	6.90470	6.90469	52.68574
MW	27.9638	40.3841	24.4530	301.5341	301.5341	301.5341	301.5341	24.5937	24.5936	270.4160

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

CRUDO LIGERO CON..... 12072.DAS

stream table

stream	36B	46	47A	53	56	57	58	59	60	14P
from unit to unit										
P, psia	14.70	150.00	14.70	14.70	14.70	14.70	13.91	1000.00	1000.00	14.70
T, degF	60.00	70.00	98.80	32.00	32.00	32.00	100.00	68.00	68.00	60.00
Volume/time	14640.276	3667.551	19725.744	0.000	922.977	0.000	936.417	0.000	224.228	251.817
1000 lb -mole / time	38.860	113.586	52.271	0.000	949.636	0.000	949.636	0.000	63.328	284.366

Composition, %	N2	CO2	H2S	CH4	C2H6	C3H8	iC4	nC4	iC5	nC5	nC6	C7P+	C7A+	C7C+	Z factor	molar vol., ft3 / lb - mol	density, lb / ft3	MW
K - ft3	0.3147	4.2071	4.1216	50.3337	21.0210	12.0281	1.5470	3.8466	0.8283	0.9759	0.7760	0.0000	0.0000	0.0000	0.99303	376.74894	0.07472	28.1499
K - ft3	0.0885	3.3036	5.2982	21.2732	21.3536	23.7091	4.2414	11.5113	2.8728	3.4670	2.8811	0.0000	0.0000	0.0000	0.85204	32.28867	1.23222	39.7867
K - ft3	0.1923	7.1788	00.0000	46.2271	46.4018	00.0000	00.0000	00.0000	00.0000	00.0000	00.0000	00.0000	00.0000	00.0000	0.99468	377.37433	0.06514	24.5825
K - bbl	0.0001	0.0482	0.8222	0.0552	0.4647	1.9468	0.8451	3.1819	2.2945	3.4674	8.0875	20.2234	48.7120	9.8512	0.01358	5.53489	53.53428	296.3063
K - bbl	0.0001	0.0482	0.8222	0.0552	0.4647	1.9468	0.8451	3.1819	2.2945	3.4674	8.0875	20.2235	48.7119	9.8511	0.01520	5.45697	54.29866	296.3063
K - bbl	0.0001	0.0482	0.8222	0.0552	0.4647	1.9468	0.8451	3.1819	2.2945	3.4674	8.0875	20.2235	48.7119	9.8511	0.01282	5.53643	53.51938	296.3063
K - bbl	0.0001	0.0482	0.8222	0.0552	0.4647	1.9468	0.8451	3.1819	2.2945	3.4674	8.0875	20.2235	48.7119	9.8511	0.01282	5.53643	53.51938	296.3063
K - ft3	0.2352	6.8980	0.8084	48.0472	41.9115	1.6311	1.6311	0.2745	0.0270	0.0242	0.0049	0.0000	0.0000	0.0000	0.62525	3.54075	6.97266	24.6885
K - ft3	0.2352	6.8980	0.8084	48.0471	41.9114	1.6311	1.6311	0.2745	0.0270	0.0242	0.0049	0.0000	0.0000	0.0000	0.62525	3.54075	6.97265	24.6884
K - bbl	0.0127	0.7724	0.6274	2.5945	2.6816	4.3443	1.0656	4.0788	2.3312	3.9866	9.9689	67.5360	00.0000	00.0000	0.01310	4.97192	52.48241	260.9385

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

CRUDO LIGERO CO# 120°F CON PVAC=11.7 DBL120V2.DAT

stream table

stream	36B	46	47A	53	56	57	58	59	60	14P
from unit to unit	QGBP <output>	TORRE <output>	QCOND <output>	TANQ <output>	DESF3 <output>	DESF3 <output>	PVR3 <output>	SCUND <output>	SCUND <output>	<input> SHBP
P, psia	14.70	150.00	14.70	14.70	14.70	14.70	11.72	1000.00	1000.00	14.70
T, degF	60.00	70.00	60.00	98.80	32.00	32.00	100.00	68.00	68.00	60.00
Volume/time	K - ft3	K - ft3	K - ft3	K - ft3	K - bbl	K - ft3	K - bbl	K - bbl	K - ft3	K - bbl
1000 lb -mole / time	14640.276	3667.551	21991.937	0.000	922.189	0.000	935.546	0.000	233.404	251.817
	38.860	113.586	58.289	0.000	943.618	0.000	943.618	0.000	69.346	284.366

Composition, %	N2	CO2	H2S	CH4	C2H6	C3H8	IC4	nc4	IC5	nc5	nc6	C7P+	C7A+	C7C+	Z factor	molar vol., ft3 / lb - mol	denality, lb / ft3	MW
	0.3147	4.2071	4.1216	50.3337	21.0210	12.0281	1.5470	3.8466	0.8283	0.9759	0.7760	0.0000	0.0000	0.0000	0.99303	376.74894	0.07472	28.1499
	0.0885	3.3036	10.3244	21.2732	21.3536	23.7091	4.2414	11.5113	2.8728	3.4670	2.8811	0.0000	0.0000	0.0000	0.85204	32.28867	1.23222	39.7867
	0.1725	6.4376	10.3244	41.4544	41.6111	00.0000	00.0000	00.0000	00.0000	00.0000	00.0000	00.0000	00.0000	00.0000	0.99446	377.29111	0.06775	25.5631
	0.0001	0.0485	0.1897	0.0556	0.4676	1.9592	0.8505	3.2022	2.3092	3.4895	8.1390	20.3524	49.0226	9.9140	0.01365	53.54557	54.30546	297.9786
	0.0001	0.0485	0.1897	0.0556	0.4676	1.9593	0.8505	3.2022	2.3092	3.4895	8.1390	20.3525	49.0226	9.9140	0.01529	54.30546	54.30546	297.9786
	0.0001	0.0485	0.1897	0.0556	0.4676	1.9593	0.8505	3.2022	2.3092	3.4895	8.1390	20.3525	49.0226	9.9140	0.01529	54.30546	54.30546	297.9786
	0.0001	0.0485	0.1897	0.0556	0.4676	1.9593	0.8505	3.2022	2.3092	3.4895	8.1390	20.3525	49.0226	9.9140	0.01529	54.30546	54.30546	297.9786
	0.0001	0.0485	0.1897	0.0556	0.4676	1.9593	0.8505	3.2022	2.3092	3.4895	8.1390	20.3525	49.0226	9.9140	0.01529	54.30546	54.30546	297.9786
	0.0001	0.0485	0.1897	0.0556	0.4676	1.9593	0.8505	3.2022	2.3092	3.4895	8.1390	20.3525	49.0226	9.9140	0.01529	54.30546	54.30546	297.9786
	0.0001	0.0485	0.1897	0.0556	0.4676	1.9593	0.8505	3.2022	2.3092	3.4895	8.1390	20.3525	49.0226	9.9140	0.01529	54.30546	54.30546	297.9786
	0.0001	0.0485	0.1897	0.0556	0.4676	1.9593	0.8505	3.2022	2.3092	3.4895	8.1390	20.3525	49.0226	9.9140	0.01529	54.30546	54.30546	297.9786
	0.0001	0.0485	0.1897	0.0556	0.4676	1.9593	0.8505	3.2022	2.3092	3.4895	8.1390	20.3525	49.0226	9.9140	0.01529	54.30546	54.30546	297.9786
	0.0001	0.0485	0.1897	0.0556	0.4676	1.9593	0.8505	3.2022	2.3092	3.4895	8.1390	20.3525	49.0226	9.9140	0.01529	54.30546	54.30546	297.9786
	0.0001	0.0485	0.1897	0.0556	0.4676	1.9593	0.8505	3.2022	2.3092	3.4895	8.1390	20.3525	49.0226	9.9140	0.01529	54.30546	54.30546	297.9786
	0.0001	0.0485	0.1897	0.0556	0.4676	1.9593	0.8505	3.2022	2.3092	3.4895	8.1390	20.3525	49.0226	9.9140	0.01529	54.30546	54.30546	297.9786
	0.0001	0.0485	0.1897	0.0556	0.4676	1.9593	0.8505	3.2022	2.3092	3.4895	8.1390	20.3525	49.0226	9.9140	0.01529	54.30546	54.30546	297.9786
	0.0001	0.0485	0.1897	0.0556	0.4676	1.9593	0.8505	3.2022	2.3092	3.4895	8.1390	20.3525	49.0226	9.9140	0.01529	54.30546	54.30546	297.9786
	0.0001	0.0485	0.1897	0.0556	0.4676	1.9593	0.8505	3.2022	2.3092	3.4895	8.1390	20.3525	49.0226	9.9140	0.01529	54.30546	54.30546	297.9786
	0.0001	0.0485	0.1897	0.0556	0.4676	1.9593	0.8505	3.2022	2.3092	3.4895	8.1390	20.3525	49.0226	9.9140	0.01529	54.30546	54.30546	297.9786
	0.0001	0.0485	0.1897	0.0556	0.4676	1.9593	0.8505	3.2022	2.3092	3.4895	8.1390	20.3525	49.0226	9.9140	0.01529	54.30546	54.30546	297.9786
	0.0001	0.0485	0.1897	0.0556	0.4676	1.9593	0.8505	3.2022	2.3092	3.4895	8.1390	20.3525	49.0226	9.9140	0.01529	54.30546	54.30546	297.9786
	0.0001	0.0485	0.1897	0.0556	0.4676	1.9593	0.8505	3.2022	2.3092	3.4895	8.1390	20.3525	49.0226	9.9140	0.01529	54.30546	54.30546	297.9786
	0.0001	0.0485	0.1897	0.0556	0.4676	1.9593	0.8505	3.2022	2.3092	3.4895	8.1390	20.3525	49.0226	9.9140	0.01529	54.30546	54.30546	297.9786
	0.0001	0.0485	0.1897	0.0556	0.4676	1.9593	0.8505	3.2022	2.3092	3.4895	8.1390	20.3525	49.0226	9.9140	0.01529	54.30546	54.30546	297.9786
	0.0001	0.0485	0.1897	0.0556	0.4676	1.9593	0.8505	3.2022	2.3092	3.4895	8.1390	20.3525	49.0226	9.9140	0.01529	54.30546	54.30546	297.9786
	0.0001	0.0485	0.1897	0.0556	0.4676	1.9593	0.8505	3.2022	2.3092	3.4895	8.1390	20.3525	49.0226	9.9140	0.01529	54.30546	54.30546	297.9786
	0.0001	0.0485	0.1897	0.0556	0.4676	1.9593	0.8505	3.2022	2.3092	3.4895	8.1390	20.3525	49.0226	9.9140	0.01529	54.30546	54.30546	297.9786
	0.0001	0.0485	0.1897	0.0556	0.4676	1.9593	0.8505	3.2022	2.3092	3.4895	8.1390	20.3525	49.0226	9.9140	0.01529	54.30546	54.30546	297.9786
	0.0001	0.0485	0.1897	0.0556	0.4676	1.9593	0.8505	3.2022	2.3092	3.4895	8.1390	20.3525	49.0226	9.9140	0.01529	54.30546	54.30546	297.9786
	0.0001	0.0485	0.1897	0.0556	0.4676	1.9593	0.8505	3.2022	2.3092	3.4895	8.1390	20.3525	49.0226	9.9140	0.01529	54.30546	54.30546	297.9786
	0.0001	0.0485	0.1897	0.0556	0.4676	1.9593	0.8505	3.2022	2.3092	3.4895	8.1390	20.3525	49.0226	9.9140	0.01529	54.30546	54.30546	297.9786
	0.0001	0.0485	0.1897	0.0556	0.4676	1.9593	0.8505	3.2022	2.3092	3.4895	8.1390	20.3525	49.0226	9.9140	0.01529	54.30546	54.30546	297.9786
	0.0001	0.0485	0.1897	0.0556	0.4676	1.9593	0.8505	3.2022	2.3092	3.4895	8.1390	20.3525	49.0226	9.9140	0.01529	54.30546	54.30546	297.9786
	0.0001	0.0485	0.1897	0.0556	0.4676	1.9593	0.8505	3.2022	2.3092	3.4895	8.1390	20.3525	49.0226	9.9140	0.01529	54.30546	54.30546	297.9786
	0.0001	0.0485	0.1897	0.0556	0.4676	1.9593	0.8505	3.2022	2.3092	3.4895	8.1390	20.3525	49.0226	9.9140	0.01529	54.30546	54.30546	297.9786
	0.0001	0.0485	0.1897	0.0556	0.4676	1.9593	0.8505	3.2022	2.3092	3.4895	8.1390	20.3525	49.0226	9.9140	0.01529	54.30546	54.30546	297.9786
	0.0001	0.0485	0.1897	0.0556	0.4676	1.9593	0.8505	3.2022	2.3092	3.4895	8.1390	20.3525	49.0226	9.9140	0.01529	54.30546	54.30546	297.9786
	0.0001	0.0485	0.1897	0.0556	0.4676	1.9593	0.8505	3.2022	2.3092	3.4895	8.1390	20.3525	49.0226	9.9140	0.01529	54.30546	54.30546	297.9786
	0.0001	0.0485	0.1897	0.0556	0.4676	1.9593	0.8505	3.2022	2.3092	3.4895	8.1390	20.3525	49.0226	9.9140	0.01529	54.30546	54.30546	297.9786
	0.0001	0.0485	0.1897	0.0556	0.4676	1.9593	0.8505	3.2022	2.3092	3.4895	8.1390	20.3525	49.0226	9.9140	0.01529	54.30546	54.30546	297.9786
	0.0001	0.0485	0.1897	0.0556	0.4676	1.9593	0.8505	3.2022	2.3092	3.4895	8.1390	20.3525	49.0226	9.9140	0.01529	54.30546	54.30546	297.9786
	0.0001	0.0485	0.1897	0.0556	0.4676	1.9593	0.8505	3.2022	2.3092	3.4895	8.1390	20.3525	49.0226	9.9140	0.01529	54.30546	54.30546	297.9786
	0.0001	0.0485	0.1897	0.0556	0.4676	1.9593	0.8505	3.2022	2.3092	3.4895	8.1390	20.3525	49.0226	9.9140	0.01529	54.30546	54.30546	297.9786
	0.0001	0.0485	0.1897	0.0556	0.4676	1.9593	0.8505	3.2022	2.3092	3.4895	8.1390	20.3525	49.0226	9.9140	0.01529	54.30546	54.30546	297.9786
	0.0001	0.0485	0.1897	0.0556	0.4676	1.9593	0.8505	3.2022	2.3092	3.4895	8.1390	20.3525	49.0226	9.9140	0.01529	54.30546	54.30546	297.9786
	0.0001	0.0485	0.1897	0.0556	0.4676	1.9593	0.8505	3.2022	2.3092	3.4895	8.1390	20.3525	49.0226	9.9140	0.01529	54.30546	54.30546	297.9786
	0.0001	0.0485	0.1897	0.0556	0.4676	1.9593												

 * COMPUTER MODELLING GROUP PHASE PROPERTY PACKAGE *
 * CHGPROP VERSION PC13.6.1 *

CRUDO LIGERO CON 120°F CON PVAC=11.7 DBL120V2.DAT

stream table

stream	14A	14C	47	48	35	36	35A	36A	37	38
from unit to unit	<input> SHBP	<input> SHBP	<input> QCOND	<input> TANQ	SHBP TB	SHBP R1DB	DESF2	TB R1DB	R1DB SRCJF	R1DB R2DB
P, psia	14.70	14.70	14.70	14.70	60.00	60.00	11.70	11.70	56.70	56.70
T, degF	60.00	60.00	60.00	60.00	104.00	104.00	100.00	100.00	122.00	122.00
Volume/time	K - bbl 566.070	K - bbl 131.603	K - ft3 21998.106	K - bbl 3.491	K - bbl 952.107	K - ft3 3829.597	K - bbl 931.950	K - ft3 43570.556	K - bbl 0.000	K - ft3 13213.679
1000 lb-mole/time	651.665	121.756	58.289	10.474	1018.927	38.860	933.144	85.783	0.000	124.643

Composition, %	N2	CO2	H2S	CH4	C2H6	C3H8	IC4	nc4	IC5	nc5	nc6	C7P+	C7A+	C7C+
z factor	0.0174	0.4019	0.9961	3.1643	3.3633	4.9799	1.4187	1.8483	2.6308	6.0066	00.0000	70.9852	00.0000	
molar vol., ft3 / lb - mol	0.0174	0.0085	0.0365	2.4252	1.1591	1.3511	0.5384	3.7600	2.5730	3.6648	7.6492	00.0000	00.0000	
density, lb / ft3	0.1725	6.4376	10.3244	41.4544	41.6111	00.0000	00.0000	00.0000	31.1553	37.5994	31.2453	00.0000	00.0000	
MW	260.8018	336.8757	25.5631	76.5338	278.8031	28.1499	300.4641	43.1766	213.1457	38.4918				

z factor	0.01285	0.01599	0.99447	0.00493	0.05204	0.97747	0.01092	0.98939	0.03818	0.96291
molar vol., ft3 / lb - mol	4.87712	6.06869	377.39696	1.87140	5.24638	98.54982	5.60740	507.91303	4.20324	106.01220
density, lb / ft3	53.47453	55.51041	0.06774	40.89664	53.14197	0.28564	53.58350	0.08501	50.70986	0.36309
MW	260.8018	336.8757	25.5631	76.5338	278.8031	28.1499	300.4641	43.1766	213.1457	38.4918

 * COMPUTER MODELLING GROUP PHASE PROPERTY PACKAGE *
 * CHGPROP VERSION FC:3.6.1 *

CRUDO LIGERO CON 120°F CON PVAC-11.7 DBL120V2.DAT

stream table

stream	39	40	41	42	43	43A	43B	44	45	49
from unit	R2DB	R2DB	R3DB	R3DB	R4DB	R4DB	Q9CS	SHC3F	SHC3F	DESF2
to unit	SHC3F	R3DB	SHC3F	R4DB	SHC3F	Q9CS	SCUND	TORRE	TORRE	PVR2
P, psia	181.40	181.40	580.60	580.60	1050.00	1050.00	14.70	355.98	355.98	14.70
T, degF	125.00	125.00	128.00	128.00	67.00	67.00	60.00	115.00	115.00	32.00
Volume/time	K - bbl	K - ft3	K - bbl	K - ft3	K - bbl	K - ft3	K - ft3	K - bbl	K - ft3	K - bbl
	1.894	3633.631	13.186	570.566	14.248	35.330	26163.928	11.989	991.112	918.754
1000 lb-mole/time	6.094	118.549	47.564	70.985	59.929	11.057	69.346	43.340	70.247	933.144
Composition, %	N2	0.0033	0.1255	0.0240	0.1935	0.1484	0.4382	0.0086	0.1379	0.0001
	CO2	0.4737	3.6605	1.9572	4.8018	4.6600	5.5707	1.2224	4.5877	0.0490
	H2S	1.6978	5.4210	4.6776	5.9191	6.1569	4.6303	9.4166	6.2686	0.1918
	CH4	1.8335	25.5721	9.4839	36.3519	32.6067	56.6514	4.8317	31.4170	0.0562
	C2H6	6.1276	22.0737	18.0108	24.7960	25.5549	28.2742	13.9228	25.9381	0.4729
	C3H8	17.2374	22.7018	28.8712	18.5680	20.2702	9.3420	28.3366	20.8541	1.9812
	IC4	5.9751	3.8306	6.1365	2.2855	2.5611	0.7915	6.8887	2.6081	0.8601
	nC4	20.6816	10.1129	17.3481	5.2651	5.9464	1.5722	20.4161	6.0173	3.2381
	IC5	9.7854	2.2639	4.4889	0.7730	0.8871	0.1545	6.0749	0.8972	1.9854
	nC5	14.0113	2.6246	5.3481	0.7830	0.9019	0.1385	7.5972	0.9189	3.1066
	nC6	22.1725	1.6234	3.6536	0.2630	0.3064	0.0278	6.9756	0.3550	7.8797
	C7P+	0.0004	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0001	0.0000	20.5809
	C7A+	0.0004	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0001	0.0000	49.5728
	C7C+	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	10.0252
Z factor		0.05045	0.88612	0.14329	0.73995	0.24797	0.59359	0.99448	0.81438	0.01540
molar vol., ft3 / lb - mol		1.74505	30.65086	1.55647	8.03779	1.33483	3.19533	377.29702	14.10905	5.52800
density, lb / ft3		35.70095	1.21589	29.57148	3.90640	24.38093	7.88314	0.06760	2.32897	54.35314
MW		62.2999	37.2679	46.0272	31.3988	32.5445	25.1892	25.5034	32.8596	300.4641

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

CRUDO LIGERO CON 120°F CON PVAC=11.7 DBL120V2.DAT

stream table

stream	50	51	52	55
from unit to unit	DESP2 TANQ	PVR2 TANQ	TANQ Qocs	Qocs PVR3
P, psia	14.70	11.70	14.70	14.70
T, degf	32.00	100.00	98.80	60.00
gas		liq	liq	liq
Volume/time	K - ft3	K - bb1	K - bb1	K - bb1
	0.000	931.950	935.277	927.421
1000 lb-mole/time	0.000	933.144	943.618	943.618

Composition, %	N2	CO2	H2S	CH4	C2H6	C3H8	LC4	nc4	lc5	nc5	nc6	C7P+	C7A+	C7C+	Z factor	molar vol., ft3 / lb - mol	density, lb / ft3	MW
	0.0001	0.0490	0.1918	0.0562	0.4729	1.9812	0.8601	3.2381	1.9854	3.1066	7.8797	20.5809	49.5728	10.0252	0.01540	5.52800	54.35314	300.4641
	0.0001	0.0485	0.1897	0.0556	0.4676	1.9593	0.8505	3.2022	2.3092	3.4895	8.1390	20.3525	49.0226	9.9140	0.01365	5.60740	53.58350	297.9786
	0.0001	0.0485	0.1897	0.0556	0.4676	1.9593	0.8505	3.2022	2.3092	3.4895	8.1390	20.3525	49.0226	9.9140	0.01454	5.56495	53.54557	297.9786

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

CON 120°F CON PVAC-11.7 DBL120V2.DAT

CRUDO LIGERO

stream table

 stream 46B 46A

from unit GLPct <input>
 to unit <output> GLPct

P, psia 626.00 14.70
 T, degF 60.00 60.00

liq gas

Volume/time K - bbl K - ft3
 10.969 16625.085

lb -mole / time
 44823.080 44823.080

Composition, %
 N2 00.0000 00.0000
 CO2 00.0000 00.0000
 H2S 00.0000 00.0000
 CH4 00.0000 00.0000
 C2H6 00.0000 00.0000
 C3H8 60.0811 60.0811
 iC4 10.7481 10.7481
 nC4 29.1707 29.1707
 iC5 00.0000 00.0000
 nC5 00.0000 00.0000
 nC6 00.0000 00.0000
 C7P+ 00.0000 00.0000
 C7A+ 00.0000 00.0000
 C7C+ 00.0000 00.0000

Z factor 0.15423 0.97736
 molar vol., ft3 / lb - mol
 1.37402 370.90456
 density, lb / ft3
 36.16876 0.13399

MW 49.6964 49.6964

 * COMPUTER MODELLING GROUP PHASE PROPERTY PACKAGE *
 * CHGPROP VERSION PC:J.6.1 *
 * *****

CRUDO LIGERO QJN 90°F φON PVAC=11.7 DBL90V2.DAT

stream table

stream	36B	46	47A	53	56	57	58	59	60	14P
from unit	QGBP	TORRE	QCOND	TANQ	DESF3	DESF3	PVR3	SCURD	SCURD	<input>
to unit	<output>	<output>	<output>	<output>	<output>	<output>	<output>	<output>	<output>	SHBP
P, psia	14.70	150.00	14.70	14.70	14.70	14.70	13.72	1000.00	1000.00	14.70
T, degF	60.00	70.00	60.00	86.00	32.00	32.00	100.00	68.00	68.00	60.00
Volume/time	K - ft3	K - ft3	K - ft3	K - ft3	K - bbl	K - ft3	K - bbl	K - ft3	K - ft3	K - bbl
1000 lb -mole / time	19536.879	4968.228	30648.604	0.000	930.595	0.000	944.414	0.000	293.298	257.404
1000 lb -mole / time	51.856	152.203	81.238	0.000	973.766	0.000	973.766	0.000	88.623	306.280
Composition, %										
N2	0.2781	0.0906	0.1697	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.1914	0.1914	0.0135
CO2	4.5264	3.5940	6.7335	0.0561	0.0561	0.0561	0.0561	6.6624	6.6624	0.9649
H2S	4.4380	5.6201	10.5295	0.2303	0.2303	0.2303	0.2303	10.0515	10.0515	0.7981
CH4	48.4935	21.5608	40.3951	0.0504	0.0504	0.0504	0.0504	41.6583	41.6583	2.9424
C2H6	22.5573	22.5093	42.1721	0.5495	0.5495	0.5495	0.5495	40.4287	40.4287	3.3761
C3H8	12.6242	24.6041	00.0000	2.4952	2.4952	2.4952	2.4952	0.7954	0.7954	5.6370
IC4	1.4971	4.0947	00.0000	1.0556	1.0556	1.0556	1.0556	0.0640	0.0640	1.3412
nC4	3.5675	10.6833	00.0000	3.8864	3.8864	3.8864	3.8864	0.1240	0.1240	5.0305
IC5	0.6845	2.3843	00.0000	2.5909	2.5909	2.5909	2.5909	0.0116	0.0116	2.6501
nC5	0.7819	2.7935	00.0000	3.8521	3.8521	3.8521	3.8521	0.0104	0.0104	4.4278
nC6	0.5515	2.0654	00.0000	8.3994	8.3994	8.3994	8.3994	0.0022	0.0022	10.1143
C7P+	0.0000	0.0000	00.0000	19.7224	19.7224	19.7224	19.7224	0.0000	0.0000	62.7041
C7A+	0.0000	0.0000	00.0000	47.5047	47.5047	47.5047	47.5047	0.0000	0.0000	00.0000
C7C+	0.0000	0.0000	00.0000	9.6070	9.6070	9.6070	9.6070	0.0000	0.0000	00.0000
z factor	0.99304	0.86136	0.99441	0.01362	0.01495	0.01495	0.01244	0.58442	0.58442	0.01243
molar vol., ft3 / lb - mol	376.75002	32.64214	377.26907	5.42782	5.36566	5.36566	5.44534	3.30951	3.30951	4.71862
density, lb / ft3	0.07482	1.18574	0.06828	53.55551	54.17594	54.17594	53.38320	7.77436	7.77436	52.14524
MW	28.1892	38.7050	25.7612	290.6899	290.6899	290.6898	290.6899	25.7293	25.7293	246.0535

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

CRUDO LIGERO CON 90°F CON PVAC=11.7 DBL90V2.DAT

stream table

stream	14A	14C	47	48	35	36	35A	36A	37	38
from unit to unit	<input> SHBP	<input> SHBP	<input> QCOND	<input> TANQ	SHBP TB	SHBP R1DB	DES#2	TB R1DB	R1DB SHC3F	R1DB R2DB
P, psia	14.70	14.70	14.70	14.70	60.00	60.00	11.70	11.70	56.70	56.70
T, degF	60.00	60.00	60.00	60.00	87.00	87.00	86.00	86.00	122.00	122.00
Volume/time	K - bbl	K - bbl	K - ft3	K - bbl	K - bbl	K - ft3	K - bbl	K - ft3	K - bbl	K - ft3
1000 lb-mole/time	575.225	132.164	30657.202	3.656	961.556	4945.363	937.660	53316.749	0.000	16932.781
Composition, %	N2	0.0186	0.1697	0.0000	0.0024	0.2781	0.0000	0.0236	0.1063	0.1063
	CO2	0.5032	6.7335	0.0000	0.3833	4.5264	0.0567	3.7019	3.6998	3.6998
	H2S	1.2512	10.5295	0.0000	0.8267	4.3380	0.2329	6.1324	5.5818	5.5818
	CH4	3.6069	40.3951	0.0000	1.1856	48.4935	0.0510	10.9270	23.1338	23.1338
	C2H6	4.2033	42.1721	0.0000	2.7542	22.5573	0.5558	22.3998	22.4510	22.4510
	C3H8	6.2449	1.5917	0.0000	5.2224	12.6242	2.5238	29.3384	23.9072	23.9072
	iC4	1.6933	0.5994	0.0000	1.4752	1.4971	1.0677	5.1170	3.9407	3.9407
	nC4	4.8732	0.0993	0.0000	4.8317	3.5675	3.9309	13.4781	10.2578	10.2578
	iC5	1.9945	2.6763	0.0000	2.3246	0.6845	2.2436	3.0486	2.2804	2.2804
	nC5	2.7854	3.7745	0.0000	3.4671	0.7819	3.4546	3.5789	2.6700	2.6700
	nC6	5.9702	7.6576	0.0000	7.6141	0.5515	8.1691	2.6543	1.9710	1.9710
	C7P+	00.0000	00.0000	0.0000	17.9406	0.0000	19.9482	0.0000	0.0000	0.0000
	C7A+	66.8553	00.0000	0.0000	43.2131	0.0000	48.0487	0.0000	0.0000	0.0000
	C7C+	00.0000	75.3641	0.0000	8.7391	0.0000	9.7170	0.0000	0.0000	0.0000
Z factor	0.01230	0.01575	0.99441	0.00491	0.05158	0.97532	0.01093	0.98878	0.96374	0.96374
molar vol., ft3 / lb - mol	4.66766	5.97798	377.37492	1.86212	5.04331	95.36659	5.46831	494.90417	106.10323	106.10322
density, lb / ft3	53.19806	55.42852	0.06826	40.89463	53.13119	0.29559	53.60826	0.08659	0.35897	0.35897
MW	248.3107	331.3504	25.7612	76.1508	267.9573	28.1892	293.1465	42.8532	38.0882	38.0881

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

CRUDO LIGERO CON 90°F CON PVAC=11.7 DBL90V2.DAT

stream table

stream	39	40	41	42	43	43A	43B	44	45	49
from unit	R2DB	R2DB	R3DB	R3DB	R4DB	R4DB	Q9ca	SHC3F	SHC3F	DESF2
to unit	SHC3F	R3DB	SHC3F	R4DB	SHC3F	Q9ca	SCUND	TORRE	TORRE	PVR2
P, psia	181.40	181.40	580.60	580.60	1050.00	1050.00	14.70	355.98	355.98	14.70
T, degF	125.00	125.00	128.00	128.00	67.00	67.00	60.00	115.00	115.00	32.00
Volume/time	K - bbl	K - ft3	K - bbl	K - ft3	K - bbl	K - ft3	K - ft3	K - bbl	K - ft3	K - bbl
	0.811	4795.689	18.682	712.319	19.630	23.309	33434.979	13.296	1454.740	926.997
1000 lb-mole/time	2.616	156.972	67.464	89.508	82.123	7.385	88.623	48.320	103.882	962.742

Composition, %	N2	CO2	H2S	CH4	C2H6	C3H8	IC4	nC4	iC5	nC5	nC6	C7P+	C7A+	C7C+	? factor	molar vol., ft3 / lb - mol	density, lb / ft3	HW														
	0.0029	0.1080	0.0220	0.1729	0.1498	0.4295	0.1914	0.0082	0.0082	0.1290	0.0000	0.0567	0.2329	0.0510	0.5558	2.5238	1.0677	3.9309	2.2436	3.4546	0.3032	8.1691	0.0000	19.9482	48.0487	9.7170	0.01506	5.40612	2.37814	54.22490	293.1465	
	0.4870	3.7533	2.0661	5.0250	4.9481	5.8600	6.6624	1.2566	1.2566	4.6812	0.0000	0.0567	0.2329	0.0510	0.5558	2.5238	1.0677	3.9309	2.2436	3.4546	0.3032	8.1691	0.0000	19.9482	48.0487	9.7170	0.01506	5.40612	2.37814	54.22490	293.1465	
	1.7697	5.6454	4.9062	6.2025	6.3292	4.7937	10.0515	3.8348	3.8348	6.4505	0.0000	0.0567	0.2329	0.0510	0.5558	2.5238	1.0677	3.9309	2.2436	3.4546	0.3032	8.1691	0.0000	19.9482	48.0487	9.7170	0.01506	5.40612	2.37814	54.22490	293.1465	
	1.5911	23.4911	9.0830	34.3508	32.4441	55.5539	41.6583	4.5857	4.5857	29.4566	0.0000	0.0567	0.2329	0.0510	0.5558	2.5238	1.0677	3.9309	2.2436	3.4546	0.3032	8.1691	0.0000	19.9482	48.0487	9.7170	0.01506	5.40612	2.37814	54.22490	293.1465	
	6.3169	22.7199	18.7358	25.7227	26.1249	21.2501	40.4287	14.2072	14.2072	26.3709	0.0000	0.0567	0.2329	0.0510	0.5558	2.5238	1.0677	3.9309	2.2436	3.4546	0.3032	8.1691	0.0000	19.9482	48.0487	9.7170	0.01506	5.40612	2.37814	54.22490	293.1465	
	18.2215	24.0020	30.0672	19.4306	20.3195	9.5450	0.7954	29.9748	29.9748	22.1060	0.0000	0.0567	0.2329	0.0510	0.5558	2.5238	1.0677	3.9309	2.2436	3.4546	0.3032	8.1691	0.0000	19.9482	48.0487	9.7170	0.01506	5.40612	2.37814	54.22490	293.1465	
	6.0834	3.9050	6.0613	2.2798	2.4158	0.7683	0.0640	7.0921	7.0921	2.7004	0.0000	0.0567	0.2329	0.0510	0.5558	2.5238	1.0677	3.9309	2.2436	3.4546	0.3032	8.1691	0.0000	19.9482	48.0487	9.7170	0.01506	5.40612	2.37814	54.22490	293.1465	
	20.5877	10.0856	16.6716	5.1217	5.4484	1.4885	0.1240	20.5375	20.5375	6.0996	0.0000	0.0567	0.2329	0.0510	0.5558	2.5238	1.0677	3.9309	2.2436	3.4546	0.3032	8.1691	0.0000	19.9482	48.0487	9.7170	0.01506	5.40612	2.37814	54.22490	293.1465	
	9.3210	2.1631	4.0835	0.7157	0.7675	0.1395	0.0116	5.6844	5.6844	0.8492	0.0000	0.0567	0.2329	0.0510	0.5558	2.5238	1.0677	3.9309	2.2436	3.4546	0.3032	8.1691	0.0000	19.9482	48.0487	9.7170	0.01506	5.40612	2.37814	54.22490	293.1465	
	13.3119	2.4927	4.8412	0.7226	0.7763	0.1249	0.0104	6.9647	6.9647	0.8533	0.0000	0.0567	0.2329	0.0510	0.5558	2.5238	1.0677	3.9309	2.2436	3.4546	0.3032	8.1691	0.0000	19.9482	48.0487	9.7170	0.01506	5.40612	2.37814	54.22490	293.1465	
	22.2060	1.6338	3.4622	0.2557	0.2764	0.0266	0.0022	5.8538	5.8538	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
	0.0005	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
	0.0004	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
	0.05032	0.88324	0.14314	0.73262	0.24931	0.58634	0.99441	0.08918	0.08918	0.80830	0.00000	0.0567	0.2329	0.0510	0.5558	2.5238	1.0677	3.9309	2.2436	3.4546	0.3032	8.1691	0.0000	19.9482	48.0487	9.7170	0.01506	5.40612	2.37814	54.22490	293.1465	
	1.74052	30.55127	1.55482	7.95815	1.34204	3.15627	377.27227	1.54497	1.54497	14.00371	0.00000	0.0567	0.2329	0.0510	0.5558	2.5238	1.0677	3.9309	2.2436	3.4546	0.3032	8.1691	0.0000	19.9482	48.0487	9.7170	0.01506	5.40612	2.37814	54.22490	293.1465	
	35.61935	1.23366	29.31100	3.98936	24.08316	8.04073	0.06820	32.56935	32.56935	2.37814	0.00000	0.0567	0.2329	0.0510	0.5558	2.5238	1.0677	3.9309	2.2436	3.4546	0.3032	8.1691	0.0000	19.9482	48.0487	9.7170	0.01506	5.40612	2.37814	54.22490	293.1465	
	61.9962	37.6899	45.5734	31.7479	32.3207	25.3787	25.7293	50.3188	50.3188	33.3028	0.00000	0.0567	0.2329	0.0510	0.5558	2.5238	1.0677	3.9309	2.2436	3.4546	0.3032	8.1691	0.0000	19.9482	48.0487	9.7170	0.01506	5.40612	2.37814	54.22490	293.1465	

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

CRUDO LIGERO CON 90°F CON PVAC=11.7 DBL90V2.DAT

stream table

stream	50	51	52	55
from unit to unit	DES2 TANQ	PVR2 TANQ	TANQ Qocs	Qocs PVR3
P, psia	14.70	13.71	14.70	14.70
T, degF	32.00	100.00	86.00	60.00
gas	liq	liq	liq	liq
Volume/time	K - ft3	K - bbl	K - bbl	K - bbl
	0.000	940.647	941.376	936.009
1000 lb-mole/time	0.000	962.742	973.766	973.766

Composition, %	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
N2	0.0000	0.0567	0.0561	0.0561
CO2	0.0567	0.0567	0.0561	0.0561
H2S	0.2329	0.2329	0.2303	0.2303
CH4	0.0510	0.0510	0.0504	0.0504
C2H6	0.5558	0.5558	0.5495	0.5495
C3H8	2.5238	2.5238	2.4952	2.4952
IC4	1.0677	1.0677	1.0556	1.0556
nC4	3.9309	3.9309	3.8864	3.8864
IC5	2.2436	2.2436	2.5909	2.5909
nC5	3.4546	3.4546	3.8521	3.8521
nC6	8.1691	8.1691	8.3994	8.3994
C7P+	19.9482	19.9482	19.7224	19.7224
C7A+	48.0487	48.0487	47.5047	47.5047
C7C+	9.7170	9.7170	9.6070	9.6070
Z factor	0.01506	0.01252	0.01362	0.01423
molar vol., ft3 / lb - mol	5.40612	5.48573	5.42782	5.39688
density, lb / ft3	54.22490	53.43803	53.55551	53.86255
HW	293.1465	293.1465	290.6859	290.6899

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

CRUDO LIGERO CON 90°F CON PVAC=11.7 DBL90V2.DAT

stream table

 stream 46B 46A

from unit GLPct <input>
 to unit <output> GLPct

P, psia 626.00 14.70
 T, degf 60.00 60.00

liq gas

Volume/time K - bbl K - ft3
 14.618 22238.578

lb -mole / time
 59940.737 59940.737

Composition, %
 N2 00.0000 00.0000
 CO2 00.0000 00.0000
 H2S 00.0000 00.0000
 CH4 00.0000 00.0000
 C2H6 00.0000 00.0000
 C3H8 62.4753 62.4753
 iC4 10.3974 10.3974
 nC4 27.1273 27.1273
 iC5 00.0000 00.0000
 nC5 00.0000 00.0000
 nC6 00.0000 00.0000
 C7P+ 00.0000 00.0000
 C7A+ 00.0000 00.0000
 C7C+ 00.0000 00.0000

Z factor 0.15369 0.97763
 molar vol., ft3 / lb - mol
 1.36925 371.00943
 density, lb / ft3
 36.04940 0.13304

MW 49.3606 49.3606

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

CRUDO LIGERO CON 90°F CON PVAC=11.7 DBL90V2.DAT

stream table

stream	36B	46	47A	53	56	57	58	59	60	14P
from unit to unit	QGBP <output>	TORRE <output>	QCOND <output>	TANQ <output>	DESP3 <output>	DESP3 <output>	PVR3 <output>	SCUND <output>	SCUND <output>	<input> SHBP
P, psia	14.70	150.00	14.70	14.70	14.70	14.70	16.72	1000.00	1000.00	14.70
T, degF	60.00	70.00	60.00	86.00	32.00	32.00	100.00	68.00	68.00	60.00
Volume/time	K - ft3	K - ft3	K - ft3	K - ft3	K - bbl	K - ft3	K - bbl	K - bbl	K - ft3	K - bbl
1000 lb -mole / time	19536.879	4968.228	27427.501	0.000	931.715	0.000	945.652	0.000	280.912	257.404
Composition, %	0.2781	0.0906	0.1897	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.2118	0.0135
N2	4.5264	3.5940	7.5260	0.0556	0.0556	0.0556	0.0556	0.0556	7.3742	0.9649
CO2	4.4380	5.6201	00.0000	1.0991	1.0991	1.0991	1.0991	1.0991	0.4421	0.7981
H2S	48.4935	21.5608	45.1491	0.0500	0.0500	0.0500	0.0500	0.0500	46.1087	2.9424
C3H6	22.5573	22.5093	47.1353	0.5447	0.5447	0.5447	0.5447	0.5447	44.7479	4.7478
C3H8	12.6242	24.6041	00.0000	2.4735	2.4735	2.4735	2.4735	2.4735	0.8804	5.6370
iC4	1.4971	4.0947	00.0000	1.0464	1.0464	1.0464	1.0464	1.0464	0.0709	1.3412
nC4	3.5675	10.6833	00.0000	3.8525	3.8525	3.8525	3.8525	3.8525	0.1373	5.0305
iC5	0.6845	2.3843	00.0000	2.5683	2.5683	2.5683	2.5683	2.5683	0.0129	2.6501
nC5	0.7819	2.7935	00.0000	3.8185	3.8185	3.8185	3.8185	3.8185	0.0115	4.4278
nC6	0.5515	2.0654	00.0000	8.3263	8.3263	8.3263	8.3263	8.3263	0.0025	10.1143
C7P+	0.0000	0.0000	00.0000	19.5506	19.5506	19.5506	19.5506	19.5506	0.0000	62.7041
C7A+	0.0000	0.0000	00.0000	47.0911	47.0911	47.0911	47.0911	47.0911	0.0000	60.0000
C7C+	0.0000	0.0000	00.0000	9.5233	9.5233	9.5233	9.5233	9.5233	0.0000	00.0000
z factor	0.99304	0.86136	0.99462	0.01352	0.01484	0.01484	0.01505	0.01953	0.61953	0.01243
molar vol., ft3 / lb - mol	376.75002	32.64214	377.35222	5.38755	5.32534	5.32534	5.40500	3.50837	3.50837	4.71862
density, lb / ft3	0.07482	1.18574	0.06567	53.54108	54.16654	54.16654	53.36822	7.07941	7.07941	52.14524
MW	28.1892	38.7050	24.7822	288.4553	288.4553	288.4553	288.4553	24.8372	24.8372	246.8539

EVALUACION ECONOMICA DE LA ALTERNATIVA 1
 CENTRAL DE PROCESO Y DISTRIBUCION
 (CONSIDERANDO IMPUESTOS) UTILIZANDO EYECTORES

ANO	DIF.ING (MM\$)	DIF.EGRE (MM\$)	DIF.FLU-EF (MM\$)	FJO. EFECT. ACUM. (MM\$)	VPN (MM\$)
1	24.55981	-5.651199	30.21101	27.46456	-13.04544
2	23.76001	-5.45	29.21001	51.60506	11.09506
3	22.06995	-5.07	27.13995	71.9957	31.48571
4	20.15002	-4.639999	24.79002	88.92763	48.41763
5	19.05994	-4.38	23.43994	103.482	62.97199
6	17.75	-4.08	21.83	115.8045	75.29445
7	19.7301	-4.54	24.2701	128.2589	87.74886
8	20.32996	-4.68	25.00996	139.9262	99.41618
9	19.68994	-4.53	24.21994	150.1978	109.6878
10	18.70996	-4.31	23.01996	159.073	118.563
11	17.67993	-4.079999	21.75993	166.6997	126.1897
12	4.219971	-3.71	7.92997	169.2265	128.7165
13	15.12	-3.48	18.59999	174.6142	134.1042
14	13.75	-3.17	16.92	179.0698	138.5598
15	11.51996	-2.66	14.17996	182.4643	141.9543

EL VAL. PRES. DE INV. DE ALT. 1 ES: VPIALT (MM\$) = 40.51
 EL VAL. PRES. DE INV. EN CASO BASE ES: VPICB (MM\$) = 0
 LA DIFERENCIAL DE INVERSION ES: VPIALT - VPICB (MM\$) = 40.51
 EL VALOR PRESENTE NETO ES: VPN (MM\$) = 141.9543
 EL TIEMPO DE REC. DE LA INV. ES: Tri = 1.540396 A&OS
 LA TASA INTERNA DE RETORNO ES: TIR = 69.60039 %
 EL INDICE DE UTIL. DE LA INV. ES: VPN/VPI = 3.50418
 EL COSTO TOT. DEL CASO BASE ES: CTCB (MM\$) = 155.913
 EL COSTO TOT. DE LA ALT. 1 ES: CTALT (MM\$) = 131.9918
 EL COSTO TOT. APLICABLE: DCT=CTALT-CTCB (MM\$) = -23.92122
 LA REL. COSTO BENEF. DE ALT.1 ES: VPN/DCT = -5.934244
 LA TASA DE DESCUENTO ES: 1 = 10 %

EVALUACION ECONOMICA DE LA ALTERNATIVA 2
 CENTRAL DE PROCESO Y DISTRIBUCION
 (CONSIDERANDO IMPUESTOS) UTILIZANDO SOPLADORES

ASO	DIF.ING (MM\$)	DIF.EGRE (MM\$)	DIF.FLU-EF (MM\$)	FJO. EFECT. (MM\$)	ACUM.	VPN (MM\$)
1	24.55981	-5.375	29.93481	27.21347		-10.97653
2	23.76001	-5.18	28.94001	51.13083		12.94083
3	22.06995	-4.82	26.88995	71.33365		33.14365
4	20.15002	-4.409999	24.56002	88.10847		49.91848
5	19.05994	-4.17	23.22994	102.5324		64.34244
6	17.75	-3.88	21.63	114.742		76.55202
7	19.7301	-4.32	24.0501	127.0835		88.89352
8	20.32996	-4.45	24.77996	138.6436		100.4536
9	19.68994	-4.31	23.99994	148.8219		110.6319
10	18.70996	-4.1	22.80996	157.6161		119.4261
11	17.67993	-3.88	21.55993	165.1727		126.9827
12	4.219971	-3.53	7.74997	167.6421		129.4521
13	15.12	-3.31	18.43	172.9806		134.7906
14	13.75	-3.01	16.76	177.394		139.204
15	11.51996	-2.53	14.04996	180.7575		142.5675

EL VAL. PRES. DE INV. DE ALT. 2 ES: VPIALT (MM\$) = 38.19
 EL VAL. PRES. DE INV. EN CASO BASE ES: VPICB (MM\$) = 0
 LA DIFERENCIAL DE INVERSION ES: VPIALT - VPICB (MM\$) = 38.19

EL VALOR PRESENTE NETO ES: VPN (MM\$) = 142.5675

EL TIEMPO DE REC. DE LA INV. ES: T_{ri} = 1.458936 A&OS

LA TASA INTERNA DE RETORNO ES: TIR = 73.40034 %

EL INDICE DE UTIL. DE LA INV. ES: VPN/VPI = 3.733111

EL COSTO TOT. DEL CASO BASE ES: CTCB (MM\$) = 155.913

EL COSTO TOT. DE LA ALT. 2 ES: CTALT (MM\$) = 132.828

EL COSTO TOT. APLICABLE: DCT=CTALT-CTCB (MM\$) = -23.08501

LA REL. COSTO BENEF. DE ALT. 2 ES: VPN/DCT = -6.175761

LA TASA DE DESCUENTO ES: i = 10 %

EVALUACION ECONOMICA DE LA ALTERNATIVA 3
 CENTRAL DE PROCESO Y DISTRIBUCION
 UTILIZANDO TRANSFERENCIA DE CALOR

AÑO	DIF. ING (MM\$)	DIF. EGRE (MM\$)	DIF. FLU-EF (MM\$)	FJO. EFECT. ACUM. (MM\$)	VPN (MM\$)
1	24.55981	4.117	20.44281	18.58438	-118.1756
2	23.76001	4.02	19.74001	34.89843	-101.8616
3	22.06995	3.62	18.44995	48.76015	-87.99985
4	20.15002	3.370001	16.78002	60.22113	-76.53886
5	19.05994	3.190001	15.86994	70.07512	-66.68488
6	17.75	3.03	14.72	78.38418	-58.37582
7	19.7301	3.37	16.3601	86.7795	-49.9805
8	20.32996	3.48	16.84996	94.64012	-42.11987
9	19.68994	3.24	16.44994	101.6165	-35.14349
10	18.70996	3.17	15.53996	107.6078	-29.15217
11	17.67993	2.84	14.83993	112.8091	-23.95087
12	4.219971	2.68	1.53997	113.2998	-23.46018
13	15.12	2.57	12.55	116.9351	-19.8249
14	13.75	1.75	12	120.0951	-16.66492
15	11.51996	1.92	9.599958	122.3932	-14.36677

EL VAL. PRES. DE INV. DE ALT. 3 ES:	VPIALT (MM\$) =	136.76
EL VAL. PRES. DE INV. EN CASO BASE ES:	VPICB (MM\$) =	0
LA DIFERENCIAL DE INVERSION ES:	VPIALT - VPICB (MM\$) =	136.76
EL VALOR PRESENTE NETO ES:	VPN (MM\$) =	-14.36677
EL TIEMPO DE REC. DE LA INV. ES:	Tri =	0 A&OS
LA TASA INTERNA DE RETORNO ES:	TIR =	7.800931 %
EL INDICE DE UTIL. DE LA INV. ES:	VPN/VPI =	-.105051
EL COSTO TOT. DEL CASO BASE ES:	CTCB (MM\$) =	155.913
EL COSTO TOT. DE LA ALT. 3 ES:	CTALT (MM\$) =	339.04
EL COSTO TOT. APLICABLE:	DCT=CTALT-CTCB (MM\$) =	183.127
LA REL. COSTO BENEF. DE ALT. 3 ES:	VPN/DCT =	-7.845248E-02
LA TASA DE DESCUENTO ES:	i =	10 %

BIBLIOGRAFIA

- 1. Tecnologías Ambientales e Industriales S.A. de C.V., Soplates y Bombas de Vacío, México D.F., 1997.**
- 2. DERPLAS S.A. de C.V., Ecoesferas, México, D.F., 1997.**
- 3. Hernández Rojas G. Y Cabello Martínez L., Comparación de métodos de estabilización de petróleo crudo mediante simulación composicional, Tesis de Licenciatura, FI, UNAM, México D.F., 1995.**
- 4. Ward Rosen, Estabilización de crudo y condensado, Petroleum Learning Programs, Houston Texas.**
- 5. Simulador de proceso CMG-PROP, Alberta, Canadá.**
- 6. IMP, Operación de torres de destilación, México D.F.,**
- 7. Rodríguez Nieto R., Apuntes de Mecánica de Fluidos, FI, UNAM, México, D.F., 1988.**
- 8. Garaicochea Petirena F., Apuntes de Transporte de Hidrocarburos por Ductos, FI, UNAM, México D.F., 1997.**
- 9. Rodríguez Nieto R., Apuntes de Principios de Mecánica de Yacimientos, Fac. de Ingeniería, UNAM, México D. F. 1988.**
- 10. Gómez Cabrera J., Apuntes de Manejo de la Producción en Superficie, Fac. de Ingeniería, UNAM, México D.F., 1997**
- 11. American Society for Testing and Materials, Estándares ASTM, Pittsburgh, USA.**
- 12. World Oil, Gulf Publishing, Houston, Texas, International Edition, serie 1995- 1997.**

BIBLIOGRAFIA

13. Pipe Line, Gulf Publishing, Houston, Texas, International Edition, serie 1995- 1997.
14. Revistas Offshore, Gulf Publishing, Houston, Texas, International Edition, serie 1995- 1997.
15. Simulador Económico ECONOPET V.1.96, IMP, México D.F., 1996.
16. Clavel López J., Investigación y Desarrollo de Nuevos Métodos de Estabilización de Crudo Ligero, IMP, México D.F., 1997.
17. Astec de México S.A., Curso de Eyectores de Vapor en Sistemas de Vacío, Nuevo Laredo Tamps, México, 1997.
18. Sylvain J. Pirson, Oil Reservoir Engineering, Segunda edición, edit. Mc Graw-Hill, Houston Texas, 1958.
19. James W. Amyx, Petroleum Reservoir Engineering, edit. Mc Graw-Hill, Houston Texas, 1960.
20. Beeson Chilingar, Surface operations in Petroleum Production, American Elsevier Publishing Company, NY, 1969.