

01174
3



Universidad Nacional Autónoma de México

FACULTAD DE INGENIERÍA
DIVISIÓN DE ESTUDIOS DE POSGRADO

“VALORACION DE LA CONCENTRACION DEL
NITROGENO Y DEL ACIDO SULFHIDRICO EN
LA ESTABILIZACION DEL CRUDO”

T E S I S

QUE PARA OBTENER EL GRADO DE
MAESTRO EN INGENIERÍA PETROLERA
(ESPECIALIDAD EN PRODUCCION)

PRESENTA

ING. FELIPE DE JESUS DIAZ GARCIA

DIRECTOR: M.en I. FRANCISCO SANCHEZ ARREDONDO



CD. UNIVERSITARIA MÉXICO D.F.

OCTUBRE DEL 2002

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN



Universidad Nacional
Autónoma de México

Dirección General de Bibliotecas de la UNAM

Biblioteca Central



UNAM – Dirección General de Bibliotecas
Tesis Digitales
Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS ©
PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

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

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

"VALORACION DE LA CONCENTRACION DEL NITROGENO Y DEL ACIDO SULFHIDRICO EN LA ESTABILIZACION DEL CRUDO"

	Contenido:	Página
<u>Objetivo.</u>	-----	3
<u>Introducción.</u>	-----	4
<u>Agradecimientos.</u>	-----	7
<u>Dedicatoria.</u>	-----	9
<u>I.- Trabajos Previos</u>	-----	10
I.1.- Sistema actual del manejo y tratamiento del petróleo crudo.	-----	17
I.2.- Simulador ASPEN PLUS.	-----	22
I.3.- Problemas que se presentan al incrementar la concentración de H ₂ S y N ₂ en el crudo tratado.	-----	24
I.4.- Técnicas y factores que intervienen en la estabilización de crudo.	----	26
<u>II.- Simulación Composicional de procesos y Análisis de Sensibilidad.</u>	-----	41
II.1.- Descripción del modelo utilizado.	-----	47
II.2.- Selección de la ecuación de estado o del Modelo del coeficiente de actividad.	-----	49
II.3.- Análisis de sensibilidad del comportamiento de las propiedades del H ₂ S y P.V.V., respecto a la presión y temperatura de separación variable con el porcentaje de agua.	-----	52
II.4.- Análisis de sensibilidad considerando variable la concentración de H ₂ S en la alimentación.	-----	53
II.5.- Análisis de sensibilidad considerando variable la concentración de N ₂ en la alimentación.	-----	53
<u>III. Procesos para la estabilización de crudo.</u>	-----	54



<u>IV. Análisis Técnico y Económico para la Estabilización de crudo en centrales de deshidratación, considerando alta concentración de H₂S.</u>	68
IV.1. - Empleando calentamiento. -----	79
IV.2. - Empleando vacío. -----	80
IV.3. - Empleando calentamiento y vacío. -----	84
<u>V. Evaluación Económica de Alternativas.</u> -----	91
<u>VI. Conclusiones y Recomendaciones.</u> -----	102
<u>Bibliografía .</u> -----	104
<u>Referencias .</u> -----	109
<u>Anexos.</u> -----	111
<u>Figuras</u>	
<u>Tablas</u>	

TESIS CON
 FALLA DE ORIGEN

"Valoración de la Concentración del Nitrógeno y del Acido Sulfhídrico en la Estabilización del crudo"

M. I. Felipe de Jesús Díaz García

Objetivo.-

Definir mediante la simulación de procesos, el grado de influencia de la inyección de nitrógeno a un yacimiento, en la estabilización del crudo, así como en la reducción de la concentración del H_2S , y al mismo tiempo proponer el proceso óptimo para estabilizado del crudo ligero y pesado que se maneja en los diferentes tipos de instalaciones de producción, así como el acondicionamiento del gas y el correcto manejo del condensado.

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

Introducción.-

Petróleos Mexicanos, empresa preocupada por mejorar el proceso del manejo y tratamiento de los hidrocarburos, en su terminal marítima de Dos Bocas, en el estado de Tabasco, ha venido solicitando diversos estudios técnicos y económicos al I.M.P., para determinar el mejor proceso al cual se deberá someter la producción para lograr su estabilización y reducción de la concentración del H₂S, con la finalidad de eliminar la emisión de vapores contaminantes en los tanques de almacenamiento, reduciendo así su impacto al medio ambiente, incrementando la seguridad de su personal, así como la de terceros y del proceso; para cumplir de esta manera con las especificaciones de calidad contratadas en la comercialización del aceite crudo.

Para realizar el presente trabajo, se investigaron y analizaron los procesos existentes para la estabilización del crudo y la reducción en su contenido de H₂S, a través del estudio de varias tesis de licenciatura y algunos proyectos elaborados y/o coordinados en el I.M.P., entre los que se encuentran: a). - Proyecto CDB – 0391 "Investigación de Nuevos Métodos de Estabilización de Crudo en la Región Marina" y b). - Proyecto CDB – 0395 "Proyecto para reducir el Acido Sulfhídrico en el crudo maya de exportación a la Costa Oeste de los Estados Unidos". En estos trabajos se hizo una revisión y análisis exhaustivo de los temas relacionados con este trabajo de tesis, definiendo la mayor cantidad de procesos con posibilidad de ser implantados y esperando sean tomados en consideración como alternativas de solución para el manejo de los hidrocarburos en el corto plazo.

Se utilizó equipo de laboratorio del IMP, para hacer algunas pruebas las cuales fueron: picnómetros para obtención de densidades de hidrocarburos, centrifugadora para realizar la separación del agua de las muestras, obtención de ligeros mediante un arreglo de probetas, buretas y enfriadores de agua, viscosímetro eléctrico y por último se analizaron los gases de estas muestras de hidrocarburos, en el Cromatógrafo del Laboratorio de Yacimientos del IMP. Las

muestras de hidrocarburos se tomaron en la Línea de Llegada del aceite en la Terminal Marítima de Dos Bocas, TAB..

Se utilizaron modelos matemáticos realizando primeramente comparaciones entre Ecuaciones de Estado y las correlaciones ya conocidas para obtener el mejor valor aproximado al dato real; aunque se tuvieron que ver los Métodos Generales de Correlación ya que el Equilibrio Vapor – Líquido de las mezclas de hidrocarburos puede ser predecido usando varios de estos métodos. Como ejemplos de estos se tienen los modelos desarrollados por Chao – Seader y el de Grayson – Streed. El Equilibrio Vapor – Líquido puede ser pronosticado por correlaciones de convergencia de vapor, tales como las gráficas K_{10} , desarrolladas por Cajander *et al.* También densidades, entalpías y entropías pueden ser calculadas usando un número de métodos de correlación tales como el de Lee – Kesler y COSTALD.

Para el desarrollo de este trabajo, se seleccionó como base el conocido como "Grayson – Streed Mejorado", que es capaz de predecir con precisión el comportamiento de la composición de la fase rica en agua.

En el Capítulo II, se muestran también las ecuaciones que se utilizaron para obtener el Coeficiente de Fugacidad y el de Actividad Líquida en el software ASPEN PLUS utilizado en el área de Producción del IMP.

Con la simulación del proceso se generaron gran cantidad de datos, que al ser graficados en Excel, produjeron las curvas necesarias para elaborar el respectivo Análisis de Sensibilidad del Comportamiento de las Propiedades del H_2S y Presión de Vapor Verdadera además del Análisis de Sensibilidad considerando variable la concentración del H_2S en la alimentación, y el Análisis de Sensibilidad considerando variable la concentración del Nitrógeno en la alimentación, con lo cual se hace una aportación a la investigación en este renglón tecnológico.

En el Capítulo III se hace también un análisis de los procesos para la estabilización del crudo y su correcto manejo, implementando para ello, el equipo de campo necesario en las instalaciones superficiales de producción y donde se da un espacio para una breve explicación acerca del método más reciente para la estabilización del crudo, el Ultrasonido. De esta manera se ven también los costos por la adquisición de este equipo nuevo, así como los ingresos que se generan y el tiempo de recuperación de la inversión. Esperando con esto dar cumplimiento a este trabajo.

Con el fin de efectuar el estudio técnico y económico que permita definir el proceso óptimo de estabilización y reducción de la concentración de H_2S en las instalaciones "Tipo" del país, considerando el acondicionamiento del gas y el correcto manejo del condensado, se contempla el análisis del proceso en dichas instalaciones, considerando los aspectos de separación gas – líquido, generación de vacío, destilación y endulzamiento de condensado, almacenamiento de crudo y acondicionamiento de gas, además del análisis económico para determinar la rentabilidad de los procesos propuestos.

Con el proceso propuesto y analizado, se trata de cumplir con lo siguiente:

- Obtención de un crudo estabilizado.
- Reducción a valores menores de 70 ppm de la concentración de H_2S en el crudo manejado.
- Crudo ligero correctamente deshidratado.
- Reducción de las emisiones contaminantes al medio ambiente.

Una actividad inicial será realizar el análisis de la situación actual del proceso de producción del crudo ligero y pesado en las Instalaciones "Tipo", para luego elaborar el análisis de la alternativa integral de tratamiento del crudo ligero y pesado.

Agradecimientos:

Agradezco a las siguientes personas, la oportunidad que me brindaron de darle un nuevo enfoque a mi conocimiento y una nueva orientación a mi vida, tanto en lo personal como en lo profesional, y a quienes dedico este trabajo de tesis con admiración y cariño:

Por la División de Estudios de Posgrado:

Dr. Fernando Samaniego Verduzco
Dr. Rodolfo Gabriel Camacho Velázquez
Dr. Jesús Rivera Rodríguez
Dr. Faustino Fuentes Nucamendi
Dr. Fernando Rodríguez de la Garza
M.I. Francisco Sánchez Arredondo
M.I. Noel Ernesto Santamaría Guevara
M.I. Luzbel Napoleón Solorzano Centeno
M.I. José Antonio González Guevara
ING. Horacio Zúñiga Puente
ING. Mario Rodríguez Green
ING. Brisia Jon Serrano

Por la Facultad de Ingeniería:

M.I. José Angel Gómez Cabrera
M.I. Roberto Padilla Sixto
M.I. Raúl León Ventura
ING. Juan de la Cruz Clavel López
ING. Eduardo E. Loreto Mendoza
ING. Salvador Macías Herrera

A mi director de tesis y sinodales:

M.I. Francisco Sanchez Arredondo

DR. Fernando Samaniego Verduzco

DR. Faustino Fuentes Nucamendi

M.I. Alfredo Leon Garcia

M.I. Noel Ernesto Santamaria Guevara.

Agradezco de manera especial al I.M.P., representado por el M.I. Noel Ernesto Santamaría Guevara por su apoyo desinteresado y su confianza brindada, pero sobre todo por su gran disposición para favorecer mi ingreso al I.M.P. y por su ayuda como asesor interno.

En particular, al Ing. Juan de la Cruz Clavel López, por ser un profesionista excepcional y una persona de gran calidad humana que brinda apoyo ilimitado a quienes nos acercamos a él y quien fue guía único para la realización de este trabajo con su brillante idea de "analizar a fondo el problema para darle una solución integral de excelencia y calidad, propios de una maestría".

Asimismo, quiero expresar mi agradecimiento a todas aquellas personas que en el transcurso de mis estudios de maestría, me brindaron su apoyo desinteresadamente, y de los cuales no tengo su nombre, pero cuya imagen será imborrable para mí porque en el momento oportuno, atenuaron la intranquilidad por la que pasaba en ese instante.

También agradezco el apoyo de la Compañía Porta Test International de Canadá, por la información proporcionada de sus equipos, relacionados con la estabilización y manejo del aceite crudo.

Dedicatoria.

Dedico este trabajo de tesis:

A la memoria de mi padre: Sr. Miguel Díaz García (q.e.p.d.)

A mi mamá: Sra. Alicia García Peña por haberme dado esa luz a seguir, y haber encaminado mis primeros pasos, que desde niño y hasta ahora he seguido y que han sido para mí, un oasis en ese enorme desierto que es la vida. Gracias por darme tus brazos y tu protección de madre.

A Felipe Vicente y Eduardo Heriberto mis niños, quienes han formado parte fundamental en la realización de todas mis metas, han sido mi complemento y me han dado fuerzas para seguir adelante. Gracias por el amor y apoyo que me han brindado en todo momento. Los amo.

A mis hermanas: Lucía y Fresvinda Eloisa, que compartieron conmigo todo ese tiempo de recuerdos tan hermosos y momentos fugaces, y en algunos casos, incomprensible y penoso, pero al fin y al cabo, demandas de una vida que se debe vivir. Gracias por compartirla conmigo.

A mis sobrinos todos. A quienes les deseo que se cumplan sus más trascendentales aspiraciones en esta vida. Lo cual se verá unos años más adelante y también que puedan superar todos los obstáculos que se les van a presentar, estudiando con tenacidad.

A mis compañeros de la Maestría en Ingeniería Petrolera

CAPITULO I

Trabajos Previos.

Nitrógeno (N₂).

El nitrógeno es un gas a temperatura y presión ambiente. Su principal empleo es en la manufactura del amoníaco utilizado en los fertilizantes. Este gas cuyo peso molecular, temperatura de fusión y ebullición se muestran en la Tabla I.1, es producido principalmente mediante la licuefacción del aire.

Este gas se obtiene en la industria a temperaturas criogénicas. Se utiliza también en la industria del acero, en el templado brillante y en la recuperación mejorada del petróleo.

TABLA I.1 PROPIEDADES DEL NITROGENO

FORMULA	PESO MOLECULAR	PUNTO DE FUSION (°C)	PUNTO DE EBULLICION (°C)
N ₂	28.02	-209.86	-195.8

La inyección de gas a un yacimiento con la finalidad de establecer un proceso de mantenimiento de presión se utiliza por dos razones principalmente:

Por un lado, se conserva la energía (presión) que hace fluir el aceite hacia los pozos y por otra parte, se evita el descenso drástico en la presión, el aceite conserva el gas en solución y por consecuencia la viscosidad se mantiene al nivel inicial del inicio del proceso, incidiendo con ello en mejores condiciones de flujo, logrando así una mayor vida productiva del yacimiento y un mayor factor de recuperación.

La reinyección de gas natural fue probablemente el primer proceso sugerido para mejorar la recuperación de aceite. Hay registros que indican que la inyección de gas fue empleada para este propósito alrededor del año 1900. Estas aplicaciones fueron diseñadas para incrementar la productividad inmediata, por lo tanto, deben clasificarse como proyectos de mantenimiento de presión. El crecimiento de la tecnología de la inyección de gas ha dependido del desarrollo del desplazamiento miscible mediante inyección de gas a alta presión. Dos de las aplicaciones de campo más importantes han sido en los campos University Block 31 en Texas, y Hassi-Messaoud en Argelia⁽²⁰⁾.

El proyecto de inyección miscible a alta presión en el campo University Block 31, en Texas, fue iniciado en 1949. Se estima que en 1969 el 60 % del aceite in-situ fue recuperado en este proyecto. El proyecto de inyección de gas a alta presión en el campo Hassi-Messaoud fue iniciado en 1964, y requirió mantener la presión alrededor de 4500 psi en parte del yacimiento, mediante la inyección de un gas miscible con el aceite del yacimiento a una presión mayor a 3700 psi.

La inyección de aire fue uno de los primeros métodos de recuperación mejorada, debido al hecho de que el aire es el gas más abundante y fácilmente disponible en la naturaleza. La inyección de aire generalmente incrementa la producción por un tiempo corto, pero después conduce a severos problemas operacionales. La mayoría de los problemas que se presentan con el uso de aire como fluido de desplazamiento están relacionados con su contenido de oxígeno. Ya que el oxígeno es altamente reactivo, causa problemas en la superficie y en el yacimiento; Algunos de los principales problemas son: ignición espontánea en el yacimiento, corrosión, formación de mezclas explosivas y disminución de la permeabilidad en el yacimiento.

Power⁽¹⁾ realizó un estudio de laboratorio tendiente a determinar si el aire es mejor que el gas natural como agente desplazante o viceversa. La parte más interesante del

trabajo de Power fue que usó nitrógeno en sus experimentos, de su trabajo se concluye que:

1. La solubilidad del gas natural en el aceite es mucho mayor que la del nitrógeno, a la misma presión y temperatura y además la solubilidad del nitrógeno en el aceite se aproxima a la del aire en el aceite.
2. El incremento de gas natural disuelto baja la viscosidad absoluta del aceite progresivamente y existe un cierto punto crítico para el cual la viscosidad alcanza un mínimo.
3. El factor de desviación Z del nitrógeno es mayor que el del gas natural, por lo cual para las mismas condiciones de presión y temperatura se requiere menor cantidad de nitrógeno que de gas natural, para ocupar un mismo volumen de poro a condiciones de yacimiento.

Entre 1976 y 1977, Rushing et al ^(2, 3) realizaron un trabajo experimental usando como modelo físico un empacamiento de esferas de vidrio de 40 pies de largo. Estos autores ilustraron las relaciones de fase del nitrógeno con el aire a alta presión durante el contacto múltiple del nitrógeno y el aceite para alcanzar la miscibilidad. Estudiaron principalmente el efecto de la presión de inyección del N₂ en la recuperación de aceite. En su trabajo concluyeron que "los aceites más ligeros con algo de gas en solución fueron más sensibles a la inyección de nitrógeno a alta presión", y también comentaron "se requieren pruebas de laboratorio para confirmar la aplicabilidad de este proceso a algún aceite en particular".

En 1978, Peterson ⁽⁴⁾ realizó trabajo de laboratorio usando aceite crudo del campo Painter, Wyoming, para determinar la presión de miscibilidad por contacto múltiple con nitrógeno. El autor usó como modelo físico un tubo de 56 pies de largo. El modelo fue saturado con aceite y desplazado con nitrógeno a una presión de 4280 psi y temperatura de yacimiento. Los resultados mostraron que se obtuvo miscibilidad

después de contactos múltiples y que se recuperó el 90 % del aceite después de inyectar 0.90 volúmenes porosos de N_2 .

En 1979, Calvin y Vogel ⁽⁵⁾ reportaron una evaluación de la inyección de nitrógeno como un método para incrementar las reservas del casquete de gas y acelerar el agotamiento en el campo Byckman Creek, Uinta County, Wyoming. El yacimiento bajo consideración tenía un casquete de gas de gran espesor y fue muy importante para prevenir la migración del aceite hacia el casquete de gas durante el agotamiento, y evitar que el aceite fuera atrapado y que las reservas disminuyeran. Se evaluaron seis principales procesos de recuperación para la zona de aceite con un simulador y/o con un modelo económico. El estudio reportó "que el nitrógeno fue escogido para reemplazar al casquete por razones tanto técnicas como económicas". Estas incluyen:

1. Propiedades físicas favorables: densidad, viscosidad y factor de volumen.
2. Relativamente puro y libre de corrosión.
3. Está disponible en forma fácil y abundante.
4. No contamina.
5. No tiene efectos de comportamiento de fase adversos.

En 1980, Vogel y Yarborough ⁽⁶⁾ realizaron pruebas de laboratorio en las cuales gas y condensado y aceite negro fueron contactados por nitrógeno, a condiciones de yacimiento. Basados en los resultados de su estudio, los autores concluyeron que:

- a. La inyección de nitrógeno en un yacimiento de gas y condensado incrementa significativamente el punto de rocío y puede causar condensación retrógrada.
- b. Cuando el aceite negro es contactado por el nitrógeno, los componentes ligeros e intermedios se reducen en el aceite ocasionando una disminución del factor de

volumen del aceite y la relación gas-aceite, y se incrementa la densidad y viscosidad del aceite.

Se considera que los efectos de comportamiento de fase que ocasiona el nitrógeno en el aceite son pequeños, siendo mayores los beneficios que proporciona ese fluido para mantenimiento de presión, como se ha demostrado en el comportamiento del yacimiento Akal.

En 1981, Batycky et al ⁽⁷⁾ reportaron un estudio experimental sobre el uso de la inyección de nitrógeno para estabilizar la invasión de agua y para mejorar la recuperación de gas en núcleos provenientes de yacimientos carbonatados. Después de un exhaustivo trabajo de laboratorio, concluyeron que:

1. La recuperación de gas metano después de la inyección de nitrógeno en núcleos carbonatados es inferior a la recuperación obtenida en areniscas.
2. En la mayoría de los núcleos carbonatados, la mayor eficiencia de barrido presentó bajos gastos, porque la transferencia de masa en los poros pobremente conectados controló la recuperación.
3. En un yacimiento carbonatado, la inyección de nitrógeno después de la inyección de agua, no conduce necesariamente a la reconexión y recuperación total del hidrocarburo atrapado.
4. La recuperación de metano estuvo en el intervalo 91.8 a 97 % del metano original.

En 1982, Greenwalt et al ⁽⁸⁾ reportaron una prueba de campo de inyección de nitrógeno WAG (Water Alternating Gas) en el campo Jay/LEC, en Florida y Alabama. Ellos señalaron que la prueba fue hecha porque algunos proyectos miscibles WAG han encontrado una reducción de la admisión de agua después de la inyección de gas. Los operadores especularon que la precipitación de asfáltenos, la saturación de gas

residual, o el movimiento de finos de roca del yacimiento pudieron haber causado la caída de la admisión. Los autores dijeron "En un proyecto de inyección de nitrógeno WAG, la baja solubilidad del nitrógeno en el agua va a prevenir que la saturación de gas residual cambie significativamente durante la inyección de las fases en la inyección WAG". Ellos concluyeron que los resultados del experimento de campo que realizaron fueron muy inconsistentes. Un cambio en la mojabilidad de la roca y el movimiento de los finos grandes pudieron haber contribuido a la inconsistencia de los resultados.

Generalidades del Manejo y Tratamiento actual del Petróleo Crudo en el Area Marina.

Actualmente el petróleo crudo se maneja en las plataformas marinas a través de una red de ductos, Figura 1 que llevan el aceite desde la boca del pozo productor hasta las instalaciones localizadas en Dos Bocas, Tabasco, donde se llevará a cabo la separación gas-líquido, manejo y acondicionamiento de gas, estabilización, almacenamiento, bombeo de líquido y deshidratación y desalado del petróleo crudo.

La Figura 1.1 muestra un proceso de separación de tres etapas típico. El líquido es primeramente separado a una presión inicial y así es separado sucesivamente a presiones más bajas en dos etapas más antes de entrar al tanque de almacenamiento.

La separación Flash (instantánea), se efectúa mediante un procedimiento de expansión a composición constante a temperatura del yacimiento en el cual al aplicar cambios de presión, se determina la presión de saturación. Se mide también, arriba de la presión de saturación, la compresibilidad del fluido en una sola fase y debajo de esta se mide el volumen relativo de las dos fases en función de la presión.

La separación diferencial a volumen constante (agotamiento a volumen constante) se realiza en yacimientos de aceite volátil y gas y condensado, por ser el que mejor reproduce el comportamiento de este tipo de fluidos. Durante el agotamiento de presión

se extrae la parte del gas liberado a presiones menores que la presiòn de saturaciòn, manteniendo al final de cada etapa de agotamiento, un volumen igual al ocupado a la presiòn de saturaciòn el cual estarà formado por dos fases aceite y gas.

La separaciòn diferencial convencional es utilizada para aceite negro, en este experimento se extrae el total de gas liberado en cada etapa de separaciòn, quedando como muestra ùnicamente aceite para la siguiente etapa, es decir, una sola fase.

Instalaciones Tipo m\u00e1s utilizadas en nuestro pa\u00eds:

La primera de estas instalaciones Tipo "A" considera en la etapa de estabilizaciòn, separaciòn gas-l\u00edquido y almacenamiento de crudo sin que haya deshidrataciòn ni estaciòn de compresiòn cercana.

La segunda Instalaciòn Tipo "B" es aquella que cuenta con estaciòn de compresiòn cercana. En esta, se verifica la carga t\u00e9rmica requerida para aplicar el m\u00e9todo de estabilizaciòn por incremento de temperatura.

En la tercera instalaciòn Tipo "C" se cuenta con deshidrataciòn de crudo.

Y para la cuarta instalaciòn Tipo "D" se cuenta con deshidrataciòn y estaciòn de compresiòn.

En este capitulo, se hace referencia al esquema de producciòn que se tiene en la mayor\u00eda de las centrales de proceso y distribuciòn. Este esquema se utilizar\u00e1 como base para comparar las opciones que se propondr\u00e1n, con el fin de evaluar la factibilidad de \u00e9stas.

Para fines pr\u00e1cticos, la informaciòn utilizada y los esquemas de producciòn fueron obtenidos de campos petroleros reales; el crudo se estabiliza ajustando su presiòn de

vapor, de modo que ésta sea menor que la presión atmosférica a la temperatura máxima esperada. El grado de estabilización de un líquido se acostumbra expresar mediante su Presión de Vapor Reid.

I.1.- Sistema actual del manejo y tratamiento del petróleo crudo.

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 Pool-A, Abkatun-A y Abkatun-D.

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 son las refinerías y las plantas petroquímicas (Figura 1.2).

Central de Separación Pool-A.

El proceso de separación y compresión en esta central es similar a los procesos en las centrales Abkatun-A y Abkatun-D, 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 b/d @ c.s., 440,675 MMp³/d @ c.s. de gas y 17,022 b/d @ 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 plataformas no se maneja por separado el flujo de condensado, éste se separa en la estación de compresión Atasta, 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.

En plataformas se 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 T.M.D.B. para ser estabilizado.

En el proceso esquematizado se considera que toda la producción de la central de separación Pool-A, entra a un mismo separador. En la Figura 1.3, se muestra el diagrama de flujo del proceso en la central de separación; en éste, se puede identificar cada una de las corrientes obtenidas en el proceso para la situación actual.

Central de Separación Abkatun-A.

En esta central se tiene un proceso de separación y compresión similar al de la central Pool-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 descrito anteriormente.

Central de Separación Abkatun-D.

En esta central de separación actualmente se maneja una producción de aceite de 130,200 b/d, la cual es enviada a la central de proceso y distribución para su estabilización. El volumen producido de gas (22,252 MMp³/d), se envía a la estación de compresión para su separación y transporte. El flujo de condensados es de 760 b/d, 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 Pool-A y Abkatun-A se estabilizan.

TABLA 1.2.- Flujo de aceite, gas y condensado producido en cada central de separación.

CENTRAL*	q _o (b/d)	q _g (MMp ³ /d)	q _c (b/d)
Pool-A	555,460.00	440.67	17,022.00
Abkatun-A	241,020.00	260.28	13,966.00
Abkatun-D	65,000.00	22.25	760.00
Totales	861,980.00	723.20	31,748.00

*.- datos del año 1998.

Central de proceso y distribución.

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.

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.

Consideraciones.

En esta central de proceso de Dos Bocas, se estabiliza el crudo ligero obtenido de las centrales mencionadas. Se encuentran instalados 8 separadores elevados de los cuales del 1 al 4 manejan crudo pesado y del 5 al 8 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 las centrales de separación ya mencionadas.

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

TABLA 1.3.- PRODUCCION TOTAL DE CRUDO LIGERO

Pool-A	555,460 b/d
Abkatun-A	241,020 b/d
Abkatun-D	65,000 b/d

El flujo actual de gas a baja presión producido en la central de proceso, operando los separadores elevados a 1.14 kg/cm^2 y $60 \text{ }^\circ\text{C}$, es de $23.740 \text{ MMp}^3/\text{d}$ que van a Cunduacan, en los tanques de almacenamiento a condiciones estándar se tiene una emanación de gas de $0.535697 \text{ MMp}^3/\text{d}$ 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 al 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 H_2S contenido en los vapores. El flujo de aceite obtenido después del proceso de estabilización es aproximadamente de $848,184 \text{ b/d @ c.s}^*$.

*. - Datos del año 1998.

Manejo del aceite.

La estabilización del crudo ligero se lleva a cabo mediante la operación de separadores elevados, los cuales operan a 1.14 Kg/cm^2 y a 1.16 Kg/cm^2 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 1.4, 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.

I.2. - Simulador Aspen Plus.

Este simulador ASPEN PLUS es una herramienta de ingeniería que capacita a compañías a diseñar y operar sus procesos mas cerca de su potencial verdadero. El poder de ingeniería y su avanzada tecnología de ingeniería de software en ASPEN PLUS, proporciona un significativo valor añadido al modelar las aplicaciones a través del ciclo de vida de su fabricación.

Herramientas para análisis de modelo.

ASPEN PLUS ofrece un menú de herramientas de modelos que le ayudan a maximizar su modelo tales como:

- **Análisis de Sensibilidad.-** Convenientemente Genera tablas y dibujos que muestran como varia el diseño del proceso cuando cambia las especificaciones del equipo seleccionado y condiciones de operación.
- **Especificación del Diseño.-** Automáticamente calcula condiciones de operación o parámetros de equipo para recibir objetivos de diseño específicos.
- **Análisis de Convergencia.-** automáticamente analiza y sugiere la división optima de corrientes, métodos de convergencia de flujo y secuencia de soluciones para nivelar los mayores flujos con corrientes múltiples y reciclado de información.
- **Datos de Ajuste.-** Para ajustar su modelo de procesos a datos actuales de su planta, y garantizar la precisión, tiene representación validada de su planta actual.
- **Optimización.-** Para determinar condiciones de operación de su planta, que maximizarán cualquier función objetiva que usted especifique, incluyendo procesos de campo, uso de energía, pureza de corrientes y procesos económicos.
- **Herramientas de Interfaces.-** Para desarrollar interfaces y aplicaciones que accesan los datos dentro de modelos de ASPEN PLUS usando transferencia de archivos base o a través de automatización OLE, usando el lenguaje de programación Visual Basic.

VALIDACION DEL SIMULADOR ASPEN PLUS.

Muchas compañías han validado y usan actualmente, tecnologías integradas Aspen Tech que incluyen también el simulador ASPEN PLUS, englobando las siguientes:

<u>Químicas</u>	<u>Petroleras</u>	<u>Farmacéuticas</u>	<u>Pulpa y Papel</u>
Air Products	Arco	Ciba-Geigy	Union-Camp
AlliedSignal	BP	Eli Lilly	Weyerhaeuser
Amoco Chemical	Chevron	Fujisawa	<u>Metales y Minería</u>
BASF	Ciygo	Genentech	Alcoa
Bayer	Conoco	Hoffmann-LaRoche	Berhlehem Steel
Dow Chemical	Corpoven	Kyowa Hakko	British Steel
DSM	Exxon	Merck	Phelps-Dodge
DuPont	Koch Refining	Sandoz	Reynolds Metals
ELF ATOCHEM	Marathon Oil	Upjohn	Union Miniere
Hoechst	Mobil	<u>INGENIERIA Y CONSTRUCCION</u>	<u>PRODUCTOS</u>
			<u>DE CONSUMO Y ALIMENTOS</u>
Huels	Neste Oy	Bechtel	AE Staley
ICI	Phillips Petroleum	Fluor Daniel	Cargill
Lyondell	Repsol	John Brown	General Mills
Petrochemical	RVI	Lurgi	Procter & Gamble
Mitsubishi	Shell Oil	MW Kellogg	3M
Chemical	Star Enterprice	Parsons	Unilever
Monsanto	Sun Refining	UOP	
Rhône Poulene	Texaco	Zimmer	
Sasol		<u>ENERGIA ELECTRICA</u>	
Shell Chemical		ABB	
Sumitomo Chemical		SGN	
Unión Carbide		Westinghouse	

I.3.- Problemas que se presentan al incrementar la concentración de H₂S y N₂ en el crudo tratado.

Acido Sulfhídrico (H₂S).

Debido al objetivo del presente trabajo, solo se hace mención de algunos problemas que genera el H₂S así como el Nitrógeno, dejando abierta la posibilidad para que otros compañeros de la maestría, incursionen en este tema y lo amplíen, quedando pendientes los siguientes temas, por ahora:

Métodos para medir la cantidad de H₂S.

Métodos para detección del H₂S.

Análisis del H₂S por medio del Cromatógrafo de gas/espectómetro de masa.

Análisis por Detector fotométrico de flama/Cromatógrafo de gas.

Pruebas de la relación de concentración de H₂S en fase líquida y en fase vapor.

Seguridad del personal e instalaciones frente a los vapores de H₂S.

Prevención y control de operaciones en presencia de H₂S.

Programas de contingencia.

Equipo de protección para el personal e información de los riesgos en el manejo del H₂S.

A lo largo del tiempo se han reportado diversos problemas ya conocidos por la presencia del H₂S:

1. - Corrosión, que provoca agrietamiento en presencia de esfuerzos e inducidos por hidrógeno.
2. - Reducción de la vida útil del equipo y tuberías en la industria del petróleo como resultado del ataque a los materiales por la acción de fluidos amargos, provocando

graves problemas que afectan no solo al equipo, sino también al personal y el medio ambiente que lo rodea.

3. - Otro aspecto importante es el efecto de estos fluidos amargos sobre la comercialización de los aceites crudos. Ya que provoca que su venta sea cada vez mas complicada, teniéndose que comercializar este crudo con menor valor.

4. - El H_2S es un gas altamente indeseable, ya que por sus propiedades físicas y químicas, es tóxico, corrosivo y causa una disminución en la calidad del aire.

5. - En la Industria Petrolera a nivel mundial se presenta en las fases de explotación, transporte, almacenamiento, manejo, distribución y procesamiento.

6. - Existen diversos tipos de deterioros y ataques por compuestos de azufre. Destaca el sulfuro de hidrógeno por su actividad.

En virtud de que el ácido sulfhídrico es un gas altamente contaminante que degrada la calidad del medio ambiente, está regulado por normas estrictas a nivel internacional. Este gas es congénito al crudo. Para tener mejores expectativas de mercado de un petróleo crudo sin H_2S con mayores posibilidades para su venta, se deberá cumplir con dichas especificaciones de calidad.

Sobre la inyección del N_2 al Yacimiento.

El interés que representa la estimación de los efectos difusivos y de convección en medios de alta conductividad, radica en la problemática que representa, por un lado:

1. La contaminación del gas del casquete
2. La irrupción temprana del gas de inyección en los pozos productores ocasionando, especialmente, para el caso del Nitrógeno, tratamientos del gas producido.

De hecho el único problema en la contaminación del nitrógeno en el aceite radica en que el nitrógeno se va a presentar en los pozos productores y va a fluir hacia los separadores y va a fluir con la corriente del gas, por lo cual debe tratarse este gas para eliminar el contenido de nitrógeno, afortunadamente se ha evaluado que el costo de tratar la mezcla de gas con nitrógeno tiene un valor bajo. Por otro lado se ha observado que el crudo a condiciones de tanque no tiene presencia de nitrógeno. El IMP ha realizado una serie de estudios para evaluar los efectos de difusión del nitrógeno en el aceite del yacimiento Akal⁽⁹⁾.

I.4. - Técnicas y Factores que intervienen en la estabilización de crudo.

Técnicas:

1. Incremento de temperatura.

La recuperación de aceite por este proceso produce una cantidad de vapores que puede ser tan alta como en el proceso de reducción de presión. Por lo que se requiere de un proceso de estabilización de los condensados utilizando una torre de destilación de dimensiones relativamente pequeñas.

Añadir calor a la corriente de entrada aceite-agua es el método tradicional de separar las fases. La adición de calor reduce la viscosidad de la fase aceite permitiendo velocidades de asentamiento más rápidas de acuerdo con la ecuación 1.4.1.

$$V_t = \frac{1.78 \times 10^{-6} (\Delta S.G.) (dm)^2}{\mu} \quad \dots \quad (1.4.1)$$

donde: V_t = velocidad descendente de la gota de agua relativa a la

fase continua de aceite (cm/h)

d_m = diámetro de la gota de agua, micras.

$\Delta S.G.$ = diferencia de densidad específica entre el aceite y el agua.

μ = viscosidad dinámica de la fase continua del aceite, centipoise(cp)

También tiene el efecto de disolver los pequeños cristales de parafinas y asfáltenos y así neutralizar sus efectos como emulsificantes potenciales. Las temperaturas para tratamiento generalmente tienen un rango entre 37.7 °C y 71.1 °C. En el tratamiento de crudos pesados, la temperatura puede ser tan alta como 148.9 °C.

Añadir calor puede causar una pérdida significativa de hidrocarburos, pues esta energía aplicada a las moléculas provoca en ellas un aumento en su movimiento interno haciendo que existan mayores choques entre éstas, por lo que se vuelve un movimiento molecular dinámico que permite la separación de la fase gaseosa de la fase líquida, generando con esto que los hidrocarburos más ligeros y más ricos del aceite sean separados. Esto resulta en un encogimiento del aceite, o una pérdida de volumen del aceite, y un aumento en su viscosidad. Las moléculas gaseosas de estos volátiles que abandonan el aceite pueden ser comprimidas y vendidas con el gas.

Incrementar la temperatura a la cual ocurre el tratamiento también tiene la desventaja de hacer más pesado el aceite crudo que es recuperado en el tanque de almacenamiento y así decrementa su valor.

Incrementar la temperatura puede hacer descender la densidad específica a presión de operación del separador, del aceite a tratar, y del agua que debe ser separada de este. Sin embargo, dependiendo de las propiedades del aceite puede incrementar o decrementar la diferencia en la densidad específica. En la mayoría de los casos, si la temperatura de tratamiento es menor de 93.3 °C, el cambio en la densidad específica (S.G.) con la temperatura puede ser ignorado.

Finalmente, si se utiliza combustible para proveer calor, entonces el costo por gasto de combustible debe ser considerado. Así, mientras el calor sea necesario para darle al crudo el tratamiento adecuado, será mejor utilizar la menor cantidad de calor.

El gas liberado cuando el aceite crudo es calentado puede crear un problema en el equipo de tratamiento si este no está diseñado adecuadamente. En tratadores verticales de calor el gas alcanza la sección de coalescencia. Si mucho gas es liberado, puede crear turbulencia y disturbio al inhibirse la coalescencia. Esto ocurre en la sección de extracción de niebla. En esta sección, se separan del flujo de gas, las gotas pequeñas del líquido que no se lograron eliminar en las secciones primaria y secundaria del separador. En esta sección se utilizan los efectos de choque y fuerza centrífuga como mecanismo de separación. Mediante estos mecanismos se logra que las pequeñas gotas de líquido se recolecten sobre una superficie en donde se acumulan y forman gotas más grandes que se drenan a través de un conducto a la sección de acumulación de líquido.

Es muy importante extraerle a la corriente de gas la mayor cantidad de gotas de líquido que arrastra, puesto que si la corriente de gas arrastra una considerable cantidad de líquidos, puede provocar un daño o un mal funcionamiento del equipo que maneja el gas corriente abajo.

Para llevar a cabo la extracción de las gotas de líquido de la corriente de gas, se utilizan los dispositivos llamados extractores de niebla. En la figura que se muestra a continuación se presentan los diámetros de partículas que separan varios tipos de extractores de niebla.

Tamaño en micras (1 micra = 0.0001 mm)

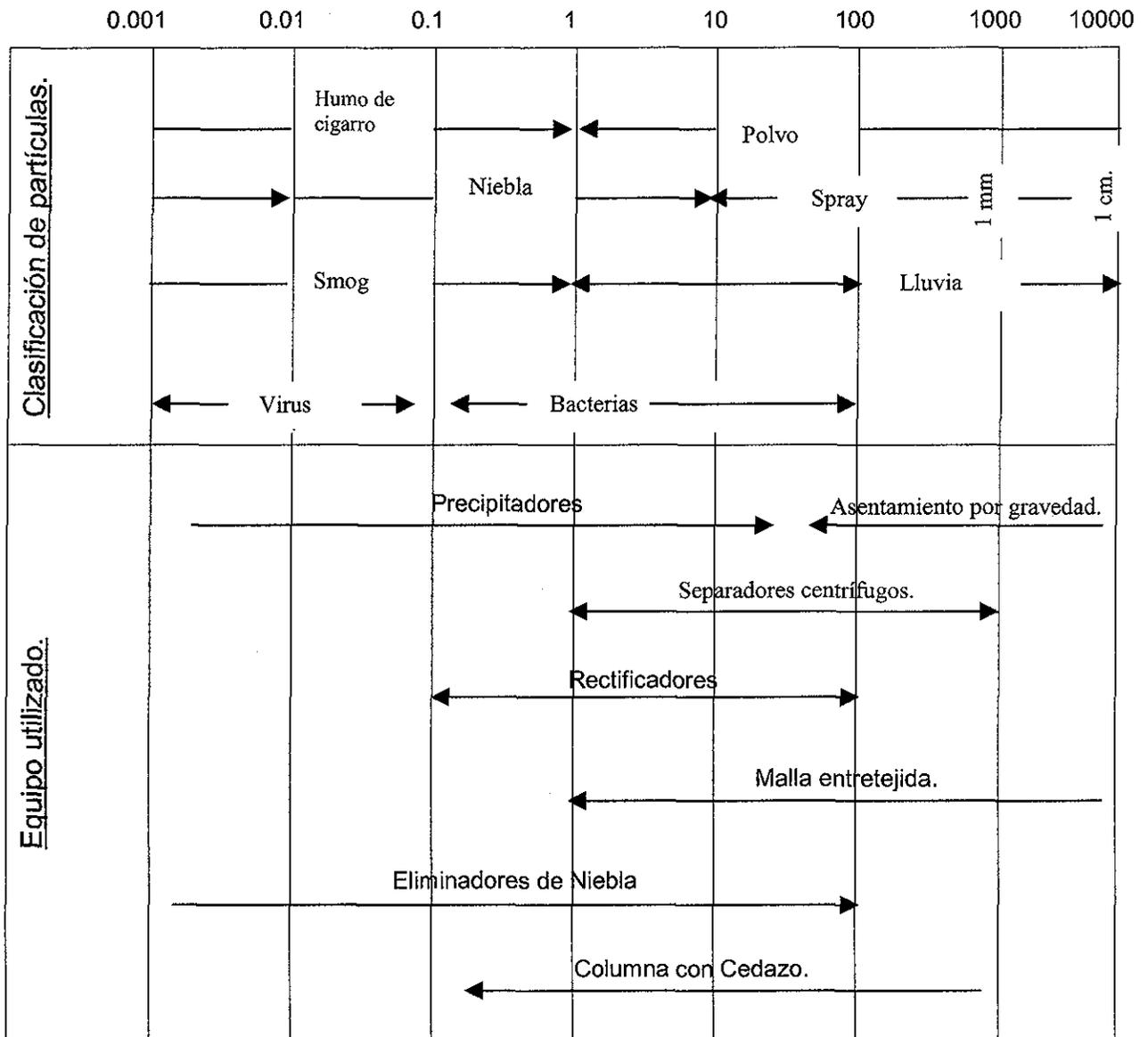


Figura D.- Equipo utilizado para diferentes tamaños de partículas.

Los principios mecánicos bajo los cuales operan los extractores de niebla son: el asentamiento, la fuerza centrifuga y el impacto.

Los extractores de niebla mas empleados son los de tipo de impacto y centrifugos.

Extractores de Niebla del Tipo de Impacto

Extractor de Niebla Tipo Veleta. Consiste de placas metálicas paralelas formando un laberinto. Cada una de estas placas cuenta con varias bolsas para retener el liquido. Figura E.

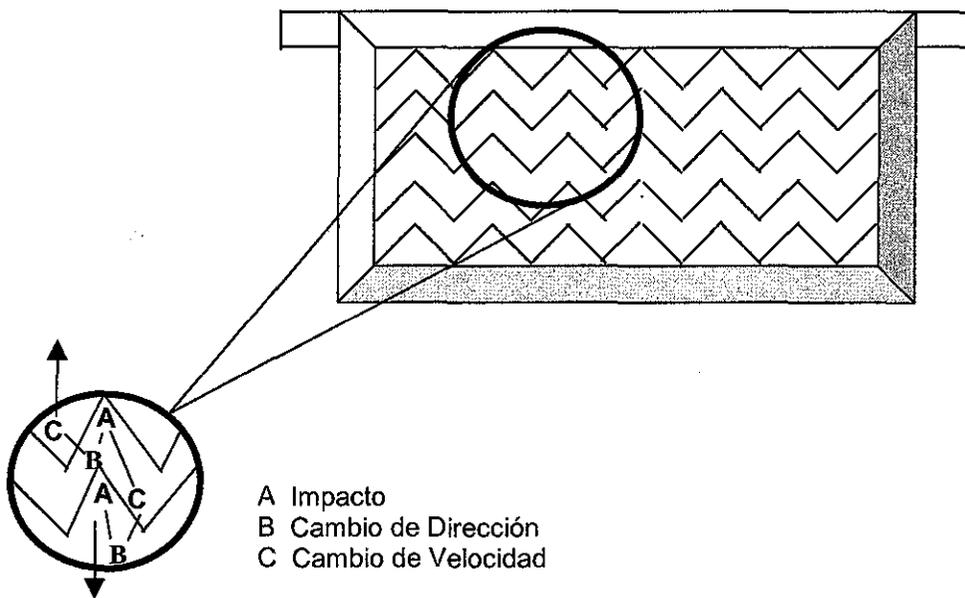


Figura E.- Extractor de Niebla Tipo Veleta.

Extractor de Niebla de Malla de Alambre Entretejido.

Este tipo de extractores aunque se emplean poco, han dado resultados favorables y son de bajo costo.

Consiste básicamente de un cojinete de malla de alambre, que tiene aberturas asimétricas y desalineadas. El mecanismo de separación de liquido es por choque, aunque también hay acción centrifuga. Las características de la malla de alambre usadas en estos extractores, están dentro del siguiente rango:

Diámetro del alambre: 0.003 a 0.011 pg.

Volumen de espacios libres: 92.0 a 99.4 %

Densidad: 3 a 33 lb/pie³.

Superficie específica: 50 a 600 pie²/pie³

La forma más simple de estabilizar un aceite volátil es calentarlo mediante la adición de un simple cambiador de calor. En este caso, el volumen de aceite producido en el tanque de almacenamiento, se reduce ligeramente, por el desprendimiento adicional de gas en el separador provocado por el incremento en su temperatura. En compensación, aumentará el volumen de gas natural, de gas propano licuado y de gasolinas, permitiendo obtener un mayor rendimiento económico por barril de aceite extraído, (a condiciones de yacimiento).

Cuando se producen aceites volátiles o condensados, éstos se estabilizan generalmente mediante el empleo de estabilizadores, similares al mostrado en la Figura 1.5. Un estabilizador es una columna fraccionadora, donde se vaporizan los componentes ligeros, obteniéndose en el fondo el aceite o condensado estabilizado. Estos equipos realizan esencialmente las mismas funciones que un tren de separadores operando en serie con pequeños decrementos de presión. Mediante el empleo de estabilizadores se obtienen producciones de líquidos comparables en volumen y propiedades con las que se recuperan empleando de cuatro a seis etapas de separación.

En algunos casos, con el uso de torres estabilizadoras se han obtenido volúmenes de líquidos en el tanque de almacenamiento, de 2 a 3 % superiores a los proporcionados por el uso de separadores convencionales.

Factores:

1. Tiempo de residencia.

Para asegurar que el líquido y el gas alcancen el equilibrio a las condiciones de separación, se requiere un cierto almacenamiento del líquido en el separador. Este almacenamiento está definido como “tiempo de residencia”, o el tiempo promedio que una molécula de líquido debe permanecer dentro del separador considerándose flujo tapón⁽¹⁰⁾. Esto se expresa como:

$$t_r = \frac{V_L}{Q_L} \quad \dots (1.4.2)$$

donde: t_r = tiempo de residencia del líquido en el separador (min)
 V_L = volumen de líquido residente en el separador (pie³)
 Q_L = gasto de líquido manejado por el separador (pie³ / min)

Se ha encontrado que para la mayoría de las aplicaciones, tiempos de residencia de entre 30 segundos y 3 minutos son suficientes⁽¹⁰⁾. Cuando el crudo presenta formación de espuma, el tiempo de residencia puede ser hasta cuatro veces mayor que los tiempos promedio. También se ve afectado por la composición de la mezcla, viscosidad del líquido, presencia de sólidos y emulsiones⁽¹⁰⁾.

El tiempo de residencia es un modo indirecto de fijar las dimensiones necesarias de un separador para manejar el gasto de líquido. El volumen de líquido en el separador es igual al gasto de líquido por el tiempo de residencia. Para un separador dado, los requerimientos de volumen de líquido pueden tener un gran efecto en el dimensionamiento para el manejo del gasto de gas. Esto es particularmente cierto para separadores muy grandes, donde la relación gas-aceite es baja, el líquido es el factor de control⁽¹⁰⁾.

$$V_L = Q_L(\text{tr}) \quad \dots (1.4.3)$$

Algunos tiempos de residencia comunes se presentan en la tabla I.4;

Tabla I.4 Tiempos de Residencia para Diferentes Sistemas de Separación.

Sistema	Tiempo de Residencia (min)
Separador convencional gas-aceite	2 – 3
Tanque igualador de aceite absorbente	10 – 15
Tanque igualador de alimentación fraccionada	8 – 15
Tanque igualador refrigerante	4 – 7
Refrigerante economizador	2 – 3

La norma API –12J da las siguientes pautas para la separación gas-aceite⁽¹¹⁾:

<u>Densidad Relativa del Aceite</u>	<u>Minutos</u>
Menor de 0.85	1
0.85 – 0.93	1 - 2
0.85 – 1.00	2 - 4

En los capítulos posteriores, se presentará un breve panorama de los problemas que se tienen en el manejo, obtención, distribución, de seguridad, de transporte y más, del H₂S, y una explicación corta del manejo, distribución y obtención del N₂, ya que se hará un análisis detallado del H₂S y del N₂ por medio del simulador ASPEN PLUS, así como de las características y problemas que se presenten al aumentar la concentración de estos dos gases en una muestra composicional de hidrocarburo revisando para ello, las curvas y datos que se obtengan de la simulación.

2. Reducción de presión.

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

El crudo es almacenado frecuentemente en tanques expuestos al calor del sol. La presión de vapor del aceite a la entrada del tanque puede ser menor que la atmosférica, de esta manera inicialmente no ocurre la vaporización; pero como el tanque absorbe el calor del medio ambiente, la presión de vapor del aceite se incrementa y puede llegar a ser mayor que la atmosférica, comenzando la evaporación⁽¹²⁾.

Presión de Vapor Verdadera (PVV).

La Presión de Vapor Verdadera, es la que ejerce sobre un líquido su vapor, en condiciones de equilibrio, a una temperatura dada. El aceite que sale de un separador que opera a $3.0 \text{ kg/cm}^2 \text{ man.}$ y $40 \text{ }^\circ\text{C}$, trabaja o tiene una PVV de $3.0 \text{ kg/cm}^2 \text{ man.}$ a $40 \text{ }^\circ\text{C}$. La Presión de Vapor se obtiene de la lectura de una presión manométrica en un separador conteniendo hidrocarburos de gas y líquido. Esta presión gauge leída es la presión de vapor de los hidrocarburos líquidos contenidos en el separador y el gas en equilibrio con el líquido. La Presión de Vapor es debida al movimiento de las moléculas. Las moléculas en un recipiente se hallan en movimiento caótico continuo, durante el cual chocan entre si o con las paredes del recipiente donde se encuentran. El bombardeo de las paredes del recipiente origina una presión, es decir, una fuerza por unida de área, promedio de las colisiones de las moléculas.

Hay varios procedimientos para medir la presión de vapor de un líquido; que se clasifican en estáticos y dinámicos. En los primeros se deja que el líquido establezca su presión de vapor sin que haya ningún disturbio, mientras que en los dinámicos el líquido hierve o se hace pasar una corriente de gas inerte a través del mismo.

La presión de vapor es constante a una temperatura dada, pero aumenta si lo hace la temperatura hasta el punto crítico del líquido. Por encima de la temperatura crítica, no existe ya líquido y por lo tanto no tiene validez el concepto de presión de vapor saturado.

Es fácil comprender el aumento de la presión de vapor teniendo en cuenta la teoría cinética. Al aumentar la temperatura, es mayor la porción de moléculas que adquieren la energía suficiente para escapar de la fase líquida, y en consecuencia se precisa mayor presión para establecer un equilibrio entre el vapor y el líquido. Por encima de la temperatura crítica, la tendencia de escape de las moléculas es tan elevada que ninguna presión aplicada es suficiente para mantenerlas unidas en el estado líquido, y toda la masa persiste como gas.

Presión de Vapor Reid (PVR).

Desde hace años, se desarrolló una prueba de presión de vapor a la que se le llamó Presión de Vapor Reid (PVR), la cual es todavía el procedimiento estándar de prueba para determinar el grado de estabilidad del aceite crudo, condensado, gasolina y otros productos del petróleo que se almacenan en tanques atmosféricos. El objetivo de la prueba PVR fue proporcionar un medio para determinar si un hidrocarburo líquido almacenado en tanque atmosférico vaporizará o no cuando su temperatura se eleva a 100 °F. Se seleccionó arbitrariamente 100 °F como una temperatura probable para el tanque de almacenamiento, la que podría esperarse durante los meses de verano⁽¹³⁾.

La prueba PVR, proporciona una aproximación a la presión de vapor verdadera (PVV) de un líquido derivado del petróleo, a una temperatura de 100 °F, el procedimiento para

medir aproximadamente la Presión de Vapor Verdadera, es complicado y requiere equipo de laboratorio especial.

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

Metodología para la obtención de la PVR. ⁽¹⁴⁾

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

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

En la Figura 1.6 se muestran gráficamente los valores de PVR que deben ser determinadas para un tipo de crudo específicamente, los cuales deben obtenerse mediante el estándar ASTM D-323⁽¹⁵⁾ para numerosas condiciones de presión y temperatura de separación en la etapa previa al tanque, para que finalmente se puedan obtener curvas de iso-PVR.

En el desarrollo de este trabajo se consideró el valor de 6.5 psi de PVR, debido a que este valor, se especificó en el contrato de compraventa del hidrocarburo. El valor de PVR se obtiene con las curvas de la Figura 1.6, a partir de la temperatura máxima que

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

Las curvas de PVV de la Figura 1.6 son valores promedio para muchos aceites crudos. Sin embargo, por diferencia entre la PVR y la PVV, puede variar hasta 50 % para ciertos crudos. La PVV de pozos con una alta RGA, puede ser mayor que la mostrada en las curvas de la Figura 1.6⁽¹²⁾.

En la Figura 1.7 se ejemplifica este procedimiento, además de mostrar la forma de cómo se debe determinar la temperatura requerida en la etapa de estabilización manteniendo la presión constante en ésta (Método por incremento de temperatura).

En la Figura 1.8 se ejemplifica el procedimiento para determinar el valor de la presión requerida en la etapa de estabilización, manteniendo constante la temperatura (Método de reducción de presión).

Otro aspecto acerca de la PVV de una mezcla de hidrocarburos es la siguiente: la PVV de una mezcla almacenada en un tanque atmosférico, no puede ser mayor que la presión atmosférica a su temperatura en el tanque debido a que se iniciaría la evaporación de los hidrocarburos más ligeros, sin embargo la PVR sí puede ser mayor debido a que al fluido se le incrementa la energía cinética por una serie de agitaciones, además de que se le incrementa la temperatura, por lo cual se reportan generalmente valores mayores a la presión atmosférica. Si una mezcla de hidrocarburos teniendo una PVV mayor que la presión atmosférica entra al tanque, parte de los componentes ligeros en la mezcla se vaporizarán inmediatamente y la PVV del líquido remanente será la presión atmosférica.

3. Ultrasonido.

Objetivo de la utilización del Ultrasonido en la industria petrolera.

El siguiente proceso a ser analizado, corresponde a una nueva tecnología en desarrollo para obtener mejores resultados en la estabilización del crudo ⁽¹⁶⁾. Los estudios de este tema se iniciaron en 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 fue la medición de la geometría en cavidades de domos salinos, para el almacenamiento de hidrocarburos.

Para el año 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 la tubería de revestimiento.

Generalmente los investigadores inducen burbujas mediante ondas intensas de sonido en un líquido. Estas ondas crean regiones alternantes de compresión y expansión, que pueden formar cavidades o burbujas de 100 micrones de diámetro. Las burbujas explotan violentamente en menos de un microsegundo, el calor contenido es de 5,500 °C, que casi es la temperatura de la superficie del sol⁽¹⁶⁾. Uno de los primeros investigadores en reconocer los efectos inusuales de las ondas intensas de sonido viajando a través de un líquido, conocido como sonoquímica, fue Alfred L. Loomis en 1927. A pesar de sus primeros resultados, el estudio de la sonoquímica permaneció sin avance. La sonoquímica tomó su lugar en los 80's, poco después del desarrollo de generadores de ultrasonido de alta intensidad, es decir, frecuencias por arriba de 16,000 ciclos por segundo o 16 kHz, inaudible al hombre.

El ultrasonido puede aumentar la reactividad del polvo de metales a más de 100,000 veces⁽¹⁷⁾. El ultrasonido puede alterar las partículas de metal y colisionarlas a gran velocidad, hasta llegar al punto de fusión, también el ultrasonido puede generar flamas microscópicas en líquidos congelados.

Estos efectos químicos del ultrasonido provienen de un proceso físico que crea, engrandece y explota cavidades gaseosas y vapores en un líquido. Las ondas de ultrasonido, como todas las ondas de sonido, contienen ciclos de compresión y expansión. Los ciclos de compresión proporcionan una presión positiva en el líquido poniendo las moléculas juntas, los ciclos de expansión proveen una presión negativa separando las moléculas una de otra.

La sonoquímica de los líquidos depende principalmente de los efectos físicos del rápido calentamiento y enfriamiento causados por la explosión de la cavidad. Por ejemplo, Peter Riesz irradió agua con ultrasonido, y resultó que el calor generado por la explosión de la burbuja, descomponía el agua en átomos extremadamente reactivos de hidrogeno (H^+) y radicales hidroxil (OH^{\cdot}). Durante la rápida fase de enfriamiento los átomos de hidrogeno y los radicales hidroxil, se recombinan para formar el peróxido de hidrogeno (H_2O_2) y el hidrogeno molecular (H_2). Si otros compuestos son agregados al agua irradiada con ultrasonido, ocurrirán reacciones secundarias en un amplio rango. Los compuestos orgánicos son altamente degradados en este ambiente y los compuestos inorgánicos pueden ser oxidados o reducidos.

Otros líquidos orgánicos también producen reacciones interesantes cuando son irradiados con ultrasonido. Por ejemplo los alcanos de alto peso molecular, pueden ser "rotos" en fragmentos pequeños deseables como la gasolina.

El aceite crudo es normalmente desintegrado por calentamiento de la mezcla entera a una temperatura arriba de 500 °C. Sin embargo, irradiando alcanos con ultrasonido

puede hacerse posible el rompimiento a la temperatura del lugar y producir acetileno, que no puede ser producido a través de un simple calentamiento.

El ultrasonido es una herramienta útil en casi todos los casos en donde un líquido tiene que reaccionar con sólidos. Además, desde que el ultrasonido puede radiarse a través de grandes volúmenes de líquido, es conveniente para aplicaciones industriales. Por estas razones las aplicaciones futuras del ultrasonido en las reacciones químicas serán diversas. La experiencia en el desarrollo de estas herramientas ultrasónicas, ha permitido el desarrollo de una 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.

CAPITULO II

Simulación Composicional de Procesos y Análisis de Sensibilidad.

Cuando se modela un proceso químico individual o una planta química entera, el uso de métodos termodinámicos apropiados y datos precisos, es esencial para obtener un buen diseño.

Definición de Conceptos Básicos y Ecuaciones Utilizadas.

Equilibrio de Fase.-

Cuando dos o más fases están entrando en contacto la materia que las compone es transferida de una fase a otra hasta que alcanzan el equilibrio, y la composición en cada una de las fases llega a ser constante. De donde se tiene que el equilibrio para un sistema multicomponente, la temperatura, presión, y potencial químico del componente i es el mismo en cada fase, esto es:

$$T^{\alpha} = T^{\beta} = \dots = T^{\pi} \quad (2.1)$$

$$P^{\alpha} = P^{\beta} = \dots = P^{\pi} \quad (2.2)$$

$$\mu_i^{\alpha} = \mu_i^{\beta} = \dots = \mu_i^{\pi} \quad (2.3)$$

donde:

T = temperatura del sistema

P = presión del sistema

μ = el potencial químico

$\alpha, \beta, \dots, \pi$ representan las fases

la fugacidad de una sustancia es entonces definida como:

$$\mu_i - \mu_i^o = RT \ln \left(\frac{f_i}{f_i^o} \right) \quad (2.4)$$

donde:

f_i = fugacidad del componente i

f_i^o = fugacidad de estado estándar del componente i a T, P

μ_i^o = potencial químico de estado estándar del componente i a T, P

Siguiendo con 2.4 que las fugacidades en cada fase deben también ser iguales:

$$f_i^\alpha = f_i^\beta = f_i^\pi \quad i = 1, 2, \dots, n \quad (2.5)$$

Fugacidad .-

G. N. Lewis, fue el primer investigador que mostró como trabajar con sistemas no ideales, desechando las ecuaciones simples de energía libre, deducidas para los sistemas ideales. Para lograrlo introduce la cantidad termodinámica llamada "fugacidad", en lugar de la presión.

Y menciona que la idea de que una sustancia, en un estado particular tiene una tendencia de escape, es muy general. Lewis señaló que esta propensión puede medirse por una cantidad "f" que es la fugacidad, que está relacionada con el contenido de energía libre de la sustancia. Por lo que un estado de equilibrio es el punto en que la tendencia al escape de un constituyente, es el mismo en todas las partes del sistema⁽¹⁸⁾.

Para cálculos de equilibrio vapor-liquido, la relación de la fracción mole de un componente en la fase vapor con aquella en la fase liquida, esta definida como el valor K , que se define como:

$$K_i \equiv \frac{y_i}{x_i} \quad (2.6)$$

donde:

K_i = valor K o relación de equilibrio

y_i = fracción mole en la fase vapor

x_i = fracción mole en la fase liquida

Para equilibrio liquido-liquido, una relación de equilibrio correspondiente o ya sea coeficiente de distribución, esta definido como:

$$K_{Di} \equiv \frac{x_i^I}{x_i^{II}} \quad (2.7)$$

donde:

K_{Di} = coeficiente de distribución líquido-líquido

I, II = representan las dos fases liquidas

El coeficiente de fugacidad de fase vapor de un componente, esta definido como la relación de su fugacidad a su presión parcial, esto es:

$$\phi_i^V \equiv \frac{f_i^V}{y_i P} \quad (2.8)$$

donde:

ϕ_i^V = coeficiente de fugacidad en fase vapor del componente i

P = Presión total del sistema

Si es usado un método de coeficiente de actividad líquida en el cálculo de esta fase, entonces el coeficiente de actividad de la fase líquida puede ser relacionado a la fugacidad líquida por la siguiente ecuación:

$$f_i^L = \gamma_i^L x_i f_i^{oL} \tag{2.9}$$

donde:

γ_i^L = coeficiente de actividad fase líquida

f_i^L = fugacidad de estado estándar del líquido puro i

Con esta definición de fugacidad líquida, $\gamma_i^L \rightarrow 1$, como $x_i \rightarrow 1$. La fugacidad de estado estándar es como sigue:

$$f_i^{oL} = P_i^{sat} \phi_i^{sat} \exp \left[\int_{P_i^{sat}}^P \frac{v_i^L}{RT} dP \right] \tag{2.10}$$

donde:

P = presión del sistema

P_i^{sat} = presión de vapor del componente i a la temperatura del sistema

R = constante del gas

T = temperatura del sistema

v_i^L = volumen molar líquido del componente i a T y P .

ϕ_i^{sat} = coeficiente de fugacidad del componente puro i a temperatura T y presión P .

La ecuación (2.10) proporciona dos factores de corrección para la fugacidad de líquido puro. El coeficiente de fugacidad, corrige desviaciones del vapor saturado del comportamiento del gas ideal. El factor de corrección exponencial, conocido como el factor de corrección Poynting, corrige el efecto de la expresión sobre la fugacidad líquida. El factor de corrección Poynting es usualmente despreciable para presiones bajas y moderadas.

Combinando las ecuaciones (2.6), (2.8) y (2.9), se obtiene:

$$K_i = \gamma_i^L f_i^{OL} / P \phi_i^V \quad (2.11)$$

Combinando las ecuaciones (2.7) y (2.9), se obtiene: $K_{Di} = \gamma_i^L II / \gamma_i^L I$ (2.12)

Si una ecuación de estado es aplicada a ambas fases, vapor y líquido, los valores K vapor – líquido, pueden ser escritos como: $K_i = \phi_i^L / \phi_i^V$ (2.13)

El equilibrio líquido-líquido puede ser escrito como. $K_{Di} = \frac{\phi_i^L II}{\phi_i^L I}$ (2.14)

Las ecuaciones (2.11), (2.12), (2.13), y (2.14) son utilizadas para calcular la distribución de componentes entre fases.

Para equilibrio vapor-líquido, los métodos de ecuaciones de estado pueden ser usados para calcular los coeficientes de fugacidad para ambas fases vapor y líquido usando la ecuación (2.13). Una limitación importante de los métodos de ecuaciones de estado, es que tienen que ser aplicados sobre un amplio rango de densidades, desde densidades cercanas a cero para gases, hasta altas densidades líquidas, usando constantes obtenidas de datos de componentes puros. Las ecuaciones de estado no son muy exactas para sistemas no-ideales a menos que sean combinadas con reglas de mezclado del componente y fórmulas "ALFA", apropiadas para aquellos componentes.

La ecuación (2.11) puede ser resuelta usando los métodos de ecuaciones de estado para calcular fugacidades de vapor combinadas con métodos de actividad líquida para calcular coeficientes de actividad líquida. Los métodos de actividad líquida son mas a menudo utilizados para describir el comportamiento de mezclas fuertemente no-ideales.

Métodos de Coeficiente de Actividad Líquida.-

Los métodos de Coeficiente de Actividad Líquida, para cálculos de equilibrio de fase, se diferencian a nivel fundamental de los Métodos de Ecuaciones de Estado (EOS). En los métodos EOS, los coeficientes de fugacidad (referida a un gas ideal), están computados para ambas fases, vapor y líquido. En los métodos de coeficiente de actividad la referencia establece que para cada componente en fase líquida, el líquido es puro a temperatura y presión de la mezcla. Es a menudo más conveniente y exacto usar esta aproximación cuando la fase líquida es una mezcla de componentes que no difieren grandemente en volatilidad; esto es también a menudo más fácil para describir sistemas fuertemente no-ideales con un modelo de coeficiente de actividad líquida que con una ecuación de estado.

Comparación entre los Modelos para Ecuaciones de Estado y Coeficientes de Actividad:

<i>MODELOS DE ECUACIONES DE ESTADO</i>	<i>MODELOS DE COEFICIENTE DE ACTIVIDAD</i>
Limitado en habilidad para representar líquidos no-ideales	Puede representar líquidos altamente no-ideales
Requiere pocos parámetros binarios	Requiere muchos parámetros binarios
Extrapolación parámetros razonablemente con la temperatura	Los parámetros binarios son altamente dependientes de la temperatura
Consistente en la región crítica	Inconsistente en la región crítica
Manejo de presiones altas	Manejo de presiones bajas a medias

Coefficientes de actividad líquida son derivados de la expresión para el exceso de la energía de Gibbs de una mezcla líquida. La ecuación definida es:

$$\ln \gamma_i = \frac{1}{RT} \left(\frac{\partial G^E}{\partial n_i} \right)_{T,P,n_{j \neq i}} \quad (2.15)$$

donde:

G^E = energía de Gibbs en exceso de la mezcla de líquido

n_i = moles del componente i en el líquido

II.1. Descripción del modelo utilizado.

Los sistemas de gas natural a menudo contienen gases inertes tales como N_2 , gases ácidos y gases amargos tales como el SO_2 , H_2S , o mercaptanos y agua junto con los usuales componentes de hidrocarburos ligeros. Las corrientes de gas natural pueden ser tratadas por diferentes procesos, por ejemplo: endulzamiento usando aminas o deshidratación usando glicol.

Para sistemas de gas natural conteniendo menos del 5 % de N_2 , CO_2 o H_2S , y otros componentes no polares, los métodos, de Soave-Redlich-Kwong, Peng-Robinson, o Benedict-Webb-Rubin-Starling⁽¹⁹⁾ (BWRS), proporcionan excelentes resultados.

Métodos Generalizados de Correlación.-

El Equilibrio Vapor-Líquido puede ser predecido para mezclas de hidrocarburos usando varios métodos generales de correlación. Ejemplo de estos, son los modelos desarrollados por Chao-Seader y el de Grayson-Streed. Equilibrio Vapor-Líquido, puede también ser pronosticado por correlaciones de convergencia de vapor, tales como las gráficas K_{10} desarrolladas por Cajander *et al.* .

Densidades, entalpías y entropías pueden ser calculadas también usando un número de métodos de correlación tales como el de Lee-Kesler y COSTALD.

Desafortunadamente, el método de Chao-Seader no es conveniente para otros componentes no hidrocarburos tales como N_2 , CO_2 o H_2S , etc.

Grayson y Streed, modificaron la correlación de Chao-Seader en 1963 para datos adecuados por encima del más amplio rango de condiciones y, por lo tanto, derivando diferentes constantes para las ecuaciones, dando los coeficientes de fugacidad de líquidos puros. Coeficientes especiales para hidrogeno y metano se suministran porque las temperaturas de aplicaciones típicas están por mucho, por arriba de los puntos críticos de esos dos componentes.

Mezclas hidrocarburo-agua.-

Para mezclas Hidrocarburo-Agua, los modelos de Grayson-Streed⁽¹⁹⁾ y el modelo Modificado de Erbar-Grayson-Streed, predicen con precisión el comportamiento de fases de la fase más rica en hidrocarburos, pero son incapaces de predecir la composición de la fase rica en agua. Un nuevo modelo ha sido desarrollado en el cual un juego separado de parámetros de solubilidad fue utilizado en la fase rica en agua, y un nuevo juego de coeficientes de fugacidad líquida desarrollados para N_2 , CO_2 , H_2S , CO_2 y O_2 .

Este nuevo modelo, conocido como "GRAYSON-STREED MEJORADO", es el modelo seleccionado para el presente trabajo.

Para este método, se encontró que el coeficiente de fugacidad líquida Grayson-Streed para el fluido individual, decrementa rápidamente cuando la T_r se incrementa por arriba de 2.5 y puede llegar a ser negativo. El coeficiente de

fugacidad líquida para el fluido individual fue por lo tanto, reemplazado por el de hidrogeno a temperaturas reducidas iguales y mayores a 2.5.

II.2. Selección de la Ecuación de Estado o del Modelo del coeficiente de actividad.

Para hacer una buena selección de la ecuación de estado o del coeficiente de actividad líquida adecuado, se revisó la literatura apropiada, encontrándose bastantes ecuaciones y modelos de los cuales se eligió el siguiente por ser el que más se adecuó a los parámetros manejados.

Para el análisis del modelo propuesto en este trabajo, se emplearon temperaturas y presiones bajas, (del orden de 30 °C a 70 °C y 1.53 kg/cm² a 0.56 kg/cm² respectivamente), y Presiones de Vapor Verdaderas menores a 2.039 Kg/cm². Las combinaciones del nitrógeno, y ácido sulfídrico (H₂S) se efectuaron con volúmenes del 50 % de cada uno y se fueron variando, según la descripción del proceso, se observó que el siguientes método se ajustó al presente modelo:

ECUACIÓN UNIQUAC

Se presentan las ecuaciones mencionadas. La ecuación UNIQUAC (Universal Quasi Chemical) fue desarrollada por Abrams y Prausnitz basados en consideraciones estadísticas-mecánicas y el modelo de enrejado-básico cuasi-químico de Guggenheim.. Cada molécula i se caracteriza por un parámetro de volumen r_i y un parámetro de área-superficial q_i .

El exceso de la energía de Gibbs (y por lo tanto el logaritmo del coeficiente de actividad) esta dividido en una parte combinatoria y una residual. La parte combinatoria depende solamente del tamaño y forma de las moléculas

individuales; contiene parámetros no-binarios. La parte residual que cuenta para las interacciones energéticas, tiene dos parámetros binarios ajustables. La ecuación UNIQUAC, como la ecuación NRTL, ha sido bastante exitosa en correlacionar una amplia variedad de sistemas. La expresión siguiente UNIQUAC es utilizada para determinar el coeficiente de actividad:

$$\ln \gamma_i = \ln \gamma_i^C + \ln \gamma_i^R \quad (2.16)$$

$$\ln \gamma_i^C = \ln \left(\frac{\varphi_i}{x_i} \right) + \frac{z}{2} q_i \ln \left(\frac{\theta_i}{\varphi_i} \right) + l_i - \frac{\varphi_i}{x_i} \sum_{j=1}^M x_j l_j \quad (2.17)$$

$$\ln \gamma_i^R = q_i \left(1 - \ln \left(\sum_{j=1}^M \theta_j \tau_{ji} \right) - \sum_{j=1}^M \frac{\theta_j \tau_{ij}}{\sum_{k=1}^M \theta_k \tau_{kj}} \right) \quad (2.18)$$

donde:

$$\tau_{ij} = \exp \left[-\frac{U_{ij}}{T} \right] \quad (\text{cuando la unidad es } K)$$

$$\tau_{ij} = \exp \left[-\frac{U_{ij}}{RT} \right] \quad (\text{cuando la unidad es } \text{KCAL O } \text{KJ})$$

$$U_{ij} = a_{ij} + b_{ij} T$$

$$\theta_i = \frac{i q_i}{\sum_{i=1}^M x_i q_i}$$

$$l_j = \frac{z}{2} (r_j - q_j) - (r_j - 1)$$

$$\varphi_i = \frac{i r_i}{\sum_{j=1}^M x_j r_j}$$

$$q_i = \frac{A_{wi}}{2.5 \times 10^9}$$

$$r_i = \frac{V_{wi}}{15.17}$$

$$z = 10$$

A_{wi} = área van der Waals de la molécula i

V_{wi} = volumen van der Waals de la molécula i

Después de efectuar la corrida o simulación del modelo en el SIMULADOR ASPEN PLUS, se obtuvieron suficientes datos con los cuales se elaboraron diferentes curvas en Excel para conocer el comportamiento del crudo a diferentes combinaciones con estos gases así como su tratamiento a diferentes Presiones de Vapor Verdadera, para finalmente elaborar un juego de curvas a temperatura constante de 50 °C, de las cuales se hizo un análisis detallado; que se describe en los análisis de sensibilidad o resultados y conclusiones obtenidos con dicha simulación y que continúan en los siguientes puntos.

La simulación se inició variando los siguientes valores:

Temperatura *	Presión _{SEP} *	H ₂ S **	N ₂ **	PVV **	H ₂ O **
(°C)	Kg/cm ²	(PPM)	(Kg/Hr)	(psia)	(kg/Hr)
30	1.53	45	4.5	5.56	453
40	1.17	85	13.6	8.5	1360
50	1.03	90	22.7	9.2	2268
60	0.91	100	31.7	15	3175
70	0.84	150	40.8	18	4082
	0.77	175	45.4	21	4535
	0.70	200		24	
	0.63	250			
	0.56	293			

A continuación se presenta una interpretación de las curvas obtenidas como resultado de la simulación que al mismo tiempo representan las conclusiones de esta corrida con los valores mencionados.

II.3. Análisis de Sensibilidad del comportamiento de las propiedades del H₂S y PVV, respecto a la P. y T. de separación, variable con el porcentaje de agua.

A medida que se incrementa el porcentaje en volumen del agua en la mezcla multicomponente con el H₂S, se observa una reducción paulatina de la concentración del H₂S en el crudo que es descargado por el separador de estabilizado. (ver curvas obtenidas en excel, en el disquette anexo).

A medida que se incrementa el porcentaje de agua, se observa que también la Presión de Vapor Verdadera resultante se incrementa, después del proceso de estabilización del crudo, lo que indica que se requerirá reducir aun más, la presión de separación a medida que se incrementa el porcentaje de agua o incrementar la temperatura de separación.

II.4. Análisis de sensibilidad considerando variable la concentración de H₂S en la alimentación.

A medida que aumenta la temperatura en la mezcla multicomponente si tenemos volúmenes altos de Nitrógeno e iniciamos un decremento en las Presiones se observa un decremento en la concentración del H₂S, teniéndose un valor adecuado para su manejo a la presión de $P = 0.77 \text{ Kg/cm}^2$ y una temperatura de 70 ° C.

En general se tiene que la condición más restrictiva siempre será la de cumplir con la concentración del H₂S, que será la condición mas critica y para lograrlo se requiere adicionar grandes cantidades de calor a la mezcla multicomponente o reducir sustancialmente la presión de separación a niveles vacuométricos, lo cual significa que cuando se cumple con la especificación de 70 ppm de H₂S en el petróleo crudo, se está cumpliendo automáticamente con el grado de estabilización requerido para su comercialización.

II.5. Análisis de sensibilidad considerando variable la concentración de N₂ en la alimentación

Para la combinación Agua – Nitrógeno, el comportamiento es muy similar, viéndose la variación en el porcentaje de agua, sin que el Nitrógeno tenga ninguna influencia en la concentración del H₂S.

CAPITULO III

Procesos para la Estabilización de Crudo.

La selección del proceso de separación y estabilización del petróleo crudo merece un cuidadoso estudio, debido a los frecuentes cambios en los factores que sirven como base para determinar cual es el mejor método entre los existentes.

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

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

Las principales consideraciones en la selección del proceso son:

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

Los aspectos técnicos en la selección del método para la estabilización del petróleo crudo son:

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

En este capítulo, se mencionan los principales métodos de estabilización para el aceite crudo: separación multietapa con estabilización elevada, proceso al vacío, y variación de la temperatura.

De acuerdo con estos métodos mencionados, posteriormente, se hace una combinación del proceso al vacío con la estabilización por variación de temperatura, lo cual ha dado buenos resultados. El proceso por torre estabilizadora solo se mencionará en este capítulo por ser costosamente mayor comparado con los dos 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 posteriormente.

Separación Multietapa (Caso Base).

La mezcla de hidrocarburos líquidos y gaseosos producidos por los pozos, entra a la etapa de separación de alta presión donde se pretende alcanzar el equilibrio

vapor-líquido correspondiente a las condiciones de presión y temperatura de esta etapa. El líquido obtenido pasa a la etapa de separación de presión intermedia y subsecuentemente a la de baja presión, para que posteriormente el líquido descargado por esta última etapa de separación sea almacenado en un tanque y bombeado a una central de tratamiento y distribución. En la Figura 3.1 se muestra el manejo del aceite identificado con color café en su línea.

Manejo de Gas.

El gas del separador de alta presión pasa por un enfriador (soloaire), el cual le reduce la temperatura hasta otra temperatura 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 presión media o compresión, compuesto por tres pasos; cada uno de los cuales se compone de un compresor multietapa, un enfriador mecánico y un rectificador, como se muestra en la Figura 3.1, con lo cual se le adiciona la energía necesaria al gas para poderlo integrar a la corriente de

gas de alta presión, ya antes mencionada. En la Figura 3.1 se ilustra el manejo del gas con diferentes tonalidades de color verde.

Manejo de Condensado.

Los condensados generados por el enfriamiento del gas, obtenidos de los rectificadores de alta presión, presión intermedia, presión intermedia en compresión, y de las tres etapas de rectificación correspondientes al sistema de compresión de gas de baja presión, entran a un separador donde puede eliminarse el agua que contenga, en caso de tener un separador trifásico (aceite-agua-gas), de donde el agua es enviada a una presa API, el gas es reintegrado a la corriente de gas de baja presión y el condensado pasa a una etapa de estabilización elevada a las condiciones de presión y temperatura que se muestra en la Figura 3.1. El condensado de la etapa elevada de estabilización es desalojado automáticamente de este separador por medio de una bomba, de acuerdo al nivel que se presenta en el mismo, para hacerlo llegar a una planta petroquímica a las condiciones de transferencia especificadas. En la Figura 3.1 se indica el manejo de condensado con líneas de color rojo.

Separación Multietapa con Estabilización Elevada.

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

La presión a la que opera esta etapa adicional de separación depende básicamente del equipo convencional de recuperación de vapores, el cual tiene una presión de succión de $19.67 \text{ lb/pg}^2 \text{ abs.}$ (Probada de campo), para los utilizados en algunas instalaciones de producción de Pemex Exploración Producción (PEP).

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

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

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

En la Figura 3.2 se presenta la configuración del proceso propuesto para este método de estabilización.

Descripción del Manejo de la Producción.

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

Estabilización Elevada con Transferencia de Calor.

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

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

Para la estabilización de petróleo crudo mediante el proceso de Transferencia de Calor, es necesaria la modificación o sustitución de los separadores de la etapa de baja presión de bifásicos (gas-aceite) a trifásicos (gas-aceite-agua), esto con la finalidad de eliminar el agua y así evitar la incrustación de sales en los intercambiadores de calor, de los cuales se requerirán tres equipos para calentar,

estabilizar y enfriar el aceite y los vapores. Además de instalar el equipo necesario y suficiente para la recuperación de los vapores liberados en el separador elevado.

Descripción del Manejo de la Producción.

Después de separarse el gas, aceite y agua en la etapa de baja presión, el aceite pasará por la primera etapa de precalentamiento (EA-1), por una segunda etapa de transferencia de calor (EA-2) y después por la tercera y última etapa de transferencia de calor (EA-3), donde alcanza la temperatura requerida para lograr la estabilización del crudo. El calentamiento de esta tercera etapa de transferencia de calor, se logra haciendo pasar a contracorriente el gas caliente comprimido de alta presión, por los intercambiadores de calor como se muestra en la Figura 3.3.

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

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

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

En la Figura 3.3 se presenta el proceso ya descrito, así como las condiciones de operación para el tratamiento adecuado del aceite producido. La descripción general del manejo de la producción de aceite, gas y de los condensados es similar a la presentada en el caso base, la cual se representa con color café, diferentes tonalidades de verde y rojo respectivamente en la Figura ya mencionada. Siendo que este no fue el caso ideal.

Estabilización Elevada con Presión de Vacío.

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

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

La presión de vacío, es limitada por la presión de vapor y temperatura del fluido que se está manejando, así tenemos, que una alta temperatura reduce la eficiencia del equipo en su operación. Para vacíos ligeros y durante el

funcionamiento del compresor la influencia de la temperatura y de la presión de vapor es mucho menor por lo que generalmente este efecto es insignificante. Los equipos son capaces de succionar gotas de líquido y partículas de sólidos, mostrando claramente, un cierto incremento en el consumo de energía. El consumo de energía es función de la relación de compresión y del volumen de gas succionado.

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

Uso de Vacío para la Estabilización del Crudo.

Actualmente a nivel mundial existen varias instalaciones de producción que cuentan con el proceso de estabilización de crudo a vacío, algunas utilizando compresores y otras utilizando bombas de vacío con anillo líquido como el medio para la generación de la presión vacuométrica de separación. En el caso del uso del primer mecanismo, de acuerdo con información que ha proporcionado personal de P.E.P., existen algunas instalaciones en el Mar del Norte que cuentan con dicho sistema, operando con 338,000 BPD.

En el caso del uso de la bomba de vacío con anillo líquido, se cuenta con información proporcionada por la Cía. LUBOSA, representante de la Cia. NASH de Norteamérica, quienes han manifestado que se cuenta con tres instalaciones de producción operando con un sistema cuya condición de operación es similar al sistema propuesto a la Terminal Marítima de Dos Bocas (dos en el Golfo de Omán

y uno en Gabón), habiendo proporcionado datos de las dos del Golfo de Omán, los cuales se presentan a continuación:

SITIO	CLIENTE	FECHA	MOD.DE BOMBA	Psucc (Bar abs.)	Tsucc. (°C)	Pdesc. (Bar abs.)	Tdesc. (°C)	Qg succ. (MMPCD)	PM gas (lb/lbmol)
QARN-ALAM	PETROFA C/GALFA R SHELL	FEB 1993	904-L-2	0.76	48	1.7	71	2.86	48
FAHUD	PETROFA C/GALFA R SHELL	FEB 1993	904-R-2	0.69	41	1.8	65	9.79	

Por otro lado, se considera como una necesidad prioritaria la sustitución del equipo de compresión, ya que a medida que esta sustitución se acerque, se rebasará el tiempo de vida útil del equipo existente, los costos tanto de operación como de mantenimiento se incrementan significativamente, lo cual puede justificar económicamente dicha sustitución.

Descripción del manejo de la producción.

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

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

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

La descripción del manejo de la producción en el proceso completo de estabilización del aceite, gas y los condensados es similar a la presentada en el caso base, la cual se presenta con color café, diferentes tonalidades de verde y rojo respectivamente en la Figura 3.4.

Estabilización con Unidad Tipo Torre.

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

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

La torre se fabrica comúnmente en acero al carbón bajo especificaciones rígidas. Si los hidrocarburos a manejar contienen sustancias corrosivas tales como H_2S o

CO₂ la torre debe ser revestida con un material resistente como acero inoxidable o con un revestimiento protector, y se requiere que el crudo de alimentación a la torre contenga muy bajas concentraciones de sal para evitar la corrosión en dicha torre y equipos periféricos.

Descripción del Manejo de la Producción.

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

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

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

En la Figura 3.5, se presenta la configuración del proceso propuesto para este método de estabilización. Para la simulación de este proceso se utilizaron dos modelos composicionales de comportamiento de fases y propiedades de los fluidos.

Sistema Ultrasonico para la Estabilizacion de Crudo.

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 esperada⁷.

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 capacidad de producir ondas de vibración directa de gran enfoque y de concentrar alta energía ultrasónica, hace 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 físico-químico que se utiliza con la finalidad de reducir la presión de vapor y alcanzar la estabilidad en un crudo; en el crudo se lleva a cabo el proceso ultrasonico que es un proceso fisico-quimico en el que se busca generar burbujas con gas y vapor cuando el petróleo crudo se excita con alta energía ultrasónica, 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.

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 aceite ligeros como para 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.

CAPITULO IV

Análisis Técnico y Económico para la Estabilización de Crudo en Centrales de Deshidratación, considerando Alta Concentración de H₂S.

Planteamiento del Problema.-

Actualmente en la Terminal Marítima de Dos Bocas, el aceite crudo ligero es obtenido después de la sección de estabilizado a una presión de vapor verdadera de 14.7 psia @ 38 °C y una concentración de 277 ppm de H₂S.

Las condiciones actuales de operación de los separadores elevados (0.14 Kg/cm² y 38 °C) permiten obtener un crudo ligero al límite de los valores requeridos para considerarlo como estabilizado. Sin embargo cualquier alteración posterior en dichas condiciones debido a turbulencias e incrementos de temperatura propiciara la vaporización y pérdidas en los tanques de almacenamiento.

Bajo tal circunstancia las alternativas principales analizadas para mejorar la estabilización del crudo ligero consisten básicamente en operar los separadores elevados a “Presiones Inferiores a la Atmosférica o de Vacío”, “Incrementar la Temperatura” o combinar ambas técnicas para tener “Bajas Presiones con Incremento en la Temperatura”.

Por otra parte las nuevas exigencias de calidad requeridas en el aceite crudo para exportación, ocasionan la necesidad de aplicar alguna técnica capaz de reducir el contenido de H₂S. Actualmente el crudo ligero confluye a la Terminal Marítima de Dos Bocas con una concentración de H₂S de 764 ppm y es obtenido después del sistema de estabilizado con valores promedio de 277 ppm. Estos valores de

acuerdo a las especificaciones para la comercialización del crudo ligero (70 ppm para la Costa Oeste de los Estados Unidos de Norteamérica, la cual con alta probabilidad será adoptada por nuestros clientes en el Atlántico) ocasionaron el incumplimiento de calidad y por ende el castigo al precio de venta. Simultáneamente con la técnica de operar los separadores de estabilizado a presiones vacuométricas será posible obtener un aceite crudo ligero dentro de especificaciones.

En relación con el manejo y transporte del gas obtenido en sistemas de estabilizado de crudo ligero, la problemática principal radica en el arrastre excesivo de líquidos al sistema de compresión de gas, lo cual ocasiona la falla, desgaste prematuro, rotura o alteración de componentes mecánicos en los motocompresores. Lo anterior se refleja en constantes mantenimientos correctivos al equipo y la disminución en la eficiencia de operación. Aunado a lo anterior, la falta de etapas de enfriamiento y rectificación del gas, el gasoducto de envío a Cunduacan presenta problemas derivados de una alta condensación de líquidos, requiriendo presiones mayores de compresión, corridas de diablos frecuentes, quema de gas, etc. Por lo anterior se analiza la conveniencia técnico económica de optimizar el manejo y transporte del gas producido considerando apropiadamente las etapas requeridas de enfriamiento y rectificación, una torre estabilizadora de condensados y la instalación de un separador de condensados al margen del Río Seco, con objeto de aprovechar el enfriamiento natural que actualmente experimenta el flujo de gas hasta dicho punto y reducir o eliminar los problemas que ocasiona el fenómeno de condensación.

La problemática relacionada con la deshidratación del aceite crudo ligero estriba básicamente en la disminución de la temperatura de flujo que actualmente se registra en las "Líneas 3 y 4 de llegada a la TMDB. A una menor temperatura de tratamiento la eficiencia del proceso actual de deshidratación será menor y como

consecuencia será más difícil obtener un aceite crudo dentro de las especificaciones de calidad requeridas (0.5 % de agua y 30 LMB de sal).

El comportamiento de producción de los pozos fluyentes indica que la producción de agua asociada es un problema creciente que ocasiona que se requiera incrementar la capacidad de tratamiento, incrementando los costos por tal concepto sin mejorar la calidad del crudo.

El estudio analiza la factibilidad de aplicar temperatura como factor adicional al tratamiento actual, basado en una deshidratación por asentamiento y tiempos de residencia, así como de la eficiencia de aplicación de un reactivo desemulsificante específico.

Resultados de Análisis y Muestreos.

Inicialmente el estudio fue enfocado a realizar un análisis integral del proceso de deshidratación que incluía la separación y manejo del agua desde los complejos de producción Abkatun – A y Abkatun – D y Pool – A hasta la Terminal Marítima de Dos Bocas. Posteriormente el estudio fue direccionado a evaluar únicamente el sistema de proceso de deshidratación en esta última etapa para crudo ligero y pesado.

Por lo anterior primeramente se llevo a cabo la revisión general de las condiciones actuales de proceso, para crudo ligero y posteriormente para crudo pesado. Para el primer caso se inicio con la recopilación de información continuándose con un análisis del comportamiento de los tanques deshidratadores TV-2002, TV-2005 y TV – 2006, así como la evaluación de una gama extensa de productos desemulsificantes en laboratorio, concluyendo con la determinación de la

temperatura, aditivo y relación de tratamiento óptimos para obtener aceite dentro de especificaciones. Para el segundo caso, el análisis del proceso de aceite pesado fue similar al análisis del aceite ligero difiriendo solamente en la simulación del manejo.

En las Tablas IV-1, 2 y 3 se pueden observar los valores resultantes de las determinaciones de agua libre, emulsión, agua total, sedimentos y concentración de sal, efectuadas en julio y agosto de 1998, con temperaturas ambientales registradas de 31 °C, 36 °C y 35 °C. Al momento del muestreo del crudo se determino simultáneamente la temperatura de flujo en todas las corrientes, resultando un promedio de 41 °C para las líneas 3 y 4 de aceite ligero, 39 °C para Cunduacan, 32 °C para Castarrical y 43 °C para los hidrocarburos provenientes de Puerto Ceiba.

La Tabla IV-4 es un resumen de las determinaciones promedios realizados para cada corriente y mezcla de crudo. En esta se indican los porcentajes de agua total y concentración de sales en libras por cada mil barriles de aceite crudo. Se observa que la línea 3 registra 220 LMB, siendo una de las mas elevadas para un porcentaje de agua total de 2.7 %.

Posteriormente en esta misma tabla como segundo recuadro se presentan las determinaciones de laboratorio efectuadas a una mezcla real y otra sintética de aceite crudos. La mezcla sintética se preparó proporcionalmente de acuerdo a los volúmenes de las cargas manejadas, con la adición del 5 % de salmuera. La mezcla real fue analizada obteniendo 2.6 % de emulsión y 0.7 % de agua libre, para un total de 3.1 % de agua total y 190 LMB de sal, a una temperatura de 39 °C, mientras que la mezcla sintética con 5 % de salmuera, reporto 7 % de emulsión y 3 % de agua libre, para un máximo de 9 % de agua total y 180 LMB de sal a una temperatura de 30 °C.

Las Tablas IV-5, 6 y 7 muestran los valores obtenidos de una serie de pruebas, en las que se evaluaron una gran diversidad de aditivos desemulsificantes, de los cuales se seleccionaron los que mostraron mejores resultados, comparándose posteriormente con el aditivo en uso, a diferentes temperaturas de tratamiento, siendo estas de 20 °C, 30 °C y 40 °C. La dosificación utilizada fue de 0.35 GMB, registrando el volumen de agua separada a tiempos de residencia o asentamiento de 6, 8 y 10 horas. Simultáneamente se determinó la calidad del aceite crudo obtenido al aplicar cada producto desemulsificante, mediante análisis de agua libre, emulsión residual y agua total en un segundo recuadro de cada tabla.

Los productos desemulsificantes seleccionados, así como tiempos de residencia y la temperatura de trabajo se referencian en el estudio hecho para tal efecto por los ingenieros del I.M.P., mencionándose en el anexo respectivo.

Del monitoreo realizado en la Terminal Marítima, se observó lo siguiente:

La deshidratación del crudo ligero podrá realizarse aplicando de acuerdo a las condiciones de las pruebas de laboratorio una dosificación de 0.5 GMB y tiempo de residencia de 6 horas a una temperatura de 45 °C de tratamiento.

Para crudo pesado, se observó que los productos probados con respecto a la muestra sin reactivo mostraron una gran diferencia al producto de nueva formulación (que por motivos técnicos obvios no se menciona aquí, aunque para cualquier consulta se puede ir a la bibliografía y ver sobre el tema), al romper el total de agua, ya que se obtuvieron resultados de 0 % de agua por

destilación con una relación de tratamiento de 0.5 galones por cada mil barriles a tratar con una temperatura de 55 °C.

Caracterización del Crudo Ligero.

La composición del gas ocluido hasta C₆⁺, se obtuvo cromatográficamente. Los resultados obtenidos del análisis se procesaron mediante un programa mecanizado determinándose el peso molecular promedio, las condiciones pseudocríticas de presión y temperatura; la densidad relativa; los volúmenes líquidos de etano, propano y más pesados, en GPM y en BBL/10⁶ ft³, a obtener si el gas se pasara por una planta criogénica y por una planta de absorción respectivamente con eficiencias de 100 %; y el poder calorífico bruto del gas en BTU/ft³ y en Kcal/cm³. (Anexos 1 y 2).

Definición Técnico Económica del Caso Base.

Lo planteado en el Caso Base, considera todas aquellas acciones o eventos que tendrían lugar sin tomar en cuenta las alternativas de proceso definidas para el presente estudio que de una u otra manera son comparables técnica y económicamente con las propuestas de solución. Por lo que decimos que la propuesta del proyecto para solucionar la problemática actual de altos contenidos de H₂S en el aceite crudo después del sistema de estabilizado, consiste en operar los separadores horizontales elevados a presiones de vacío o presiones inferiores a la atmosférica. Sin embargo, si no se contempla tal acción correctiva, el recurso más comúnmente conocido para la remoción del H₂S, es la inyección de un secuestrante de este gas a la corriente de interés. Esto resulta muy sencillo de realizar, sin embargo el precio y la dosificación requerida de dicho químico es demasiado elevado, lo cual ocasionaría altos costos por el tratamiento. Dado lo anterior es necesario analizar y comparar no solo la situación actual, sino también

el Caso Base, el cual nos proporcionará la pauta para definir la viabilidad técnica y económica de las alternativas estudiadas.

Definición del Caso Base.

El estudio define el Caso Base, que no considera la inversión a realizar por el nuevo equipo de compresión, ya que la inversión a realizar en este caso se considera en las alternativas analizadas.

Cabe mencionar que la sustitución del equipo de compresión es una propuesta que la Coordinación Técnica Operativa (CTO) solicitó al I.M.P., para que se incluyera en su proyecto debido a que el equipo existente es obsoleto, con altos costos de operación y mantenimiento. Sin embargo, es de notar que tal consideración no permitiría conocer los verdaderos índices de rentabilidad del estudio de estabilización, deshidratación y reducción de la concentración de H₂S en el crudo, por lo que se deberá comparar el Caso Base, con todas las alternativas a ser evaluadas.

Caso Base. - Sin Considerar Inversión en Compresión.

Para efectos de análisis económico, el Caso Base no toma en cuenta la inversión requerida por la adquisición de 5 módulos de compresión con accionado eléctrico, y considera la operación del equipo de compresión actual (16 motocompresores instalados) durante todo el estudio.

Las características y condiciones de operación del equipo son las descritas con anterioridad. Los principales problemas que manifiestan actualmente los equipos de compresión son: mantenimientos continuos por fallas frecuentes, tales como

roturas de flechas, discos, válvulas, etc., altos costos por consumo de gas combustible y mantenimiento general a motores principales y barcazas, así como una marcada reducción en la eficiencia original de operación que brindaban en un principio dichos equipos.

Las características de la alimentación en la corriente de crudo ligero fijadas como premisas técnicas tienen como valores límites los siguientes:

- * Contenido de agua máximo presente en el aceite crudo ligero 5 %
- * Temperatura mínima de llegada del crudo a la TMDB 30 °C
- * Flujo máximo de aceite crudo ligero a la TMDB 600,000 b/d

En el diagrama de la Figura 4.1, se esquematiza el manejo y el proceso que tendrían lugar para el Caso Base, tanto para el aceite crudo como para el gas producido.

En la Figura 4.2, se muestra el comportamiento de la temperatura de llegada del crudo ligero de las plataformas marinas a la T.M.D.B., el cual fue analizado utilizando el modelo PIPESIM, considerando el transporte de crudo ligero sin considerar la producción de Litoral de Tabasco, por un solo ducto de 36 pulgadas de diámetro.

La mezcla gas/aceite ligero que confluye a la Terminal Marítima proveniente de plataformas es de 600 Mb/d (diseño) y 35 °API, siendo 570 Mb/d en el año 2000. Esta mezcla es enviada directamente a los separadores horizontales elevados, los cuales operan a presiones de 0.15 Kg/cm² y temperaturas de flujo, con objeto de estabilizar el crudo minimizando las pérdidas por vaporización en los tanques de almacenamiento. De acuerdo a simulaciones efectuadas por el IMP, para el ajuste del caso base, la presión de vapor verdadera en la línea de entrada del crudo es

de 36.70 lb/pg² (1.54 Kg/cm²) @ 38 °C, registrando a la salida de tanques de almacenamiento 17.4 lb/pg² @ 38 °C.

Después de que el crudo ligero ha pasado por el sistema de estabilizado, es succionado por la Casa de Bombas No. 5 y enviado hacia los tanques deshidratadores atmosféricos o hacia almacenamiento como opción de manejo.

En los tanques deshidratadores atmosféricos el crudo ligero pasa a través de un tirante de agua de aproximadamente 4 metros y permanece en reposo por un tiempo de 12 horas. A este respecto y como parte actual del tratamiento para la eliminación del agua producida en el crudo, se inyecta un reactivo desemulsificante a la llegada de las líneas 3 y 4 de aceite ligero con objeto de promover un mayor contacto entre las gotas de agua dispersas en el aceite y el reactivo químico, así como la separación de fases en los tanques deshidratadores. Es importante señalar que los mayores problemas para obtener un crudo tratado dentro de especificaciones de agua remanente se presentan en épocas de invierno o cuando la temperatura desciende drásticamente por efectos climatológicos.

La simulación del proceso se realizó mediante el simulador "ASPEN PLUS". En las Figuras 4.3 y 4.4 se muestran el diagrama de flujo y el de simulación del proceso correspondiente al Caso Base, que no considera la sustitución de compresión.

En la Tabla IV.8, se presentan los resultados de la simulación del Caso Base 1, para la producción de cada año en el horizonte de estudio que va del año 2000 al año 2012, siendo estos del mayor interés para este trabajo, (sin considerar Litoral de Tabasco).

Comportamiento Económico del Caso Base.

Para obtener el comportamiento económico del Caso Base, es indispensable llevar a cabo un análisis de costos, tanto de inversión como los correspondientes a la operación y mantenimiento de las instalaciones.

En nuestro caso, debido a que se ha planteado técnicamente un Caso Base, se procederá inicialmente a definir los costos de este Caso Base el cual no considera inversión en el equipo de compresión.

Caso Base:

Para el Caso Base se obtuvieron los costos de operación y mantenimiento en función de los pronósticos de producción, con información obtenida de las secciones operativas de la Terminal Marítima de Dos Bocas, definiéndose los costos por mantenimiento en Areas de Trampas, los de operación y mantenimiento en Estabilizado, en las casas de bombas 5T,1,2 y 4T, donde se obtuvieron proporcionalmente, de los costos totales para el crudo ligero, ya que estas instalaciones operan con ambos tipos de crudo (ligero y pesado).

Para obtener los costos de operación y mantenimiento por la deshidratación del crudo ligero, se efectuó un análisis del tiempo de residencia y de los requerimientos del producto desemulsificante, en función del número de tanques deshidratadores disponibles, de las condiciones de temperatura de llegada, de la temporada invernal, etc. Así mismo, en este rubro se consideró una sanción por exceso del contenido de sal en el petróleo crudo. También fue considerado el costo de mantenimiento de los tanques de almacenamiento que estarán operando el crudo ligero.

Por otra parte, también se determinaron los costos de operación y mantenimiento del equipo de compresión de gas, considerando el equipo motocompresor de combustión interna y los compresores de motor eléctrico. Obteniéndose dichos costos en función del gasto de gas del crudo ligero obtenido por simulación en función de los pronósticos de producción. Así mismo, fueron considerados los costos de corridas de diablos y lo correspondiente al gas quemado durante las mismas, considerándose cuatro corridas por año.

Finalmente, fueron considerados los costos de operación correspondientes a la dosificación de secuestrante de H₂S en el crudo ligero, para reducir su concentración de 282 ppm a 70 ppm. Lo anterior es debido a que en el año 2001, se consideró la aplicación de esta nueva especificación en la comercialización del crudo de exportación (21 % del crudo ligero).

En la Tabla IV-9, se muestran los costos de operación y mantenimiento considerados para el Caso Base (operación similar a la situación actual durante el horizonte del proyecto).

Ingresos del Caso Base.

Para la determinación de los ingresos del Caso Base, se tomó la premisa de considerar solamente lo relativo a los incrementos del gasto de gas. Lo anterior fue debido a que se considera que la producción de crudo realmente comercializada, es aquella que está perfectamente estabilizada (después de pasar varios días en tanques de almacenamiento y ha liberado todo su gas disuelto a la atmósfera), lo cual difiere con los gastos medidos en la Terminal Marítima de Dos Bocas (que aun contiene gas disuelto por no estar estabilizado completamente). Además, para este estudio se definieron las condiciones de presión de vapor verdadera de 11 lb/pg² @ 38 °C, como condiciones para crudo estabilizado y no

la PVR óptima como fue propuesto inicialmente en el estudio. En la Tabla IV-10, se muestran los gastos de gas amargo que sería comercializado para este caso base, así como los ingresos, considerando un precio de \$17,318.00 por millón de pie cúbico a condiciones estándar (\$2016 USD/MMp³ a c.s).

IV.1.- Empleando Calentamiento

La Alternativa de calentamiento de crudo para lograr la estabilización y reducción de la concentración de H₂S, también se ha considerado en este estudio. Esta alternativa fue analizada con mayor énfasis por el personal del Departamento de Procesos de la Subdirección de Ingeniería del IMP. Dentro de este estudio se efectuó la simulación del proceso, para contar con la base técnica del análisis y poder evaluar sus beneficios. Cabe señalar que los costos para esta alternativa fueron tomados del análisis realizado por ese departamento.

Resultados de la Simulación para Condiciones de Diseño de la Alternativa 1.

En esta alternativa se propone el calentamiento del crudo como el procedimiento para lograr el incremento de la temperatura del mismo y así permitir la liberación de los componentes ligeros que se encuentran disueltos en el aceite, para reducir la presión de vapor del crudo.

En la Figura 4.5, se muestra el diagrama de simulación de proceso obtenido mediante el simulador ASPEN PLUS y en la Tabla IV.11, se presentan las características de las corrientes manejadas en el proceso propuesto.

Cabe señalar que de esta simulación se obtienen 554,852 Mb/d de crudo estabilizado para una carga de 600 Mb/d (condiciones de diseño), con una calidad de 32.97 °API, una Presión de Vapor de 8.45 lb/pg² @ 38 °C y 69.7 ppm de H₂S.

Es de señalar que para lograr el calentamiento requerido podrá realizarse mediante el consumo de 6.42 MMp³/d de gas combustible, considerando un poder calorífico del gas de 980 BTU/pe³ y una eficiencia de calentamiento del 80 %.

IV.2.- Empleando Vacío

Análisis Técnico Económico de la Alternativa 2 “Vacío con Bomba de Anillo Liquido con Calentamiento”

Buscando la generación de un mayor número de opciones para la generación del vacío, con la finalidad de lograr la estabilización de crudo, nos encontramos con las Bombas de vacío de anillo líquido, lo cual de acuerdo con la información obtenida cumple técnicamente con los requerimientos en las condiciones de vacío requeridas, además de descargar el gas a una presión que beneficia al sistema de compresión.

Resultados de la Simulación para Condiciones de Diseño de la Alternativa 2.

Para la alternativa 2, se han considerado las bombas de vacío de anillo líquido como el mecanismo de generación de las condiciones de presión requeridas en los separadores de estabilizado, siendo similar el proceso restante al presentado a la Alternativa 1.

Manejo Propuesto de la Producción de Aceite.

La producción de crudo ligero no estabilizado (proveniente de las plataformas Abkatun-A, Abkatun-D, y Pool-A y la de las corrientes de Castarrical y Puerto Ceiba), se hará pasar por tres intercambiadores de calor de donde se le incrementará la temperatura de 30 a 50 °C utilizando cuatro paquetes de calentamiento los cuales consisten en: un horno y aceite térmico, para que posteriormente se lleve a cabo la separación gas-liquido en los recipientes horizontales elevados existentes (dos operando y uno disponible) a una presión de -0.4 Kg/cm^2 y aproximadamente 50 °C para lograr la estabilización del crudo ($P_w = 6.758 \text{ lb/pg}^2 \text{ abs. @ } 38 \text{ °C}$) y principalmente la reducción de la concentración de H₂S (63 ppm). La capacidad de manejo de crudo de cada vasija de estabilizado al ponerlas al nivel medio de 6.33 pies ($h=Di/2$), es de 363,000 b/d; al operarlas a un nivel de 5.5 pies, es de 302,850 b/d, lo cual se presenta en la impresión para un tiempo de residencia de liquido en el separador de 2 minutos de acuerdo a lo especificado por el API-12J, y los resultados obtenidos bajo el anterior código y con el programa CAPASEP, que se presentan en la Tabla IV.12. El crudo ya estabilizado será bombeado por las unidades de la Casa de Bombas 5T, para hacerlo llegar a los tanques deshidratadores, a una temperatura estimada de 45 °C. En estos cuatro tanques de 200,000 barriles de capacidad cada uno, se llevará a cabo la deshidratación del crudo de manera eficiente y segura, ya que la temperatura de 45 °C no es muy elevada (segura), pero suficiente para lograr las especificaciones de contenido de agua (<0.5 %) en el crudo.

El crudo ya deshidratado pasará a los tanques de almacenamiento de 500,000 barriles y/o a la Casa de Bombas 4-T para su comercialización.

En la Figura 4.6, se presenta el esquema de la sección de estabilización y deshidratación del proceso propuesto para la alternativa 2.

Manejo Propuesto de Gas y Condensado

El gas disuelto (que se encuentra en el aceite de los separadores de estabilizado), será liberado por el efecto de la generación de una presión vacuométrica, el cual será ejercido por las 4 bombas de vacío de anillo líquido (tres en operación y una de relevo) que serán instaladas en la base de la estructura de estabilizado. El gas y el líquido utilizado (agua) para el anillo líquido serán descargados para la bomba a una presión aproximada de 1.5 Kg/cm² para pasar a una separación gas-líquido, de donde el agua será bombeada y enfriada (mecanismo de enfriamiento propuesto por el fabricante del equipo de generación de vacío), para ser reutilizada en una bomba de vacío. El gas del separador pasará al separador de condensado existente, para que posteriormente sea conducido a los paquetes de compresión.

Esta clase de equipos en la actualidad se encuentran operando para el mismo proceso que se propone en esta alternativa, en el Golfo de Omán en dos instalaciones de producción (FAHUD y QARN ALAM), las cuales fueron diseñadas para el manejo de 800 Mb/d. Mediante un análisis técnico-económico, elaborado por compañías estadounidenses, se demostró la conveniencia de sustituir en el diseño los compresores por las bombas de vacío de anillo líquido, debido a que estos equipos son menos delicados en el manejo de sólidos, generan una menor temperatura, requieren un mantenimiento mínimo y los costos son reducidos.

El gas ya enfriado a 50 °C, será rectificado en el separador de condensado, para ser succionado por un paquete de compresión con una presión de 1.15 Kg/cm². En la Figura 4.7, se muestra el proceso propuesto para la sección de compresión de gas y recuperación de condensado.

El gas succionado por el paquete de compresión (uno en operación y otro disponible), en el primer paso se le incrementará la presión a 4.56 Kg/cm² y por ende la temperatura a 97.9 °C, para pasar por un enfriador donde se le reducirá la temperatura a 55 °C o un poco mas, para lograr su condensación y posteriormente sea rectificado en un separador. El gas de este rectificador se conduce a la succión del segundo paso de compresión, donde se le unirá una corriente de reflujo proveniente del separador trifásico de condensados para entrar con una presión de 4.2 Kg/cm² y 55 °C al compresor, para ser descargado con 12 Kg/cm² y 104.9 °C. Este gas caliente será conducido hasta un separador de dos fases propuesto para que sea instalado después de pasar por el "Río Seco", junto con la corriente de gas de la torre de estabilización de condensados. Lo anterior es con la finalidad de eliminar el enfriador y el rectificador de este paso de compresión y aprovechar el enfriamiento natural que este gas podrá tener durante su transporte. La separación de este gas se estima que se llevará a cabo a 11 Kg/cm² y 44 °C, con lo cual se obtendrá una cantidad importante de condensados los cuales no se conducirán hacia Cunduacan o Cactus y será retornado por el ducto 16" de diámetro proveniente de Pijije (actualmente fuera de operación), cuya capacidad de manejo se considera adecuada inclusive no solo para manejar los condensados que se obtendrán por el gas de crudo ligero (4573.7 b/d) sino también los del pesado (total 10,300 b/d). En la Figura 4.8, se representa la curva de capacidad de transporte de esta línea, la cual fue obtenida mediante la simulación de flujo multifásico con el modelo PIPESIM.

Los condensados obtenidos en el proceso de rectificación (separador de condensados, rectificador de primer paso de compresión y condensados del separador del río), entrarán a un separador trifásico de condensados elevado (SHEC3F), donde se le separará el aceite y el gas, para ser conducido a la sección de bombas de carga a la torre de estabilización de condensados. El agua será conducida a la planta de tratamiento de efluentes y el gas será conducido a la succión del 2° paso de compresión.

El condensado antes de entrar a la torre será precalentado en el intercambiador de calor EA-3 y en la torre se estabilizará para lograr la recuperación de la máxima cantidad posible para reintegrarlos al crudo ligero (4319.46 BPD), de tal manera que el crudo no incremente su PVV ni su concentración de H₂S de 11 lb/pg² abs @ 38 °C y 70 ppm respectivamente. La Torre contará con un recalentador en el fondo, de manera tal que se logre una temperatura en el fondo de 124.1 °C y 75.8 °C en el domo.

En el diagrama de proceso presentado en la Figura 4.9, se muestra el proceso descrito anteriormente, el cual fue simulado por medio de uso del simulador ASPEN PLUS, cuyas tablas de resultados se muestran en la Tabla IV.13.

IV.3.- Empleando Calentamiento y Vacío

IV.3.1.- Resultados de la Simulación para Condiciones de Diseño de la Alternativa 3, “Vacío con Eductores y Calentamiento de Crudo”

La alternativa 3, consiste en incorporar un paquete de calentamiento de crudo previo a los separadores horizontales elevados de baja presión, junto con un sistema generador de presiones inferiores a la atmosférica o de vacío, conocido como eductor.

El análisis de esta alternativa surge como consecuencia de la disminución en la temperatura de flujo, que se registra paulatinamente en el aceite crudo ligero a su llegada a la T.M.D.B. y que afecta desfavorablemente la eficiencia del proceso actual de deshidratación, el cual está basado en la inyección de un desemulsificante y asentamiento por gravedad.

Para determinar las condiciones de operación en los separadores de estabilizado para esta alternativa, se requirió efectuar numerosas soluciones que relacionaran la temperatura de operación con la presión y la concentración de H₂S, llegándose a la conclusión de que las condiciones necesarias serían de 50 °C y 9.5 lb/pg² abs, como se muestra en la Figura 4.10.

Con la incorporación de un sistema de calentamiento de crudo ligero será posible mantener una temperatura de operación prácticamente constante, inherente a factores externos o de flujo que afectan a la temperatura de tratamiento, principalmente en los procesos aplicados de estabilización y deshidratación de crudo. Puesto que actualmente a una temperatura de tratamiento de 38 °C el crudo ligero es obtenido dentro de especificaciones en cuanto al contenido de agua remanente y sal residual (de acuerdo a datos observados en el reporte general de operaciones de CTO), el incrementar y/o mantener mediante un paquete de aceite de calentamiento la temperatura del crudo ligero, permitirá mejorar proporcionalmente la eficiencia del proceso actual de deshidratación.

Respecto a la generación de presiones a vacío en los separadores horizontales elevados, permitirá establecer las condiciones necesarias para obtener un crudo totalmente estabilizado y dentro de especificaciones en la concentración de H₂S.

Para la Alternativa 3 el vacío se efectuará con sistemas conocidos como “eductores”, los cuales basan su principio de funcionamiento en una tobera y el bombeo de un fluido motriz. Este sistema se conecta normalmente en la línea de salida de gas con objeto de “arrastrar” la mayor cantidad de gas liberado bajo las nuevas condiciones de vacío, requiriendo de un recipiente en su descarga donde se separará el líquido para su recirculación como fluido motriz, bombeándolos hacia el eductor a una presión de 7 Kg/cm². Para ello se ha considerado un gasto de fluido motriz de 150 Mb/d, el cual fue discutido con la Cía. ASTEC de México, S.A. sin embargo, este dato aún se cree incierto. En la Figuras 4.11 y 4.12, se

muestran los componentes, y el comportamiento de la presión y la velocidad del fluido a través del eductor, respectivamente.

Los datos de entrada al simulador de procesos "ASPEN PLUS", considerados para el sistema de tratamiento analizado en esta alternativa, fue de un gasto neto de aceite ligero de 600 Mb/d con un contenido de agua asociada del 5 %.

En la Figura 4.13, se presenta la sección de estabilizado para la Alternativa 3 (vacío con Eductores y calentamiento), en ella se observan las características principales en la corriente de entrada y salida de los procesos aplicados, registrando para la corriente 1, una concentración de H₂S de 764.8 ppm, aceite de 34.9 °API, una presión de vapor verdadera de 71.18 psia @ 38 °C y una concentración equivalente de sal de 750 LMB. En función a los resultados obtenidos por el simulador de procesos y considerando un incremento de la temperatura de flujo desde 30 °C (acordada como temperatura mínima en las premisas técnicas) hasta 50 °C, el sistema de calentamiento (EA-2) requerirá una carga térmica de 129.86 MMBTU/hr. En la Tabla IV.14, se muestran las especificaciones con las que se debe cumplir en el tratamiento del crudo.

Manejo Propuesto de la Producción de Aceite.

Los separadores elevados operaran a una presión negativa de -0.40 Kg/cm^2 , condición a la cual se obtendrá un aceite crudo ligero perfectamente estabilizado a 8.11 psia de presión de vapor verdadera @ 100 °F (38 °C) y 70 ppm de H₂S.

Después de estabilizado el crudo será succionado por la Casa de Bombas No. 5 y enviado a los tanques deshidratadores atmosféricos, en donde por efecto de la misma temperatura calculada en 45 °C, el químico desemulsificante y el tiempo

necesario de residencia, será posible obtener un aceite crudo tratado dentro de las especificaciones de 0.1 % de agua y 30 LMB de sal.

El flujo de gas liberado en los separadores de estabilizado de crudo bajo las nuevas condiciones de operación (con el eductor), se calculó en 34.16 MMp³/d. Dicho flujo será enviado a un separador de condensados y posteriormente hacia los sistemas de compresión.

El número y tipo de compresores requeridos para el manejo del gas liberado por el crudo ligero, consistirán de 3 módulos con dos pasos de compresión cada uno, incluyendo sus secciones de rectificación y enfriamiento. Los nuevos motocompresores centrífugos contarán con accionadores eléctricos con una capacidad de manejo por módulo de 15 MMp³/d.

Manejo Propuesto de la Producción de Gas y Condensados.

En la Figura 4.14, se presenta el diagrama esquemático del proceso propuesto para la sección de manejo de gas y condensado.

Los condensados obtenidos en el sistema de compresión serán enviados a una torre para su acondicionamiento, reduciendo la concentración de H₂S a valores dentro de especificaciones (en el crudo al ser mezclado con el condensado). Una vez estabilizados dichos líquidos se incorporarán al crudo ligero de envío a los tanques deshidratadores.

En el sistema de compresión el gas húmedo amargo podrá ser succionado en rangos de presión de 1.15 Kg/cm². Posteriormente el gas será comprimido en la primera etapa a una presión de 4.56 Kg/cm², descargándolo en la segunda etapa a una presión mínima de 7.5 Kg/cm² y una presión máxima de 12 Kg/cm²,

determinando mediante simulación un gasto de gas a distribución de 22.83 MMp³/d.

Los resultados para las condiciones de diseño de la simulación del proceso presentado en la Figura 4.15, se muestran en la Tabla IV.15 y en la Tabla IV.16, los valores más importantes para el horizonte del proyecto.

Los problemas de condensación excesivos en el gasoducto Dos Bocas-Cunduacán, serán eliminados aprovechando el enfriamiento natural que experimenta el flujo de gas en la línea actual de 36" de diámetro e instalado un separador horizontal bifásico de condensados a la rivera del Río Seco. Tal enfriamiento fue verificado en varias ocasiones mediante un detector de temperatura de rayos infrarrojos, detectando decrementos de temperatura desde 110 °C a partir de la descarga de los compresores hasta valores de 30 °C al margen del Río Seco. Para la Alternativa 3, esta condición se simuló en el programa de computo "ASPEN PLUS", considerando una diferencial de temperatura de 70 °C (T. Inicial = 115 °C; T. Final = 44 °C) y una presión de operación del separador bifásico de 11 Kg/cm². Con la implementación anteriormente descrita se recuperarán en promedio 4316 b/d de condensados en la misma T.M.D.B., los cuales serán bombeados hacia un separador trifásico horizontal elevado que operará a 9 Kg/cm² y 45 °C de temperatura. El agua separada se enviará a la planta de tratamiento de efluentes y el gas se incorporará nuevamente al segundo paso de compresión. Después del separador trifásico los condensados se enviarán a la torre acondicionadora, pasando previamente por un paquete de intercambiadores de calor (EA-3). Dicha torre se calculó de 12 platos y operará a una presión de 15 Kg/cm² y una temperatura de 74 °C. Para lo anterior se requerirá de un rehervidor (EA-4) para el calentamiento de los fondos de la torre, estimando un flujo térmico de 3.73 MMBTU/hr. Como se mencionó en párrafos anteriores, el proceso en ésta sección del sistema propuesto finaliza con

la integración de 4023 b/d de condensados acondicionados hacia la línea de crudo ligero con destino a deshidratación.

Cabe señalar que para esta alternativa, el fabricante del equipo finalmente no garantizó el gasto de fluido motriz a ser utilizado, además de que hace alusión a los requerimientos de cantidades bastante exageradas de fluido motriz. Por lo anterior, esta alternativa no se considera factible técnicamente, a menos que se efectúen pruebas de campo que permitan definir dicho flujo ajustado a la realidad.

Analisis Comparativo de Compresion de Gas.

Debido a que se ha considerado que el gas y el fluido motriz podrán contar con una presión a la salida del eductor de 1.5 Kg/cm², de donde pasará la mezcla al separador de fluido motriz para su reflujo, donde parte del gas se condensará, obteniéndose el gas para la succión de los compresores, prácticamente a 1.15 Kg/cm², se efectuó un análisis comparativo de la potencia requerida en la compresión del gas, utilizándose para ello el modelo comparativo de simulación de compresores centrífugos SIMCOMP, elaborado en el IMP.

En la Tabla IV.17, se presentan los resultados de la potencia requerida en el Caso Base, en la alternativa de calentamiento de crudo (alternativa 1) y en las alternativas que consideran separación a vacío. (2 y 3).

Con lo anterior se ilustra que el efecto de incrementar la presión de succión en los paquetes de compresión, permite reducir el volumen a tales condiciones (volumen actual), lo que a su vez permite incrementar la capacidad de manejo del compresor, expresada a condiciones estándar. Por ello se ha considerado para las Alternativas 3 y 1 que el gasto de gas será posible manejarlo con la operación de

un solo paquete de compresión, requiriéndose para ello de motores que proporcionen una potencia total de 3100 HP (1600 HP en el primer paso y 1500 HP en el segundo).

CAPITULO V

Conceptos Teóricos del Análisis Económico.-

Para poder efectuar la evaluación económica de un proyecto de reingeniería o de optimización de algún proceso, se requiere establecer las condiciones de referencia, respecto a las cuales se evaluarán económicamente las modificaciones propuestas, ya que el análisis económico practicado deberá ser tipo incremental. A estas condiciones de referencia se le denominan como Caso Base, el cual para un análisis de sensibilidad respecto al tiempo deberá definir la forma como se comportará el sistema de producción analizado sin considerar las alternativas propuestas.

En el Caso Base se definen los ingresos (I_{CB}), los egresos anuales (E_{CB}), que corresponden a los costos de operación, mantenimiento, sanciones, multas, mermas de la producción, etc., y la inversión (VPI_{CB}) que se requiere para continuar operando bajo el esquema que se haya establecido originalmente.

De la misma manera se requiere obtener el comportamiento económico de los ingresos, egresos e inversión de la o las alternativas respecto al tiempo, de tal manera que sea posible efectuar el análisis comparativo de estas, respecto al Caso Base.

Para obtener los parámetros económicos que permitan determinar la conveniencia de alguna alternativa propuesta, se efectúa el análisis económico en valor presente. De este modo, para determinar las utilidades netas o Valor Presente Neto (VPN) de la alternativa evaluada, se utiliza la siguiente ecuación:

En este caso, el Valor Presente de la Inversión (VPI) será igual a:

$$VPI = VPI_{ALT} - VPI_{CB}$$

Donde:

VPI; Valor presente de Inversión que corresponde solamente a las modificaciones propuestas al sistema.

VPI_{ALT} Valor Presente de la Inversión de la Alternativa (\$).

VPI_{CB} Valor Presente de la Inversión del Caso Base (\$).

El Tiempo de Recuperación de la Inversión (TRI), será el " t " cuando se cumpla que:

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

donde:

ΔF_t ; Diferencial de Flujo de Efectivo (\$).

i; Tasa de Descuento que involucra o Inflación y valor de Oportunidad del dinero (fracc.)

n; Tiempo de duración del proyecto (años)

Por lo anterior se requiere de una técnica de monitoreo del valor resultante de la ecuación anterior hasta que cambie de signo negativo a positivo; con los dos últimos pares ordenados se lleva a cabo una interpolación utilizando la técnica de Lagrange y se obtiene con precisión el valor del tiempo de recuperación de la inversión.

Para determinar la diferencia de flujo de efectivo (diferencia de ingresos menos la diferencia de egresos: ΔF_t), se requiere contar para cada año del comportamiento de los ingresos y egresos, tanto del Caso Base como de la Alternativa a evaluar.

$$F = \text{Ingresos} - \text{Egresos} = I - E$$

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

$$\Delta I = \text{Diferencia de Ingresos} = I_{\text{ALT}} - I_{\text{CB}}$$

$$\Delta E = E_{\text{ALT}} - E_{\text{CB}}$$

y así tenemos que:

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

Para obtener la Tasa Interna de Retorno (TIR), o tasa de rendimiento del proyecto, se requiere cumplir con lo siguiente:

$$\text{TIR} = R$$

Cuando:

$$0 = \sum_{t=1}^{t_0} \frac{\Delta F_t}{(1+R)^t} - VPI$$

Se hace variar R desde un valor relativamente alto hasta donde se cumpla la condición anterior.

Bases para el Análisis Económico:

Las bases consideradas para el análisis económico de las alternativas, obtenidas de datos proporcionados por la coordinación del proyecto, son:

Tasa de Descuento: 10 %

Tipo de Cambio (Mayo/1998): 8.59 pesos/dólar

Horizonte de estudio: 15 años

Precios : Crudo ligero 11.45 Dls/barril

Gas Húmedo Amargo 2,016 Dls/MMp³@ c.s.

Gas Combustible: 2,270 Dls/ MMp³@ c.s

Desemulsificante: 2.91 Dls/litro

Secuestrante de H₂S: 12.7 Dls/gal

EVALUACIÓN ECONÓMICA DE ALTERNATIVAS.

Análisis Económico de la Alternativa 1.

Costos de inversión.

En la Tabla V.1 se presentan los costos de inversión para esta alternativa, los cuales corresponden a los requerimientos del equipo en listado. En ello se consideraron los 54 cambiadores de calor propuestos por el personal del Departamento de Procesos de la Subdirección de Ingeniería del IMP, quien analizó con detalle esta alternativa.

Costos de operación y mantenimiento.

Los costos de operación correspondientes a esta alternativa, se presentan en la Tabla V.2, en ella resaltan los costos por calentamiento de crudo, que ascenderían a 5.4 millones de dólares para el año 2001.

Ingresos.

Los ingresos correspondientes al incremento en el gasto de gas producido del proceso propuesto, se presentan en la Tabla V.3.

Análisis de Rentabilidad de la Alternativa 1.

Con los datos de costos e ingresos presentados anteriormente para esta alternativa, se ejecutó el programa ECONOPET, obteniéndose los resultados de rentabilidad que se presentan en la Tabla V.4 al ser comparada respecto al Caso Base.

En la Figura 5.1, se muestra el comportamiento económico del VPN con respecto al tiempo para esta alternativa. Así mismo se presentan en la Tabla V.5, los resultados del análisis económico de la alternativa 1 al compararla considerando inversión en compresión para el Caso Base.

Debido a la factibilidad técnica de esta alternativa, y a que sus resultados económicos son aceptables, podría ser adecuada su implantación, siempre y cuando sea mejor técnica y económicamente que las que le compiten.

Análisis Económico de la Alternativa 2

“Vacío con Bombas de Anillo Líquido con Calentamiento”.

Costos de Inversión.

En la Tabla V.6, se presenta la lista de los requerimientos de equipo y sus costos de inversión para la implementación de la Alternativa 2. Los costos correspondientes al mecanismo de generación de vacío, fueron proporcionados por la Cía. LUBOSA, representante de NASH en México, al personal del IMP.

Los costos de inversión restantes son similares a los presentados en la Alternativa 3, debido a que esta alternativa también contará con el gas a una presión, en la succión del equipo de compresión de 1.15 Kg/cm².

Costos de Operación y Mantenimiento.

Los costos de operación y mantenimiento correspondientes a la bomba de vacío de anillo líquido se determinarán en función de las curvas de comportamiento del equipo (modelo 904-U1) y considerando equipo de compresión respectivamente aún cuando es evidente que el costo de mantenimiento del equipo de compresión es mayor.

En la Tabla V.7 se presentan los costos multianuales de operación y mantenimiento para la alternativa 2.

INGRESOS DE LA ALTERNATIVA 2.

Los ingresos de esta alternativa son idénticos a los obtenidos en la Alternativa 3, ya que el proceso y condiciones de operación propuestas son las mismas, siendo diferente solo el mecanismo de generación de vacío.

En la Tabla V.8, se presentan nuevamente los gastos de gas de esta alternativa, los del caso base, sus respectivos ingresos y los incrementos en los ingresos al comparar los de la alternativa con los del Caso Base.

ANALISIS DE RENTABILIDAD DE LA ALTERNATIVA 2.

De manera similar a lo realizado en las alternativas anteriores, utilizando los datos de costos e ingresos mostrados anteriormente, en la ejecución del programa ECONOPET, se obtuvieron los parámetros de rentabilidad que se presentan en la impresión de salida de dicho modelo (ver Tabla V-9) al ser comparada la Alternativa 2 con el Caso Base. En ella se puede apreciar que se tiene una rentabilidad muy adecuada del 82.5 % y un VPN de \$66.76 MM USD, además de un tiempo de recuperación de la inversión de 1.6 años. Lo anterior, considerando que el proyecto de estabilización justifique al de Compresión de gas.

En la Figura 5.2, se muestra el comportamiento económico del VPN respecto al tiempo y los parámetros de rentabilidad de mayor importancia.

De lo anterior resalta que el VPN real de la Alternativa 2 es de \$64.9 MM USD, la tasa interna de retorno de 129 % para una inversión de \$6.78 MM USD, la cual sería recuperada en 1.3 años.

Análisis Económico de la Alternativa 3. “Calentamiento y Vacío con Eductores”.

Costos de Inversión.

Los costos de inversión de la presente alternativa se determinaron considerando los requerimientos de equipo propuestos en el análisis técnico para las condiciones de diseño (600,000 b/d). Para estas condiciones, se requiere de 4 paquetes de calentamiento de 35 MBTU cada uno, 3 cambiadores de calor rehabilitados (podrían ser trasladados desde Tula, Hgo. , hasta la TMDB), 3 eductores con capacidad para manejar 40 MMp³/d @ c.s., un separador de fluido motriz (podría utilizarse el separador que se ubica en la base de la estructura de Estabilizado). Así mismo, para la sección de compresión se requiere de la adquisición de dos paquetes de compresión (uno en operación y otro más disponible).

También son considerados en la inversión un separador elevado de tres fases (SHC3F) para los condensados, 3 motobombas en su descarga, 2 motobombas de condensados en la descarga de los rectificadores del gas del primer paso. Además, se ha considerado la rehabilitación de un cambiador de calor (también de Tula, Hgo.) para el precalentamiento de condensados que van a la torre de estabilización de condensados, la torre misma, un rehervidor, 3 motobombas de condensados de la torre y un separador bifásico instrumentado (recuperado) que sería instalado en las cercanías del “Río Seco” para reducir el gasto de condensado enviado a Cunduacán con el gas.

En la Tabla V.10, se presentan los costos de la inversión requerida para la implantación de la alternativa 3, haciendo notar que el costo unitario del equipo de

compresión se ha incrementado debido a que serán necesarios accionadores de mayor potencia.

Costos de operación y mantenimiento.

De forma similar a la manera como fueron determinados los costos de operación y mantenimiento en los Casos Base, para esta alternativa fueron considerados los mismos rubros, viéndose modificados por los flujos manejados y por las condiciones de operación propuestas. En esta alternativa se incorporan los costos correspondientes a los intercambiadores de calor y al sistema de calentamiento de crudo, los de eductores, los de estabilización de condensados que comprenden la Torre, las bombas y al separador de tres fases. En el rubro de reducción de H_2S , se puede apreciar uno de los beneficios económicos de esta alternativa ya que la implantación del proceso eliminará la dosificación de secuestrante de H_2S al crudo.

Ingresos de la alternativa 3

Para la determinación de los ingresos de la Alternativa 3, se obtuvieron los gastos de gas para cada año mediante la simulación composicional del proceso, la cual se presentó en el anexo tres, sección 1, y a partir de ello se determinarían los ingresos para dicha alternativa.

En la Tabla V.11, se muestran los flujos de gas y los ingresos de la Alternativa 3 y los del Caso Base, así como el incremento o diferencial en el ingreso.

Análisis de Rentabilidad de la Alternativa 3.

Para efectuar el análisis económico comparativo (incremental) de la Alternativa 3, se utilizó el programa ECONOPET (elaborado en el IMP), obteniendo los resultados que se muestran impresos en la Tabla V.12, considerando el Caso Base (Sin inversión en compresión en el Caso Base). De esta tabla, resalta la alta tasa interna de retorno (TIR) o tasa de rendimiento, que resultó de 102.6 % y el valor presente neto (VPN) de 73.3 millones de dólares.

En la Figura 5.3, se presentan los parámetros indicativos de la rentabilidad de la alternativa y el comportamiento de las utilidades netas (VPN) con respecto al tiempo.

Los resultados obtenidos del análisis económico incremental para la alternativa 3, considerando inversión en compresión en el Caso Base utilizando el programa ECONOPET, se muestran en la Tabla V.13. De estos resultados se obtuvo que la tasa de rendimiento fue de 194.6 % y el VPN de 71.47 millones de dólares, para una inversión diferencial de 4.26 millones de dólares.

En este caso cabe hacer mención que la inversión de 4.26 millones de dólares es la que corresponde realmente a los requerimientos de estabilización de crudo, reducción de contenido de H₂S, deshidratación de crudo y tratamiento de los condensados propuesto en esta misma Alternativa, debido a que esta es la denominación del proyecto y no la de substitución del equipo de compresión con cargos a la estabilización de crudo.

EVALUACION TECNICO - ECONOMICA DE ALTERNATIVAS

Después de haber efectuado el análisis técnico y económico de las tres alternativas presentadas en este estudio, y compararlas respecto al Caso Base planteado en el presente capítulo, se efectuó un análisis comparativo de los parámetros de rentabilidad obtenidos con cada una de ellas.

Evaluación Económica de Alternativas Considerando el Caso Base.

En la Tabla V.14, se presentan los parámetros de rentabilidad de las alternativas al haber efectuado el análisis económico incremental respecto al Caso Base. En ella se puede apreciar que las alternativas que involucran al vacío cuentan con los mejores resultados, resaltando la Alternativa 3 que considera eductores en la generación de vacío. Sin embargo, dicha alternativa para poder considerarla esta sujeta a la realización de una prueba que permita definir las cantidades reales de fluido motriz requerido, lo cual podría ser conveniente, debido a que es la alternativa que requiere menos inversión (12.422 millones de dólares involucrando ya los costos de compresión), proporciona el mayor VPN y la mayor TIR así como el menor tiempo de recuperación de la inversión.

La alternativa que cuenta con buenos parámetros de rentabilidad y no tiene problemas en su factibilidad técnica es la de bomba de vacío con anillo líquido, de la cual se tienen precedentes favorables en el Golfo de Omán.

En la Figura 5.4, se muestra comparativamente el comportamiento del VPN respecto al tiempo de las tres alternativas analizadas. En ella se puede observar con claridad la conveniencia económica que presentan las alternativas 2 y 3.

CAPITULO VI

Conclusiones y Recomendaciones.

Conclusiones.-

- Los últimos resultados obtenidos con la alternativa de estabilización y reducción de la concentración de ácido sulfhídrico considerando calentamiento a 50 °C y separación a vacío, demuestran que continua siendo la mejor opción económica.
- El proceso a vacío no representa un riesgo en lo referente a la suspensión del proceso por problemas de los recipientes, ya que se han efectuado los análisis correspondientes a la resistencia al colapso de las mismas utilizando el Código ASME, obteniéndose resultados satisfactorios, (Presión mínima normal de operación 9 psia, cuando la propuesta es de 10 psia).
- Para la alternativa de Calentamiento se concluye que con la aplicación de calor a la corriente de crudo, se incrementa el ritmo de vaporización cuando se aumenta el porcentaje de agua y por lo tanto, el incremento de la energía cinética en el fluido, propicia que el hidrocarburo libere de su seno al ácido sulfhídrico.
- Siendo el factor de desviación Z del nitrógeno mayor que el del gas natural, para las mismas condiciones de presión y temperatura, se requiere menor cantidad de nitrógeno que de gas natural, para ocupar un mismo volumen de poro a condiciones de yacimiento.
- Los efectos de comportamiento de fase que ocasiona el nitrógeno en el aceite son pequeños, siendo mayores los beneficios que proporciona ese fluido al ser inyectado al yacimiento para mantenimiento de presión, como se ha demostrado en el comportamiento del yacimiento Akal en la Sonda Marina de Campeche.

- El único problema por contaminación del nitrógeno en el aceite radica en que el nitrógeno se va a presentar en los pozos productores y va a fluir hacia los separadores y va a fluir con la corriente del gas, por lo cual debe tratarse esta corriente para eliminar el contenido de nitrógeno, afortunadamente se ha evaluado por parte del IMP, que el costo de tratamiento de la mezcla de gas con nitrógeno alcanza un valor bajo. Por otro lado se ha observado que el crudo a condiciones de tanque no tiene presencia de nitrógeno.

Recomendaciones.-

- Efectuar una prueba tecnológica con el sistema de vacío en uno de los separadores de estabilizado en la Terminal Marítima de Dos Bocas, Tab., para tener la plena seguridad de su operación y probar este proceso completamente.
- En caso de obtener resultados satisfactorios, implantar este sistema de vacío en todos los separadores de estabilizado de la Terminal Marítima de Dos Bocas, Tab..

BIBLIOGRAFIA

Artículos Técnicos acerca de la Estabilización del Crudo.

D.C. Sen.: "Process Design for Offshore Oil and Gas Production in cold ocean environment"

Georges M.: "Optimization of Crude Stabilization Units"

Georges M., Rual M.: "Stabilization Process Comparison Helps Selection", Offshore Report, Francia.

Hiren S.: "Liquid-Ring Vacuum Compressors Stabilize Oman Crude", *Petroleum Development Oman*, Muscat, Omán, Oil & Gas Journal, pp. 59-63, abril, 1999.

J. K. Morris y R.S. Smith.: "Crude Stabilizer Can Save Money Offshore".

R. N. Maddox, J. H. Erbar y Shariat Shiraz A.: "Distillation Crude Stabilization Boots Recovery", Oklahoma State University e Iran Pahlavi University.

Ward R.: "Stabilizing Crude Oil and Condensate", Manual P-12, Training for Profesional Performance in the Petroleum Industry, 1988.

Artículos para Simulaciones.

C. Carlson E.: "Don't Gamble With Physical Properties For Simulations", *Chemical Engineering Progress*, pp. 35-46, Oct. 1996.

"Component and Thermophysical Properties", PRO/II Reference Manual, Vol. 1, Pp. I-37 – I-111, Mayo, 1994.

Pérez Herrera R.: "Caracterización de Fluidos, Aplicación Práctica", Rev. Ing. Petrolera, vol. XL no. 7, pp. 13-23, Jul., 2000.

Artículos para Separadores y Procesos Aplicados al Crudo.

Amyx, Bass and Whiting : "Petroleum Reservoir Engineering", McGraw Hill Book, 1960.

Arnold, K. y Stewart, M.: "Surface Production Operation". Vol. 1. Ed. Gulf Publishing Company, 1986.

Becerra, A. T.: "Capacidad de Manejo de Gas en Separadores Horizontales", Tesis Posgrado, D.E.P.F.I., U.N.A.M., 1988.

Benedict, M.: "An Empirical Equation for Thermodynamics Properties for Light Hydrocarbons and Their Mixture", Journal Chemical Physics. Vol. 8, 1940.

Cadena, M. R.: "Cálculo y Selección de Separadores de Dos Fases Operando con Aceite Espumoso", Ingeniería Petrolera, Jun., 1976.

Clavel López J.C. et al.: "Estudio para la Estabilización, Deshidratación y Reducción de la Concentración de H₂S del Crudo en la Terminal Marítima de Dos Bocas", IMP, Informe Final, Marzo, 1999.

Campbell, J. M.: "Gas Conditioning and Processing", Vol. 1, Ed. Campbell Petroleum Series, 1979.

Campbell, J. M.. and Whinery, K. F.: "A Method for Determining Optimum Second Stage Pressure in Tree Stage Separation", Petroleum Transaction, A.I.M.E., Vol. 213, 1958.

Escobar, R. L.: "Ingeniería Básica de Diseño de Instalaciones de Producción", Tesis Posgrado, D.E.P.F.I., U.N.A.M., 1981.

Gómez, C. J., Becerril, C. y Flores, S. L.: "Apuntes de Manejo de la Producción en Superficie", Facultad de Ingeniería, U.N.A.M., 1986.

Lee, A. L.: "The Viscosity of Natural Gas", Transaction, A.I.M.E., 1966.

Lewis G. N.: "Thermodynamics", McGraw-Hill, 2nd Edition, 1961, pag. 605.

Moses, P. L.: "Engineering Application of Phase Behavior of Crude Oil and Condensate Systems", Journal Petroleum technology, Jul., 1986.

Nolasco, M. J.: "Diseño de separadores de gas", Ingeniería Petrolera, Sep. , 1977.

Nolasco, M. J.: "Optimización de las Condiciones de Operación en Sistemas de Separación Gas-Aceite", Ingeniería Petrolera, Jun., 1980.

Oistein, G.: "Generalized Pressure-Volume-Temperature Correlation", Journal of Petroleum Technology. Mayo, 1940.

Peng, D. Y. and Robinson, D. B.: "A New Two-Constant Equation Of State", Ind. Eng. Chem. Fund.. Vol. 15, No. 1, 1976.

Perry, H. R. y Green, D.: "Chemical Engineer's Handbook", Ed. Macgraw Hill, 1984.

Standing, M. B.: "A Pressure-Volume-Temperature Correlation for Mixture", Drill, and Prod. Prac. , API, 1947.

Taylor, G.A.: "Ingeniería Económica", Ed. Limusa, 1985.

Libros

González Hernández S. y De la Garza Carrasco N.: "Físico-Química y Termodinámica de los Hidrocarburos", Apuntes de la U.N.A.M., 1979.

T. E. W. Nind.: "Fundamentos de Producción y Mantenimiento de Pozos Petroleros", University, Ontario, Canadá, 1987.

Tesis

Arana Ortiz V.H. y Mejía González A.F.: "Sistemas de Separación Gas-Líquido", Tesis Profesional, F.I. U.N.A.M., 1989.

Lecuona Vera E.J. y Mena Beltran E.: "Procesos para la reducción del contenido de Acido Sulfhídrico en el petróleo crudo", Tesis Profesional, F.I. U.N.A.M., 1998.

Mijares Guerrero F. y Guerrero Serra V.: "Manejo y Estabilización de Condensados", Tesis Profesional, F.I. U.N.A.M., 1996.

Peña Chaparro J.L. y Peña Chaparro J.C.: "Optimización de las Instalaciones para la Estabilización del Crudo Ligero en una Central de Proceso y Distribución", Tesis Profesional, F.I. U.N.A.M., 1998.

Ultrasonido.

Boudjouk P.: "Synthesis With Ultrasonic Waves", *Journal of Chemical Education*, Vol. 63, no. 5, pp. 427-429; Mayo, 1986.

Suslick S.K., Edward B.: "Sonoluminescence From Non-Aqueous Liquids", *Nature*, Vol. 330, no. 6148, pp. 553-555, Dic. 1987.

Suslick S.K.: "Ultrasound: Its Chemical, Physical and Biological Effects", VCH Publishers Inc., 1988.

REFERENCIAS

1. Power, H. H.: "Relative Propulsive efficiencies of Air and Natural Gas in Pressure Drive Operations", Trans. AIME, Vol. 82 (1929).
2. Rushing, M. D., Thomason, B. C., Reynolds, B. Y Crawford, P. B.: "High Pressure Nitrogen or Air May Be Used for Miscible Displacement in Deep, Hot Oil Reservoirs", SPE
3. Rushing, M. D., Thomason, B. C. et al.: "Miscible Displacement by High Pressure Nitrogen Injection", 24th Annual Southwestern Petroleum Short Course, Ass. Mtg. Procc. (1977).
4. Peterson, A. V.: "Optimal Recovery Experiments with N₂ and CO₂ ", Pet. Eng. (Nov. 1978).
5. Calvin, w. J. y Vogel, L. J.: "An Evaluation of Nitrogen Injection as a Method of increasing Gas Cap Reserves and Accelerating Depletion-Rickman Creek Field, Uinto County, Wyoming", SPE Paper #8384.
6. Vogel, J. L. y Yarborough, L.: " The Effect of Nitrogen on the Phase Behavior and Physical Properties of Fluids", Artículo presentado en el First Symposium on Enhanced Oil Recovery at Tulsa, Oklahoma (Abril, 1980).
7. Batycky, J. P. et al.: Miscible and Inmiscible Displacement Studies on Carbonate Reservoir Cores", J. Can. Pet. (Enero-Marzo, 1981).
8. Greenwalt, W. A.: "A Field Test of Nitrogen WAG Injetivity", J. Pet. Tech. (Febrero, 1982) pp. 266-272.
9. Candelario Perez Rosales et al. "Estudio de la Difusión y Convección en Sistemas Nitrógeno-Fluidos de Yacimiento", IMP. Junio, 1997.
10. Arnold, K. y Stewart, M.. Surface Production Operation. Vol. 1. Ed. Gulf Publishing Company, 1986.
11. American Petroleum Institute. "Treating Oil Field Emulsions"; Division of Production, Dallas, Texas, 1974.
12. Juan de la Cruz Clavel López y José G. Hernández Rojas. "Simulación y Análisis de Métodos de Estabilización del Petróleo Crudo", IBP, CONEXPO ARPEL, 1996.

-
13. McCain, D. W.: "Petroleum Fluid Properties", Gulf Publishing Co., Dallas, Tx., 1994.
 14. Rosen W.: Stabilizing Crude Oil and Condensate, Training for Professional Performance in the Petroleum Industry, Manual P-12, Petroleum Learning Programs Ltd, Houston Texas, USA, 1989.
 15. American Standard for testing and Materials: Standard Test Method for Vapor Pressure of Petroleum Products (Reid Method), ASTM Committee D-2, December 1990.
 16. Suslick S.K. : "The Chemical Effects Of Ultrasound., in "*Scientific American*", pág. 62-68, 1989.
 17. Suslick S.K.: "Ultrasound In Synthesis", in *Modern Synthetic Methods*, vol. 4, pág. 1-60, 1986.
 18. Lewis G. N.: "Thermodynamics", McGraw-Hill, 2nd Edition, 1961, pag. 605.
 19. C. Carlson E.: "Succeeding At Simulation", Chemical Engineering Progress, Pág. 60-66. Octubre 1996.
 20. R. N. Maddox, J. H. Erbar y Shariat Shiraz A.: "Distillation Crude Stabilization Boots Recovery", Oklahoma State University e Iran Pahlavi University.

ANEXOS

Anexo 1

Caracterización del Crudo Ligero.

Plataforma de Rebombear

Llegada de Línea 2

Análisis PVT de la Muestra de Crudo.

Presión de muestreo: 18.0 Kg/cm²

Temperatura de Muestreo: 57.0 ° C

A la muestra del líquido se le restituyeron en el laboratorio del IMP las condiciones de muestreo y se midió su volumen, después se deprecionó hasta presión atmosférica extrayendo el gas liberado; finalmente al líquido residual se le dejó enfriar hasta temperatura ambiente, obteniendo los siguientes resultados:

Relación gas-aceite: 2.74 m³ de gas a C.B. * (m³ de líquido a C.B.)⁻¹

Factor de encogimiento 1: 0.9631 m³ de líquido a C.B. *(m³ de líquido a C.M.)⁻¹

Factor de encogimiento 2: 0.9878 m³ de líquido a C.M.S.G. *(m³ de líquido a C.M.)⁻¹

Densidad del aceite residual: 0.9219 gr/cm³ (21.99 ° API)

Coefficiente de expansión térmico del aceite residual: 7.099 x 10⁻⁴ (1/° C)

Densidad relativa del gas separado: 1.785 (aire = 1) Kg/m³

Anexo 2

Plataforma de Rebombeo

Llegada de línea 2

Composición y características del gas ocluido.

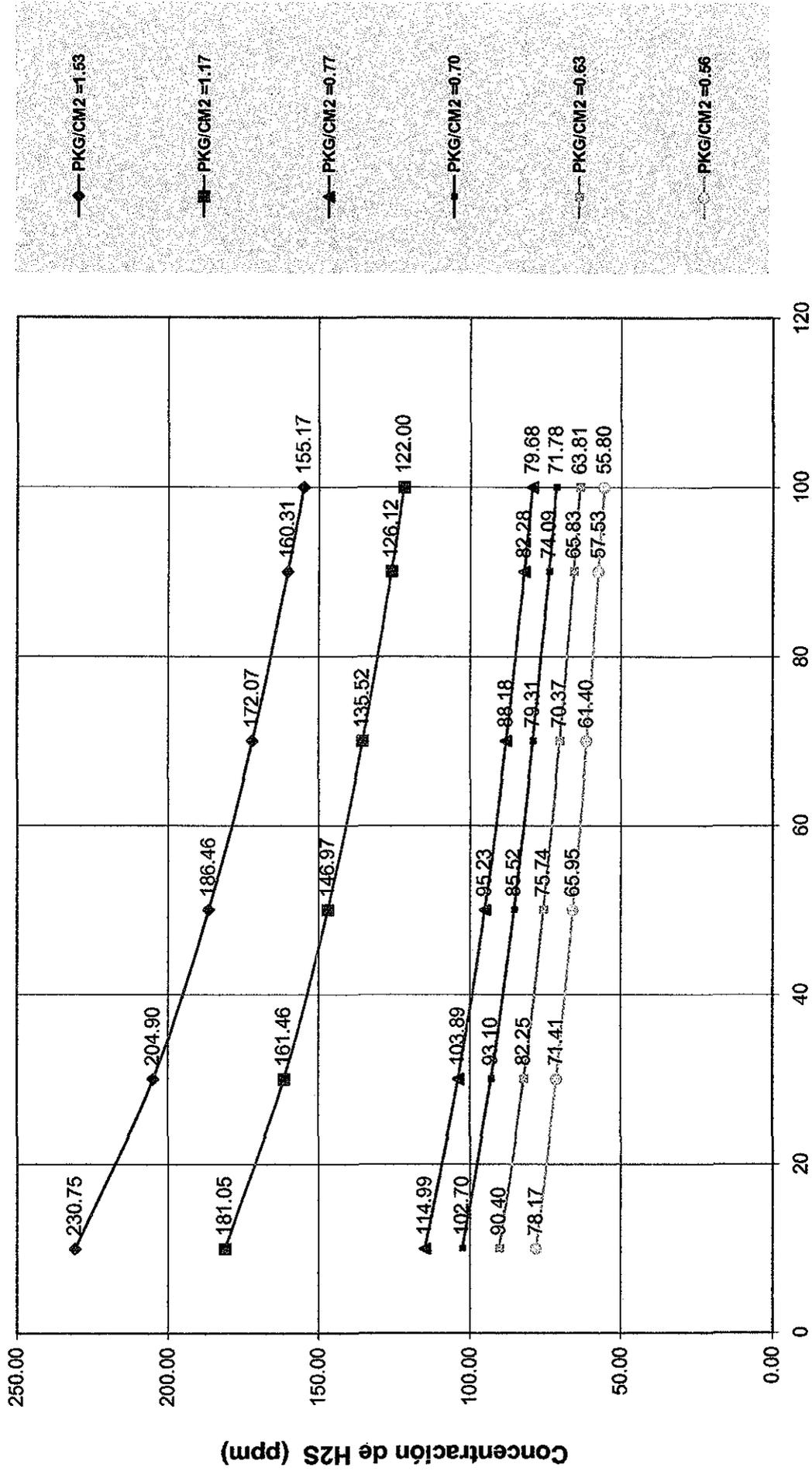
Presión de muestreo: 18.0 Kg/cm²

Temperatura de muestreo: 57 ° C

COMPONENTE	% MOL
Nitrógeno	0.063
Bióxido de carbono	1.834
Acido sulfhídrico	1.458
Metano	8.871
Etano	14.652
Propano	24.608
Isobutano	5.114
Butano normal	19.332
Isopentano	7.460
Pentano normal	9.015
Hexanos ⁺	7.593
Total	100.00
Peso molecular aparente	51.703
Presión pseudocrítica (psia)	598.443
Temperatura pseudocrítica (°R)	692.632
Densidad relativa (aire = 1)	1.785
Etano liquido recuperable (GPM)	3.691
Etano liquido recuperable (Bls/10 ⁶ pies ³)	87.874
Propano y más pesados líquidos (GPM)	24.034
Propano y más pesados líquidos (Bls/10 ⁶ pies ³)	572.242
Poder calorífico bruto (btu/pie3)	2842.72
Poder calorífico bruto (Kcal/m ³)	25360.14

ANEXO 3

Comportamiento de la concentración de H₂S, respecto a la Presión de separación, a una temperatura de 50 °C.

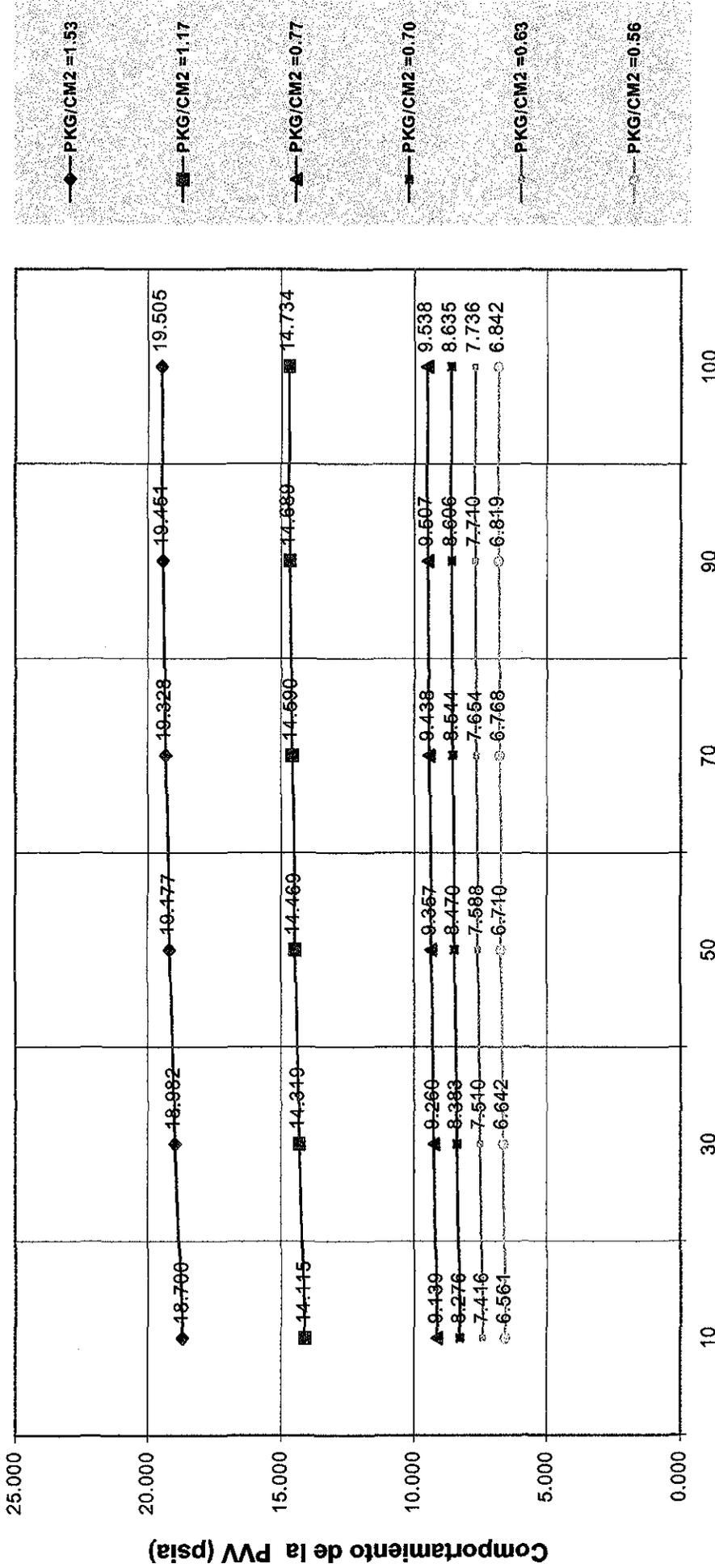


Porcentaje de Agua

TESIS CON
 FALLA DE ORIGEN

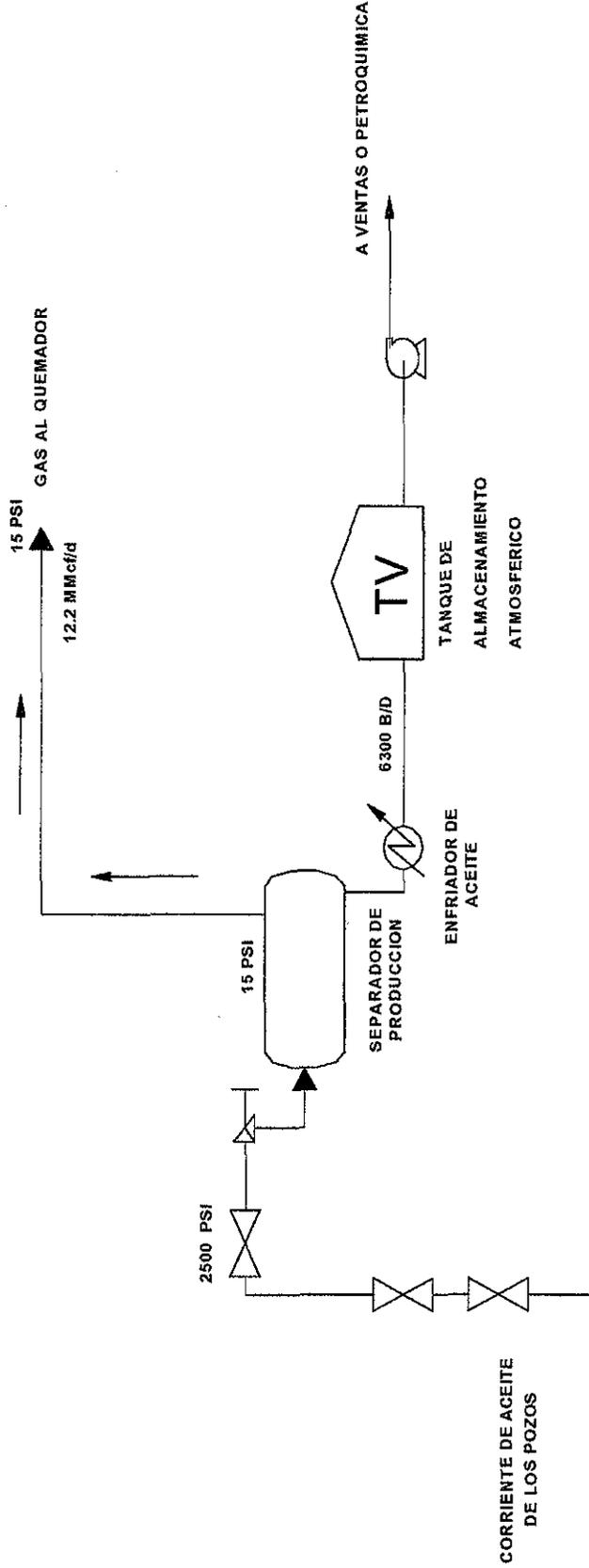
ANEXO 4

Comportamiento de la PVV (psia) respecto a la Presión de separación a una temperatura de 50 °C.



TESIS CON
 FALLA DE ORIGEN

**PROCESO DE SEPARACION QUE CONSIDERA ETAPA DE ESTABILIZACION
SEPARACION GAS-LIQUIDO Y ALMACENAMIENTO DE CRUDO SIN QUE HAYA
DESHIDRATACION NI ESTACION DE COMPRESION CERCANA**



SIMBOLOGIA

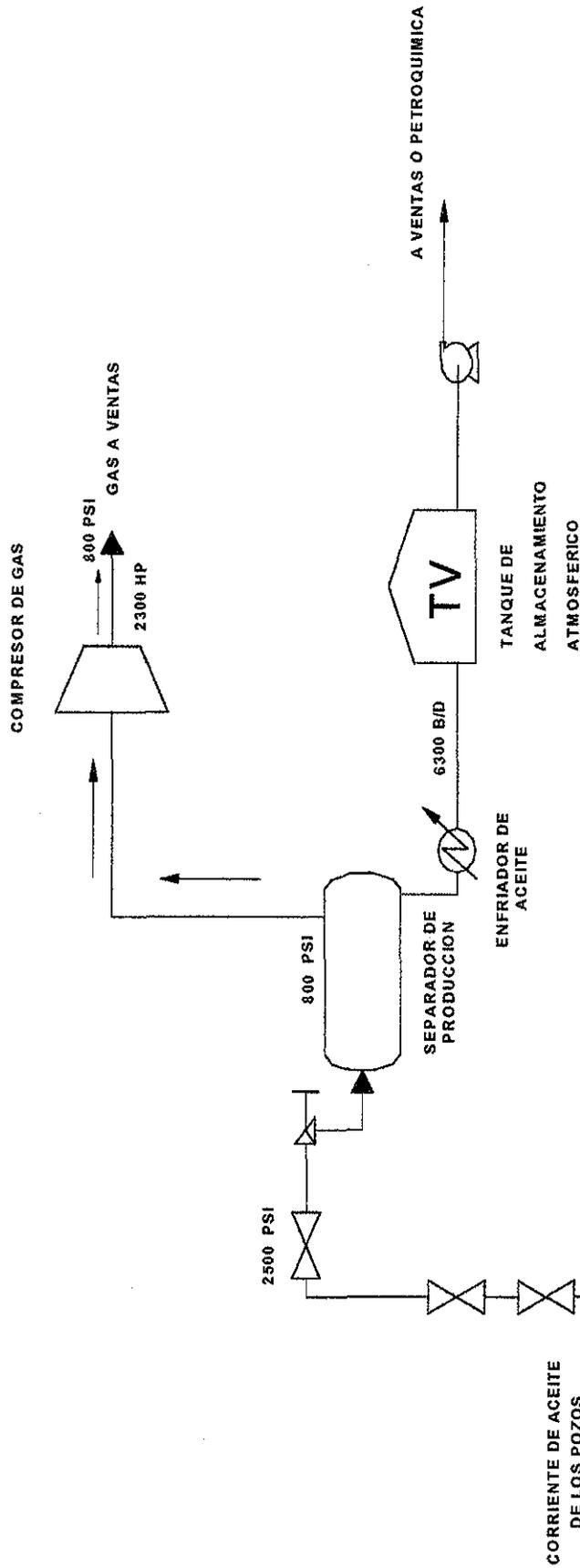
P (lb/ft²)

T (°F)

◊ NUMERO DE CORRIENTE

 DIVISION DE ESTUDIOS DE POSGRADO DE LA FACULTAD DE INGENIERIA. U.N.A.M.
MAESTRIA EN ING. PETROLERA (PRODUCCION) ALUMNO: FELIPE DE JESUS DIAZ GARCIA
INSTALACION TIPO " A " PROCESO DE SEPARACION SIN DESHIDRATACION NI COMPRESION

TESIS CON FALLA DE ORIGEN

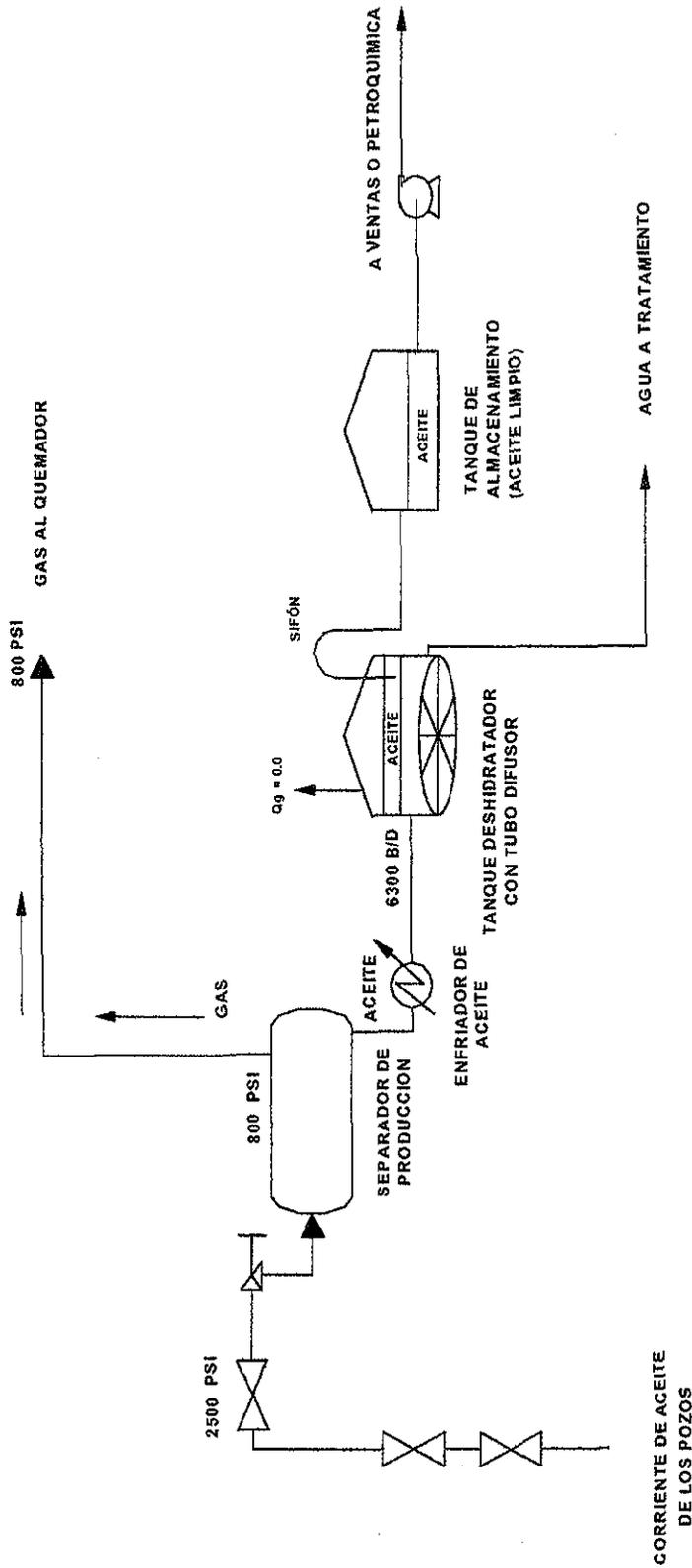


SIMBOLOGIA

- P (lb/ptg)
- T (°F)
- ◊ NUMERO DE CORRIENTE

 DIVISION DE ESTUDIOS DE POSGRADO DE LA FACULTAD DE INGENIERIA. U.N.A.M.
MAESTRIA EN ING. PETROLERA (PRODUCCION) ALUMNO: FELIPE DE JESUS DIAZ GARCIA
INSTALACION TIPO "B" MUESTRA UNA INSTALACION CON ESTACION DE COMPRESION CERCANA

TESIS CON
 FALLA DE ORIGEN



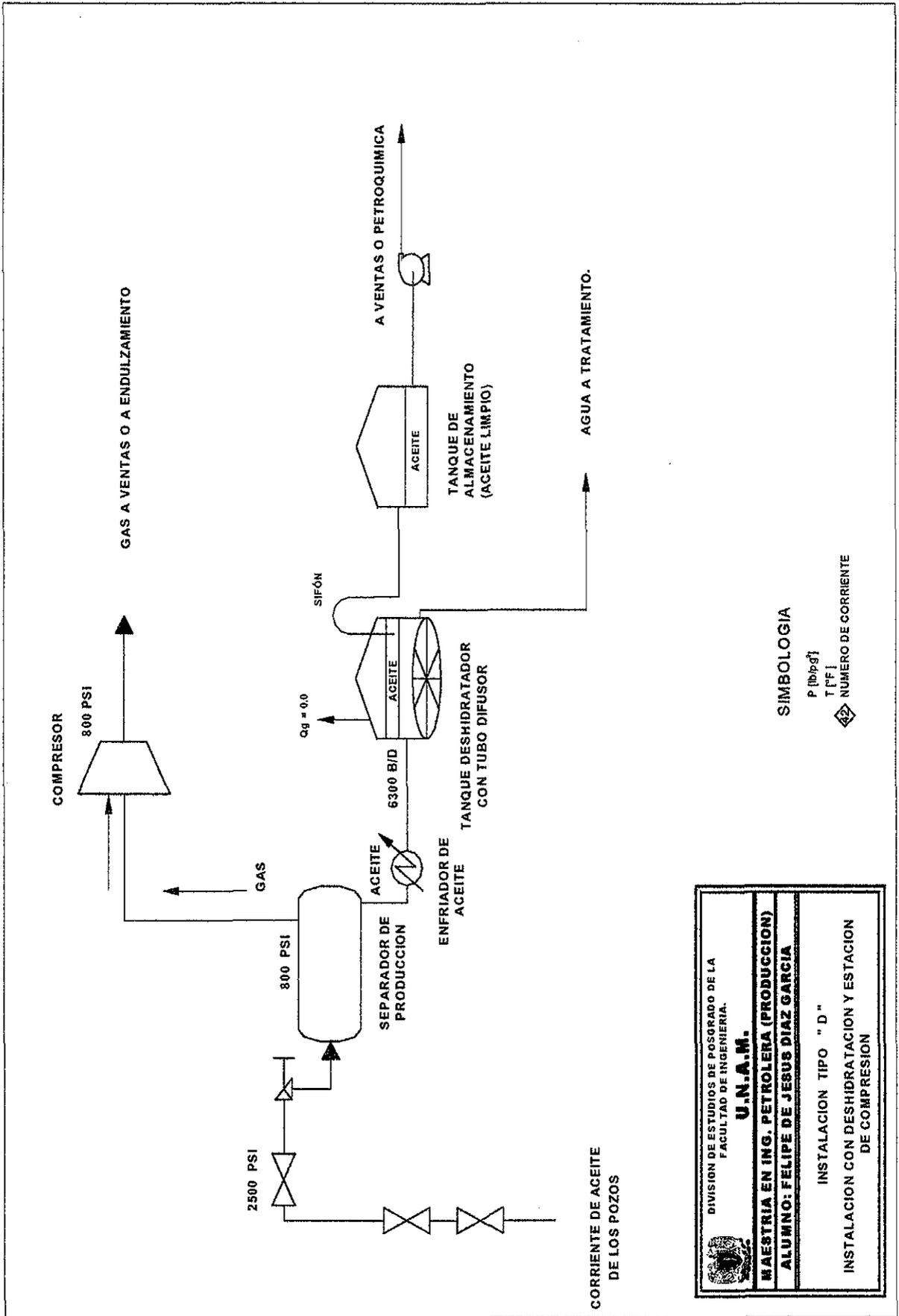
SIMBOLOGIA

P [100psf]
T [°F]

◆ NUMERO DE CORRIENTE

	DIVISION DE ESTUDIOS DE POSGRADO DE LA FACULTAD DE INGENIERIA. U.N.A.M.
	MAESTRIA EN ING. PETROLERA (PRODUCCION) ALUMNO: FELIPE DE JESUS DIAZ GARCIA
	INSTALACION TIPO "C" INSTALACION QUE CUENTA CON DESHIDRATACION DE CRUDO

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN



SIMBOLOGIA

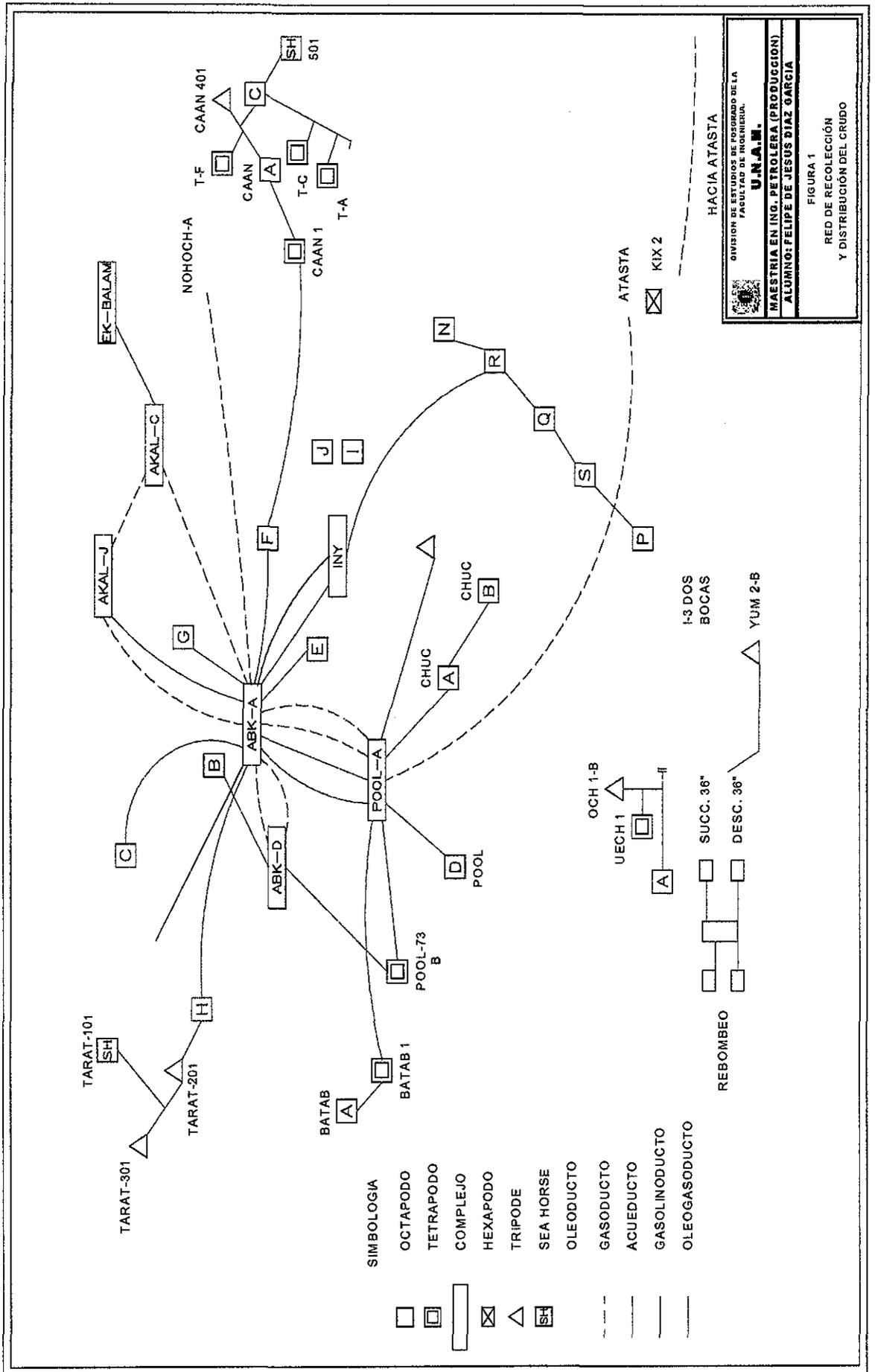
P (lb/psg)

T (°F)

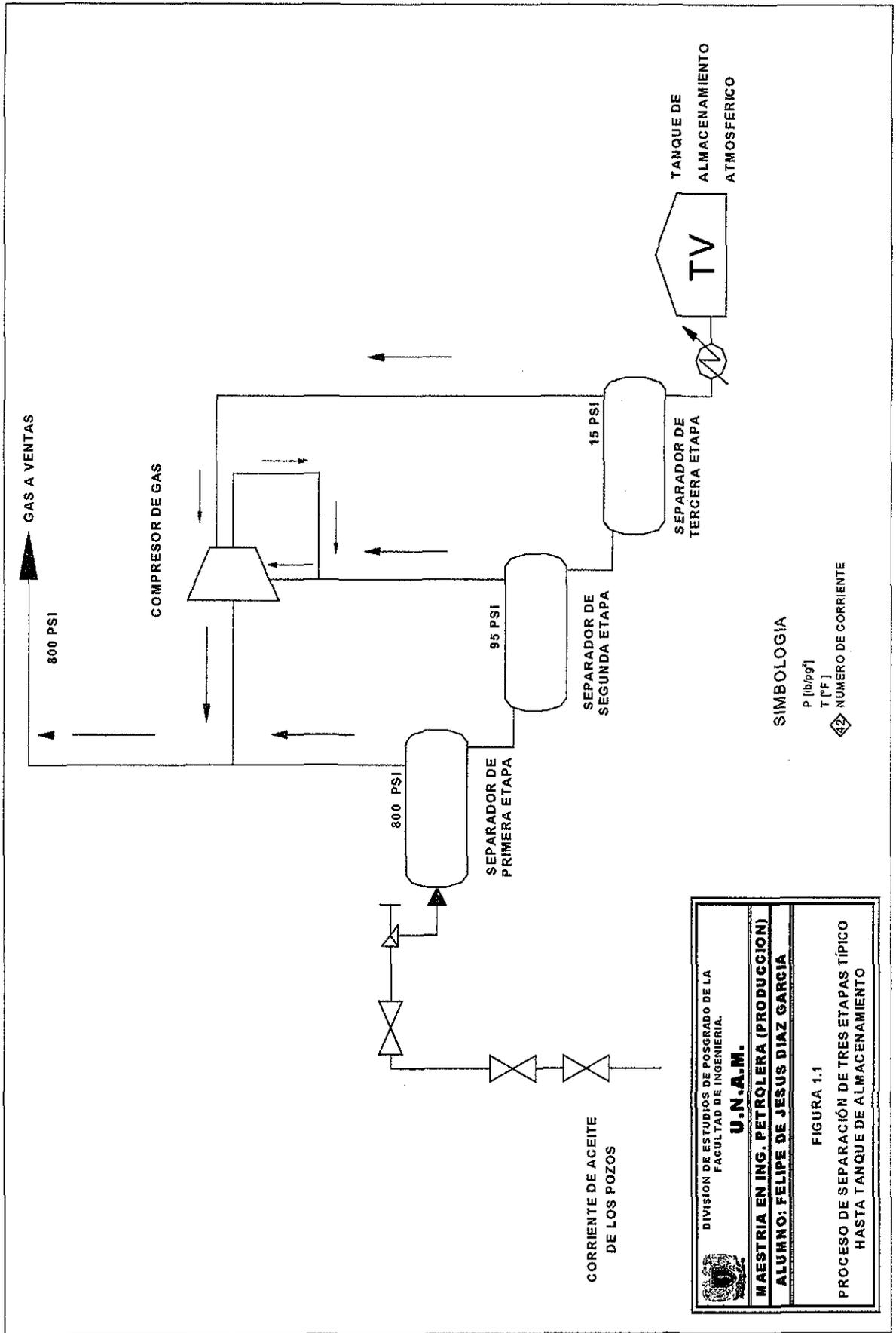
42 NUMERO DE CORRIENTE

	DIVISION DE ESTUDIOS DE POSGRADO DE LA FACULTAD DE INGENIERIA.
	U.N.A.M.
	MAESTRIA EN ING. PETROLERA (PRODUCCION) ALUMNO: FELIPE DE JESUS DIAZ GARCIA
INSTALACION TIPO " D "	
INSTALACION CON DESHIDRATACION Y ESTACION DE COMPRESION	

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN



TESIS CON FALLA DE ORIGEN

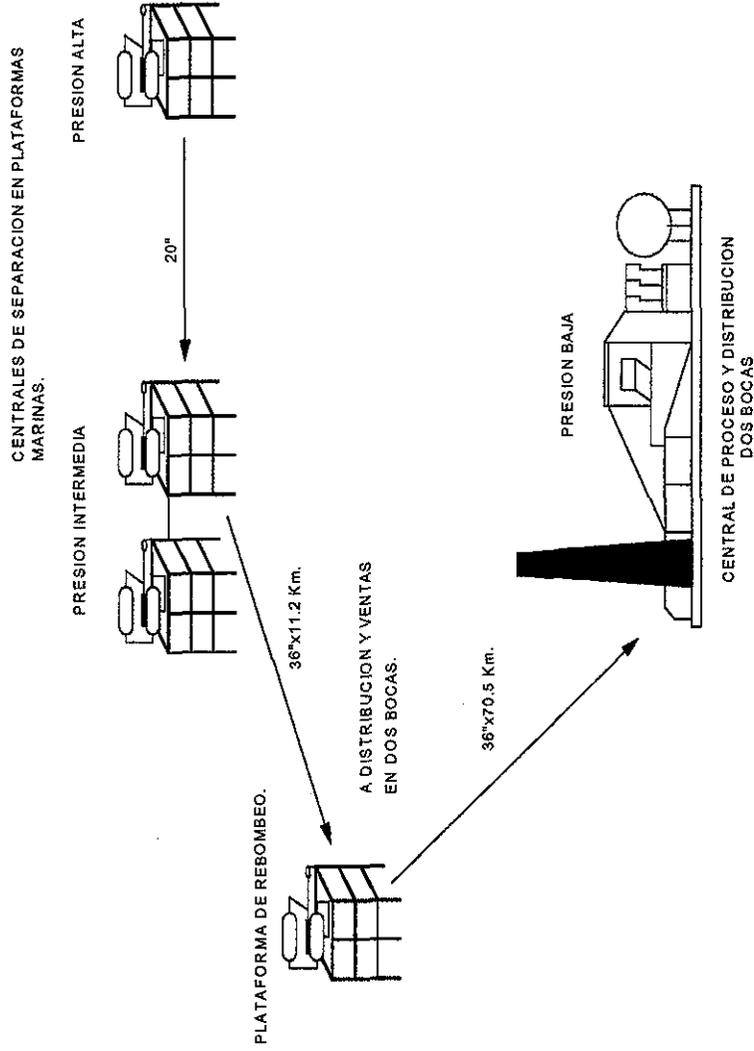


DIVISION DE ESTUDIOS DE POSGRADO DE LA FACULTAD DE INGENIERIA.
U.N.A.M.
MAESTRIA EN ING. PETROLERA (PRODUCCION)
ALUMNO: FELIPE DE JESUS DIAZ GARCIA

FIGURA 1.1

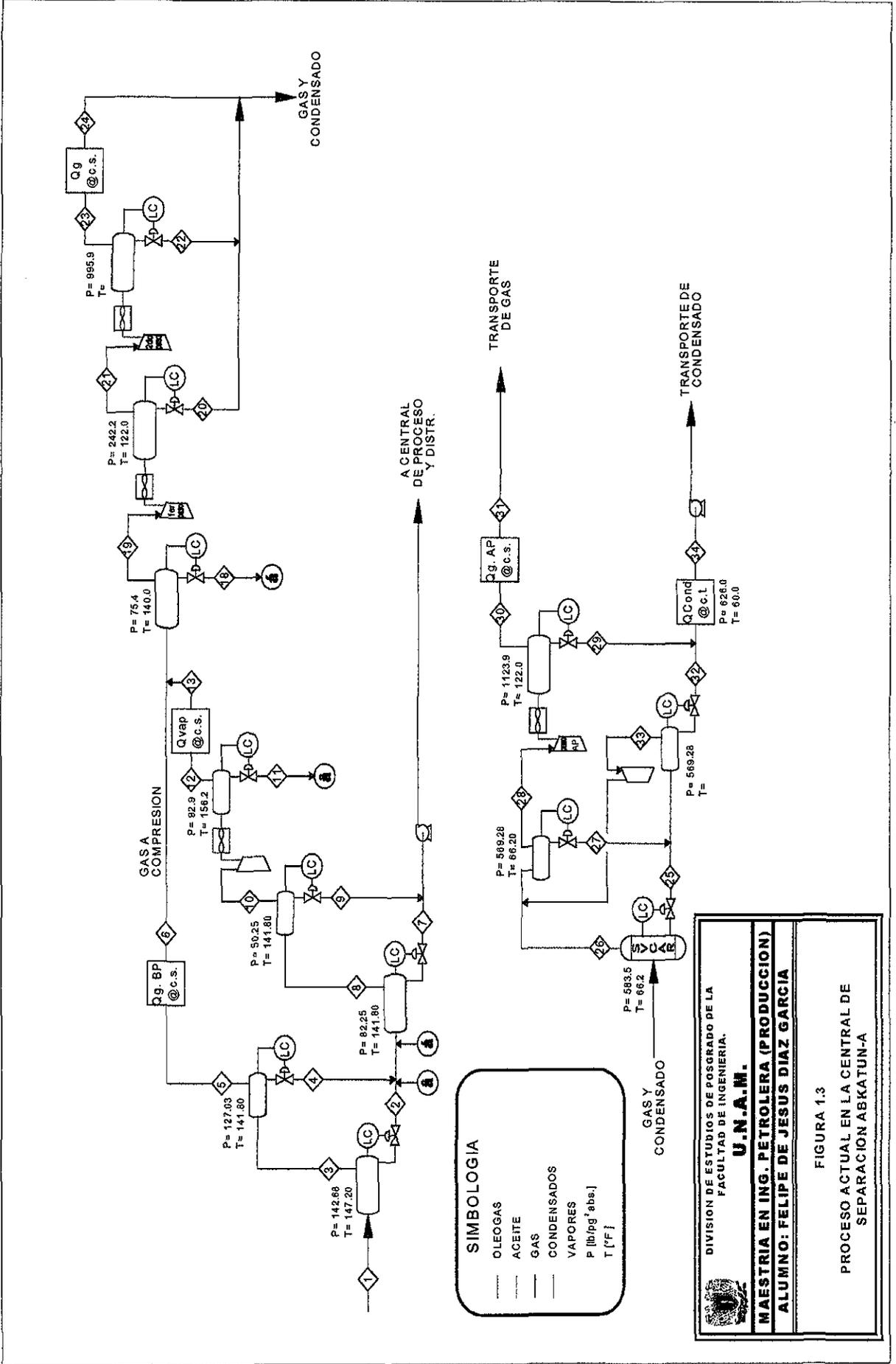
PROCESO DE SEPARACION DE TRES ETAPAS TÍPICO HASTA TANQUE DE ALMACENAMIENTO

TESIS CON FALLA DE ORIGEN



DIVISION DE ESTUDIOS DE POSGRADO DE LA FACULTAD DE INGENIERIA.
U.N.A.M.
MAESTRIA EN ING. PETROLERA (PRODUCCION)
ALUMNO: FELIPE DE JESUS DIAZ GARCIA
FIGURA 1.2
ESQUEMA GENERAL DEL MANEJO DE PRODUCCION DE ACEITE LIGERO

TESIS CON FALLA DE ORIGEN



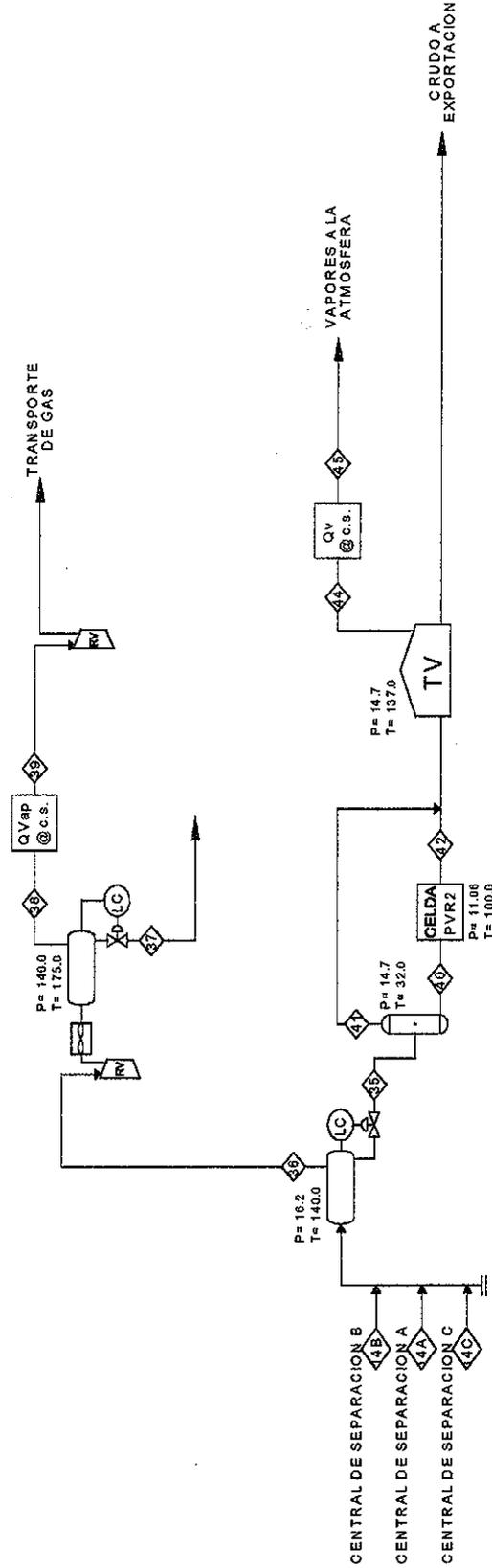
SIMBOLOGIA

- OLEOGAS
- ACEITE
- GAS
- CONDENSADOS
- VAPORES
- P [lb/pg² abs.]
- T [°F]

DIVISION DE ESTUDIOS DE POSGRADO DE LA
 FACULTAD DE INGENIERIA.
U.N.A.M.
MAESTRIA EN ING. PETROLERA (PRODUCCION)
ALUMNO: FELIPE DE JESUS DIAZ GARCIA

FIGURA 1.3
 PROCESO ACTUAL EN LA CENTRAL DE
 SEPARACION ABKATUN-A

TESIS CON
 FALLA DE ORIGEN



SIMBOLOGIA
 P [lb/pg² abs.]
 T [°F]
 42 NUMERO DE CORRIENTE

 DIVISION DE ESTUDIOS DE POSGRADO DE LA FACULTAD DE INGENIERIA. U.N.A.M.
MAESTRIA EN ING. PETROLERA (PRODUCCION) ALUMNO: FELIPE DE JESUS DIAZ GARCIA
FIGURA 1.4 PROCESO ACTUAL DEL CRUDO LIGERO EN LA CENTRAL DE PROCESO Y DISTRIBUCION

**TESIS CON
 FALLA DE ORIGEN**

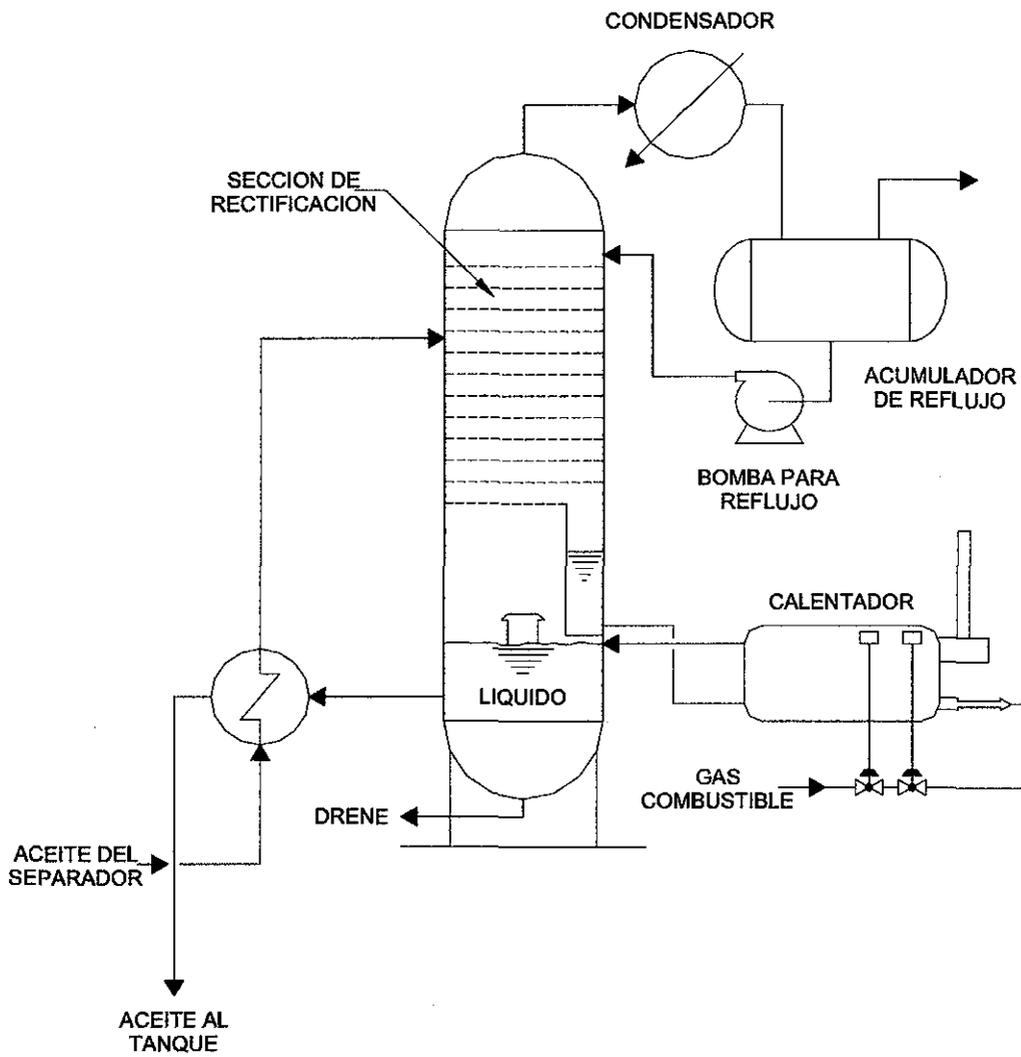


Fig. 1.5 Diagrama de una unidad estabilizadora

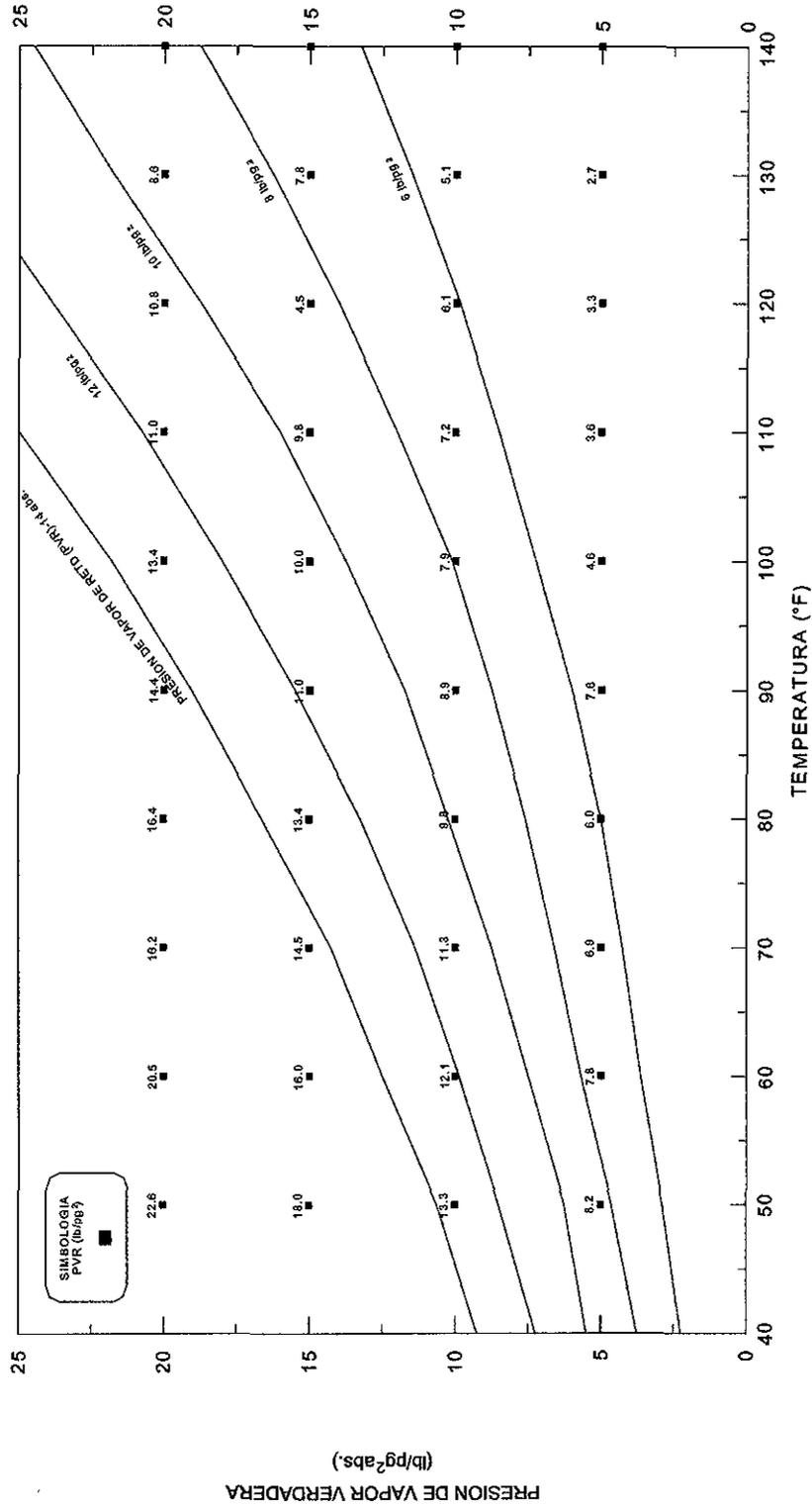


Fig. 1.6 Esquema de elaboración de curvas de PVR

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

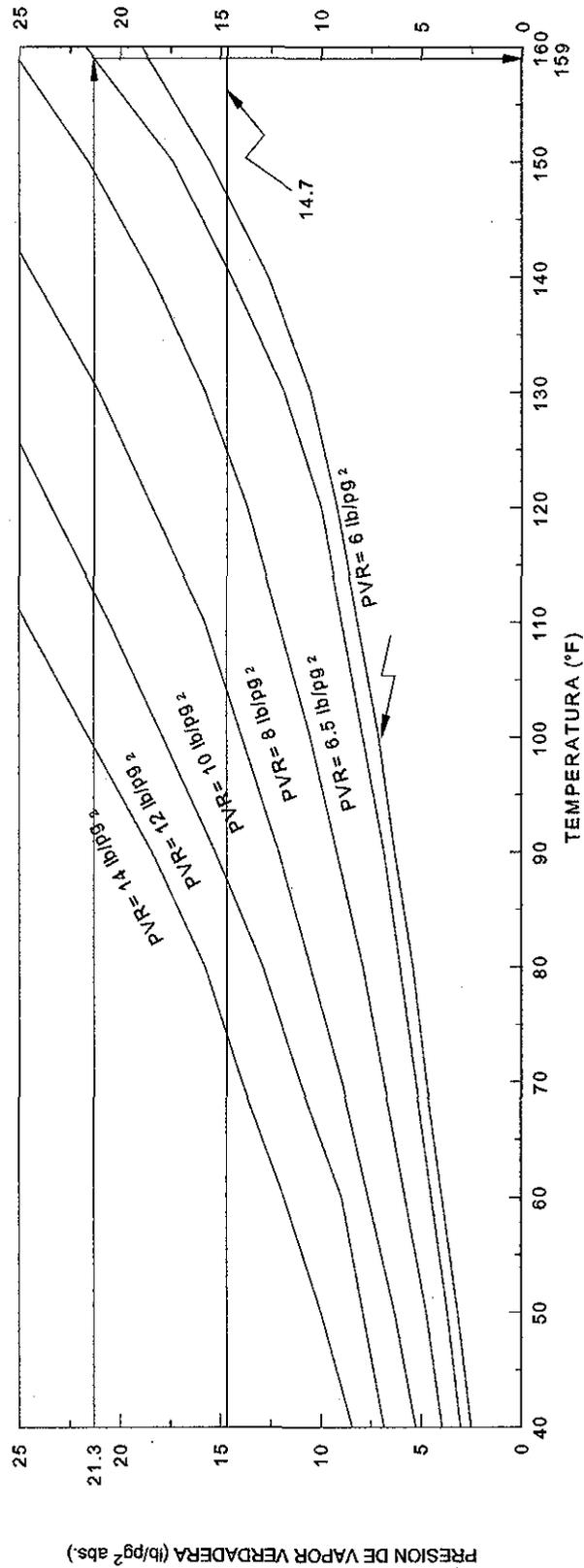


Fig. 1.7 Determinación de la temperatura de estabilización manteniendo presión constante

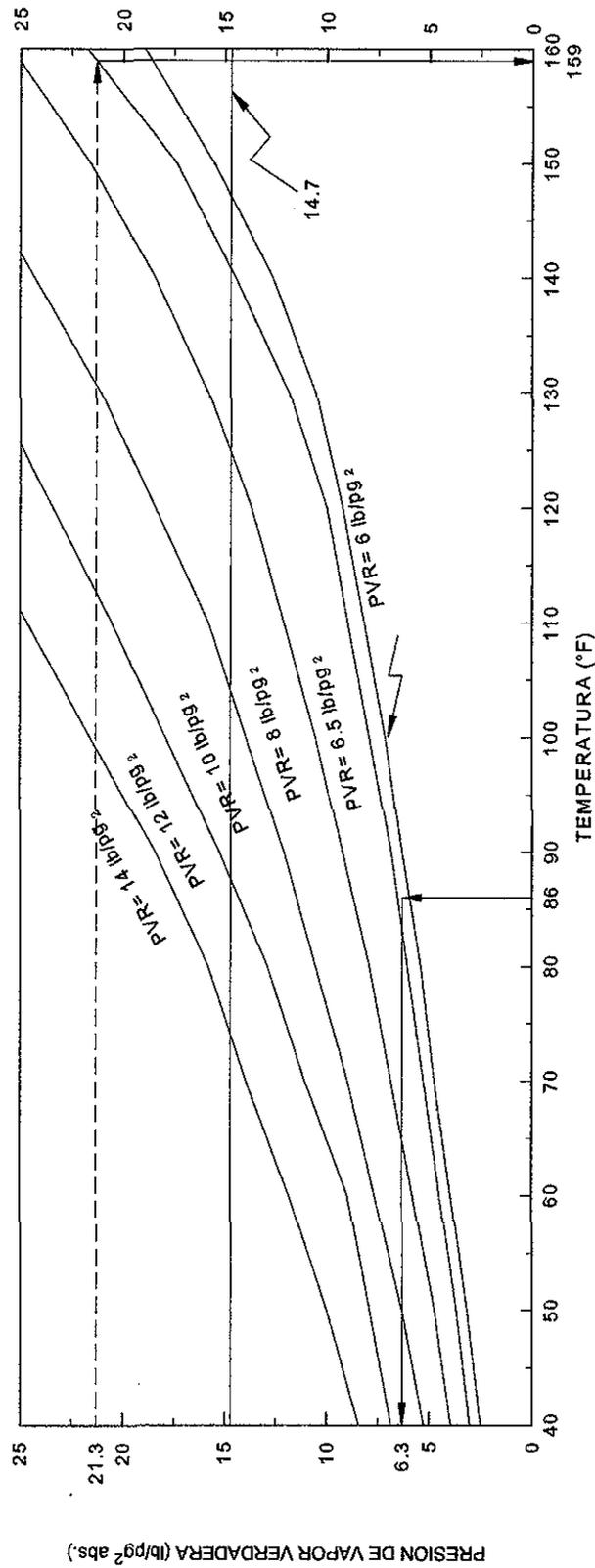
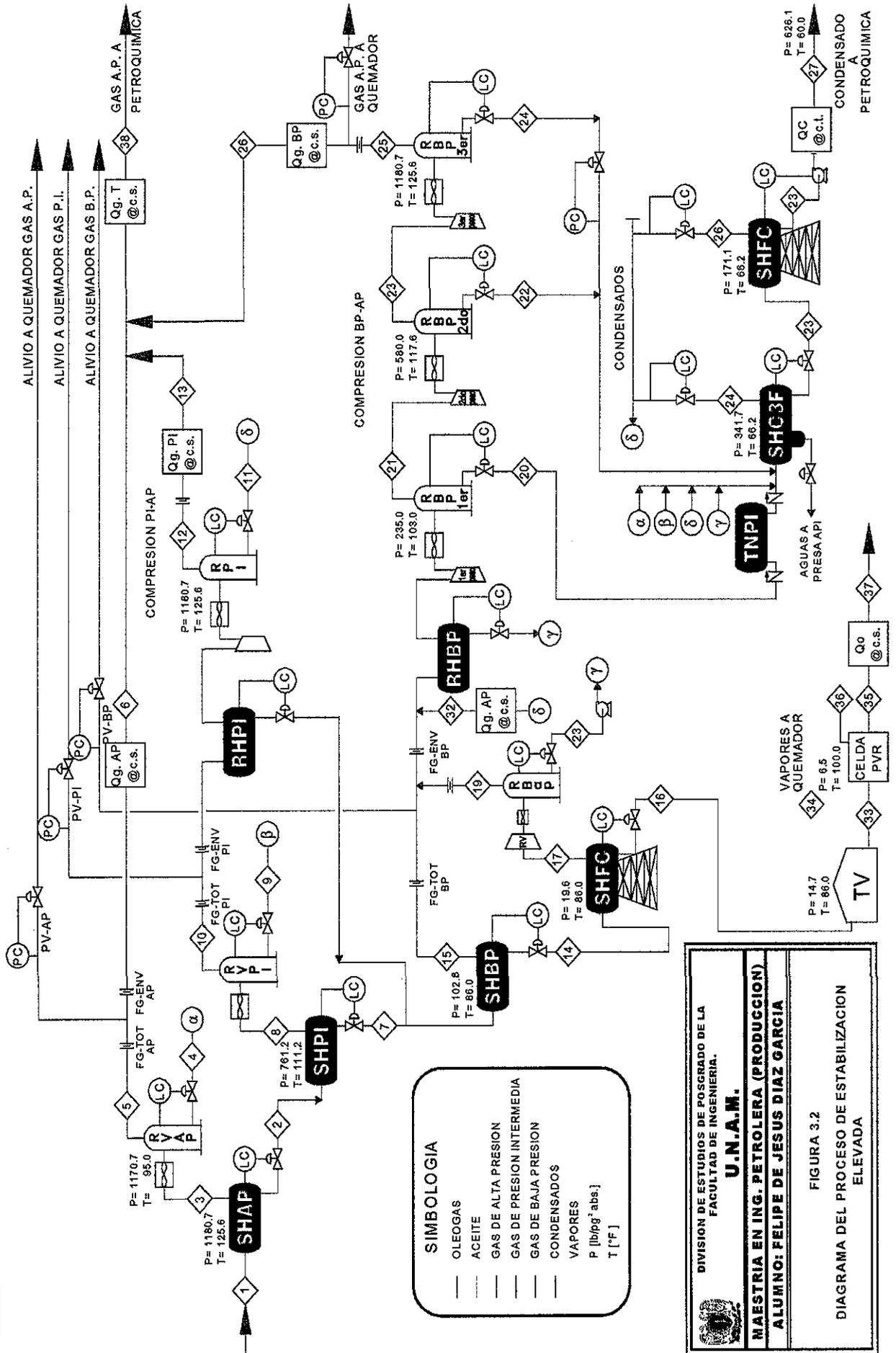


Fig. 1.8 Determinación de la presión de estabilización manteniendo la temperatura constante



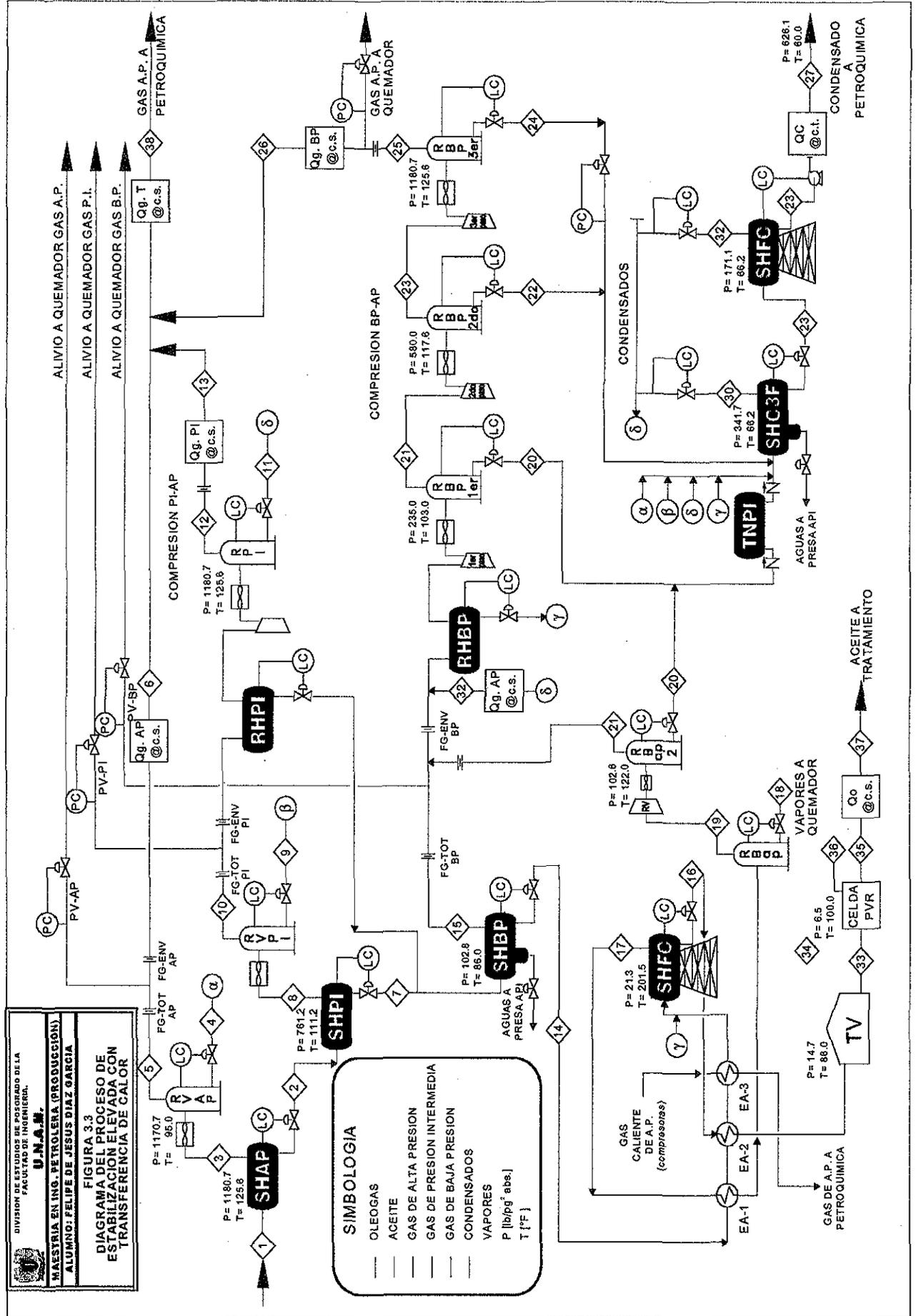
SIMBOLOGIA

—	OLEOGAS
—	ACEITE
—	GAS DE ALTA PRESION
—	GAS DE PRESION INTERMEDIA
—	GAS DE BAJA PRESION
—	CONDENSADOS
—	VAPORES
P [lb/ft ² abs.]	
T [°F]	

DIVISION DE ESTUDIOS DE POSGRADO DE LA
 FACULTAD DE INGENIERIA.
U.N.A.M.
MAESTRIA EN ING. PETROLERA (PRODUCCION)
ALUMNO: FELIPE DE JESUS DIAZ GARCIA

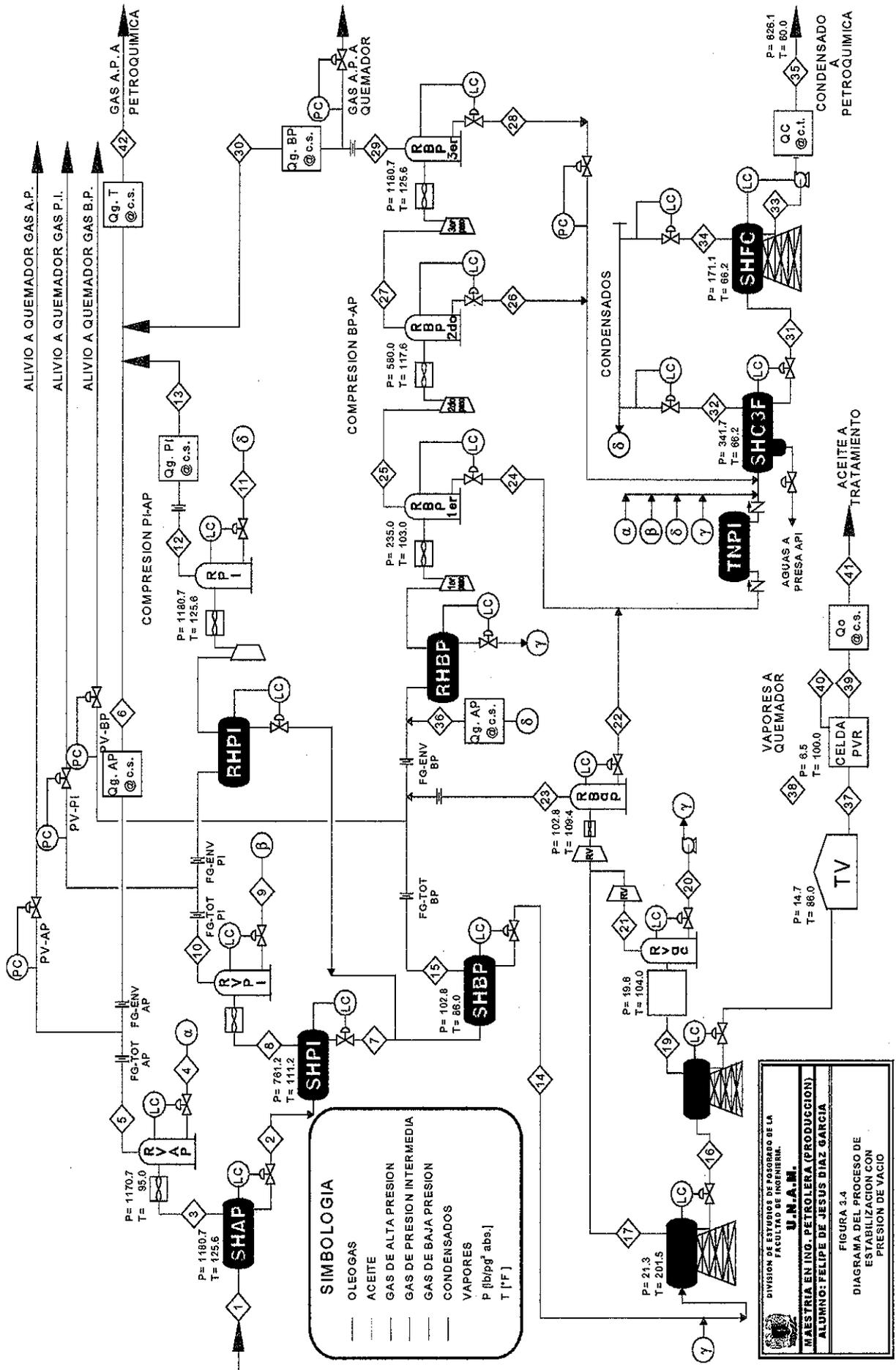
FIGURA 3.2
 DIAGRAMA DEL PROCESO DE ESTABILIZACION
 ELEVADA

TESIS CON
 FALLA DE ORIGEN

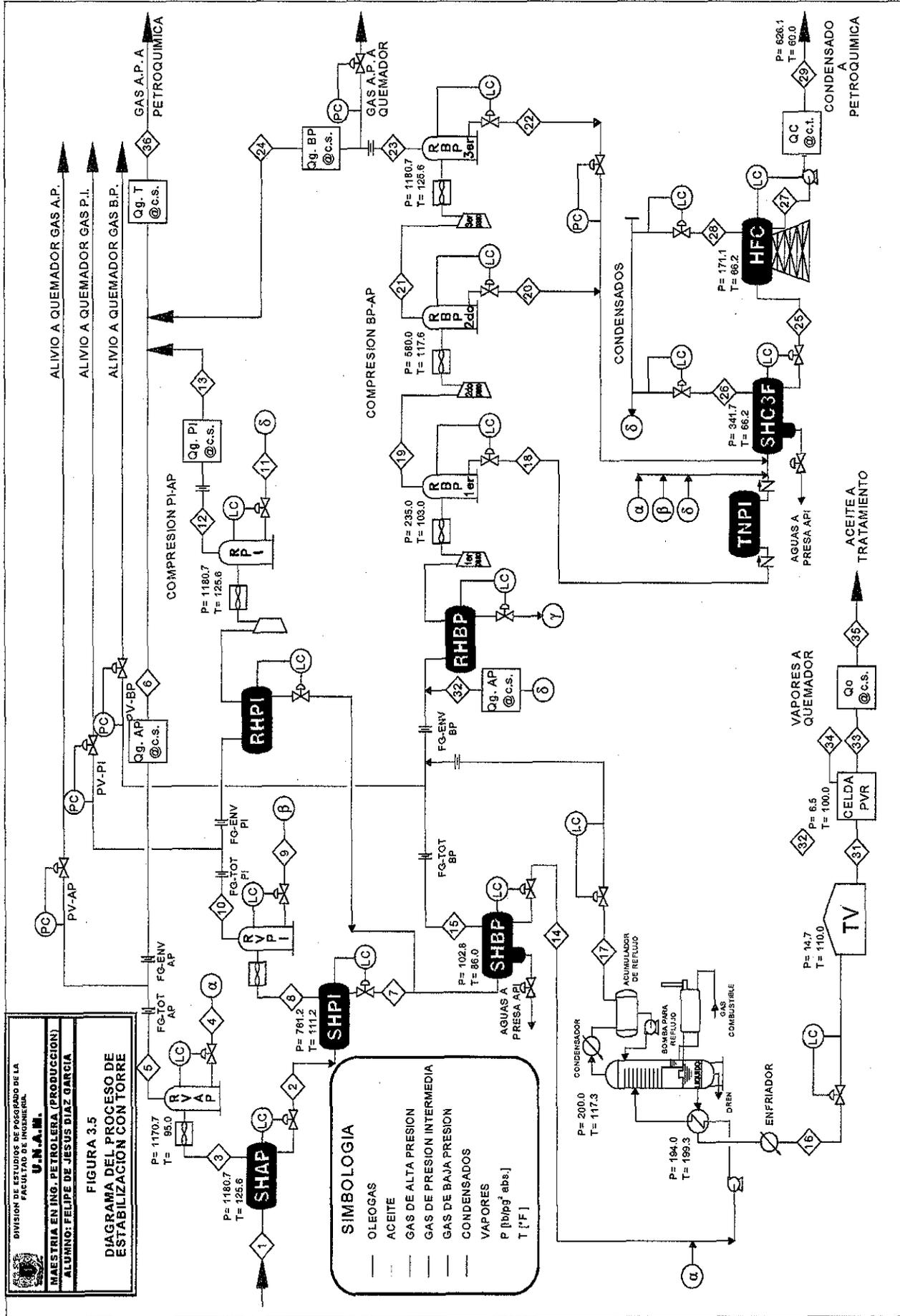


130

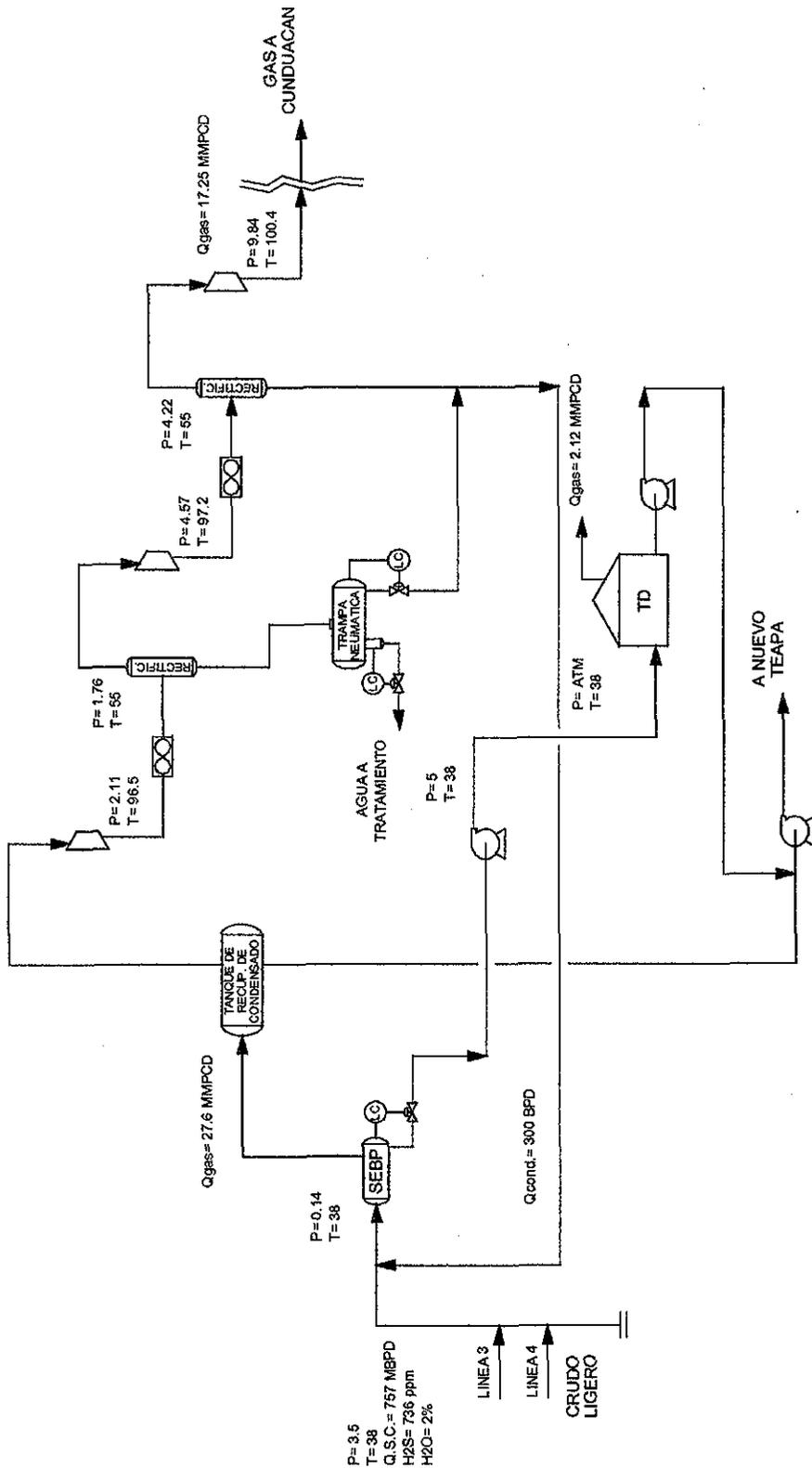
TESIS CON FALLA DE ORIGEN



TESIS CON FALLA DE ORIGEN



TESIS CON FALLA DE ORIGEN



TESIS CON FALLA DE ORIGEN

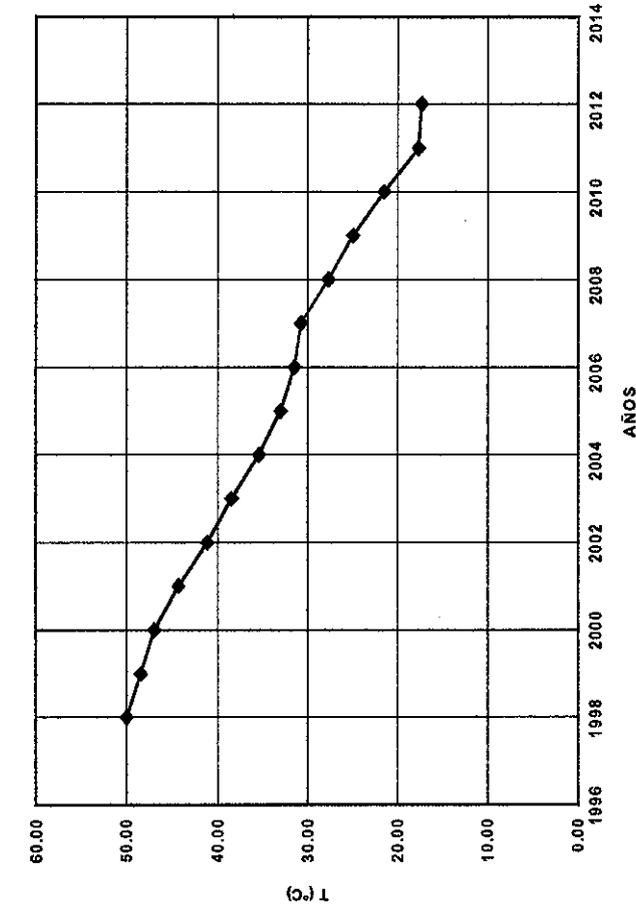
SIMBOLOGIA
 Temperatura (°C)
 Presion kg/cm²

MANEJO DEL CRUDO Y GAS PRODUCIDO

$P.W.=14.7$ psi
 $P.V.R.=10.6$ psi
 $H_2S=220.2$ ppm
 $Q.S.C.=711,285$ MBPD

	DIVISION DE ESTUDIOS DE POSGRADO DE LA FACULTAD DE INGENIERIA.
	U.N.A.M.
	MAESTRIA EN ING. PETROLERA (PRODUCCION) ALUMNO: FELIPE DE JESUS DIAZ GARCIA
FIGURA 4.1	
CASO BASE	
SIN CONSIDERAR INVERSION EN COMPRESION	

TEMPERATURA DE LLEGADA DEL CRUDO A DOS BOCAS
 UTILIZANDO UNA SOLA LINEA (L-3)



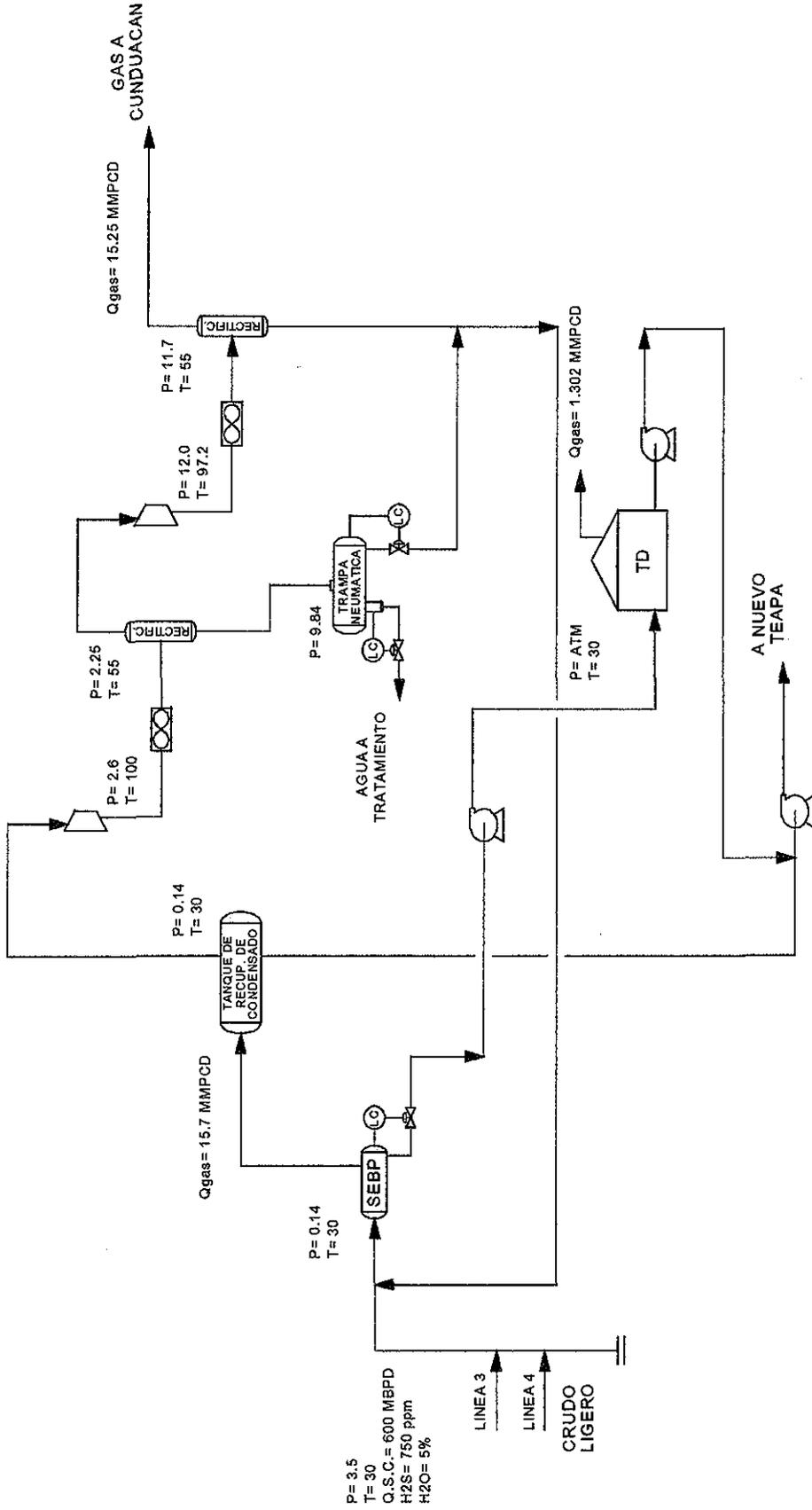


DIVISION DE ESTUDIOS DE POSGRADO DE LA
 FACULTAD DE INGENIERIA.
U.N.A.M.

MAESTRIA EN ING. PETROLERA (PRODUCCION)
ALUMNO: FELIPE DE JESUS DIAZ GARCIA

FIGURA 4.2
 RESULTADO DE ANALISIS Y MUESTREOS
 CASO BASE
 SIN CONSIDERAR INVERSION EN COMPRESION

TESIS CON
 FALLA DE ORIGEN



P=3.5
 T=30
 Q.S.C.=600 MBPD
 H2S=750 ppm
 H2O=5%

PW= 14.7 psi
 PVR= 10.6 psi
 H2S= 220.2 ppm
 Q.S.C.= 563.766 MBPD

SIMBOLOGIA
 Temperatura (°C)
 Presion kg/cm²

DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO

	U.N.A.M. DIVISION DE ESTUDIOS DE POSGRADO DE LA FACULTAD DE INGENIERIA.
MAESTRIA EN ING. PETROLERA (PRODUCCION)	
ALUMNO: FELIPE DE JESUS DIAZ GARCIA	
FIGURA 4.3 CASO BASE SIN CONSIDERAR INVERSION EN COMPRESION	

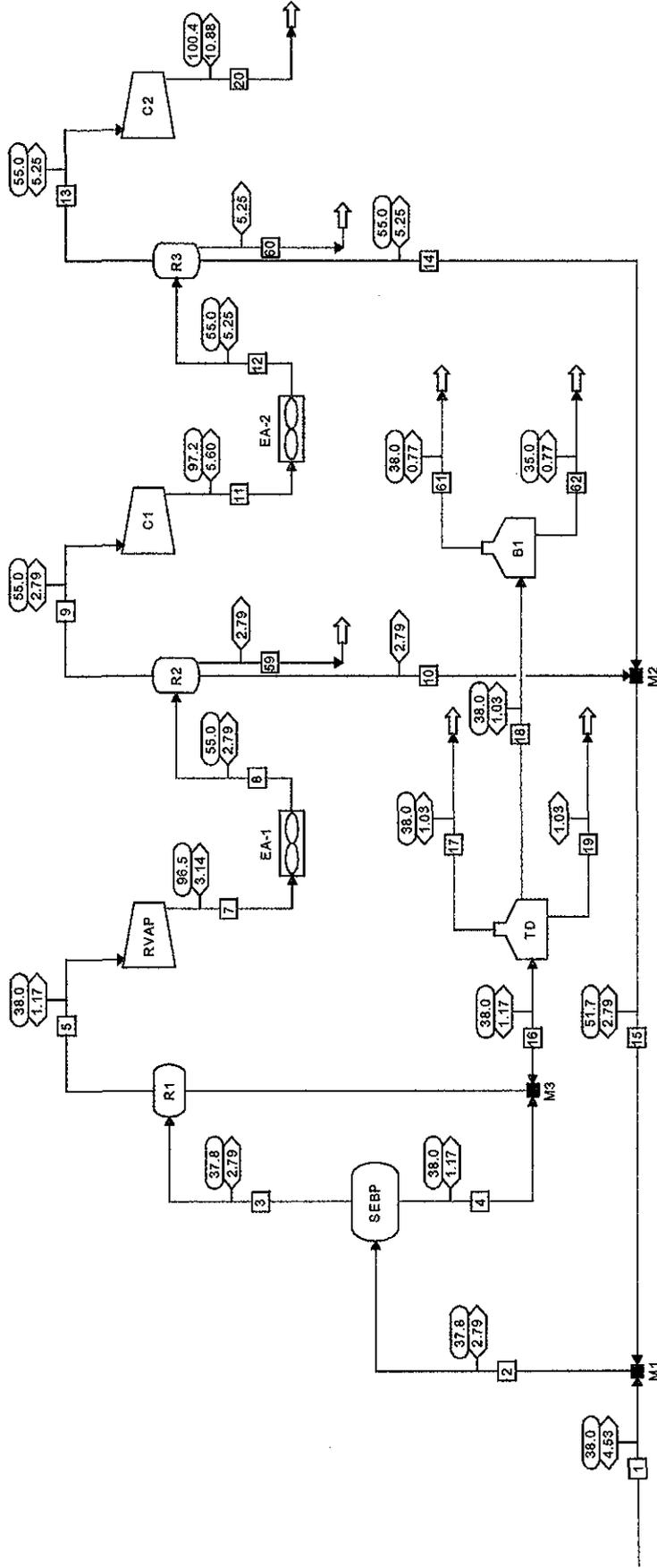


DIAGRAMA DE SIMULACION UTILIZADO EN ASPEN PLUS.

SIMBOLOGIA

- () Temperatura (C)
- < > Presión Kg/cm²
- Número de corriente

 DIVISION DE ESTUDIOS DE POSGRADO DE LA FACULTAD DE INGENIERIA. U.N.A.M.
MAESTRIA EN ING. PETROLERA (PRODUCCION) ALUMNO: FELIPE DE JESUS DIAZ GARCIA
FIGURA 4.4 CASO BASE SIN CONSIDERAR INVERSION EN COMPRESION

136

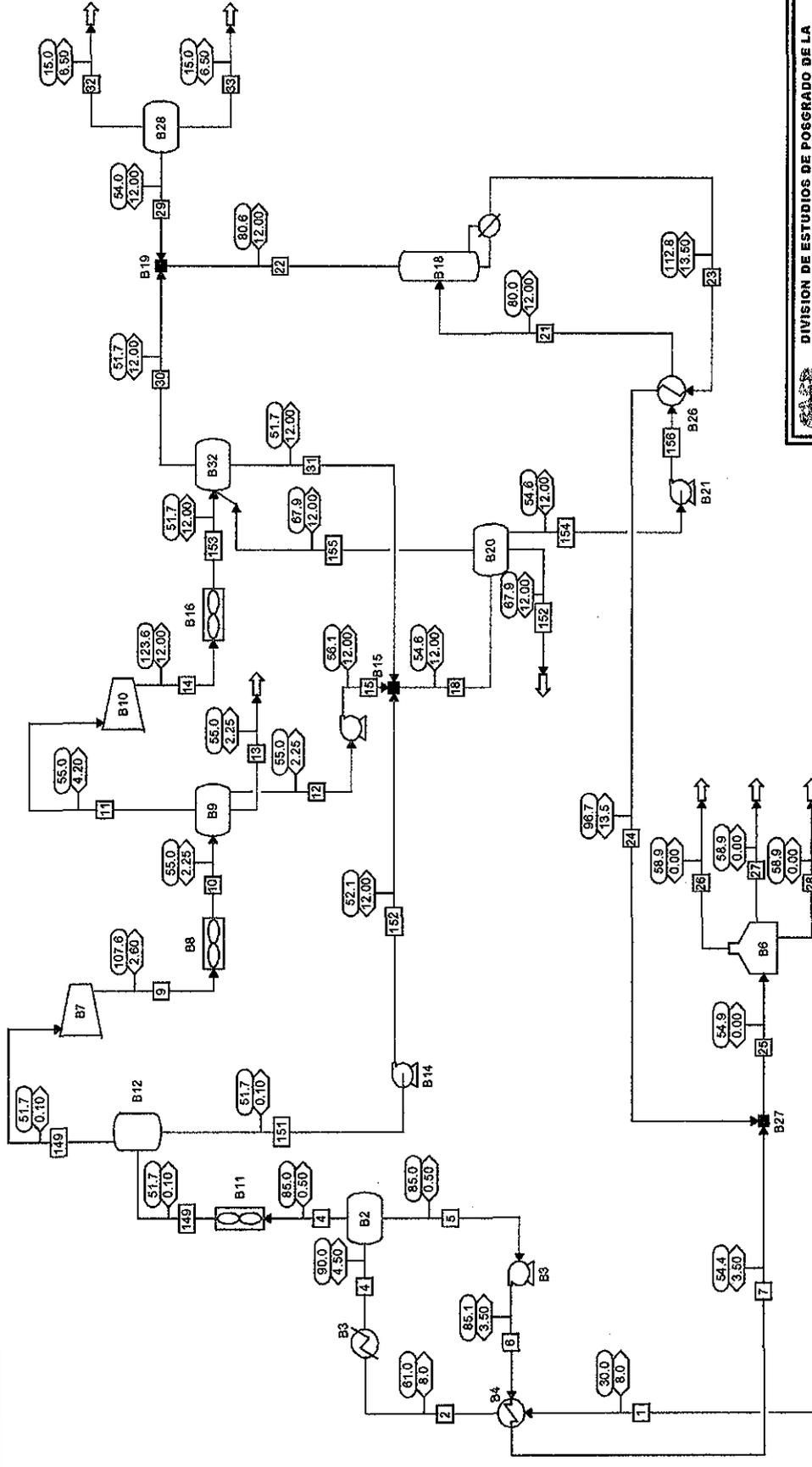
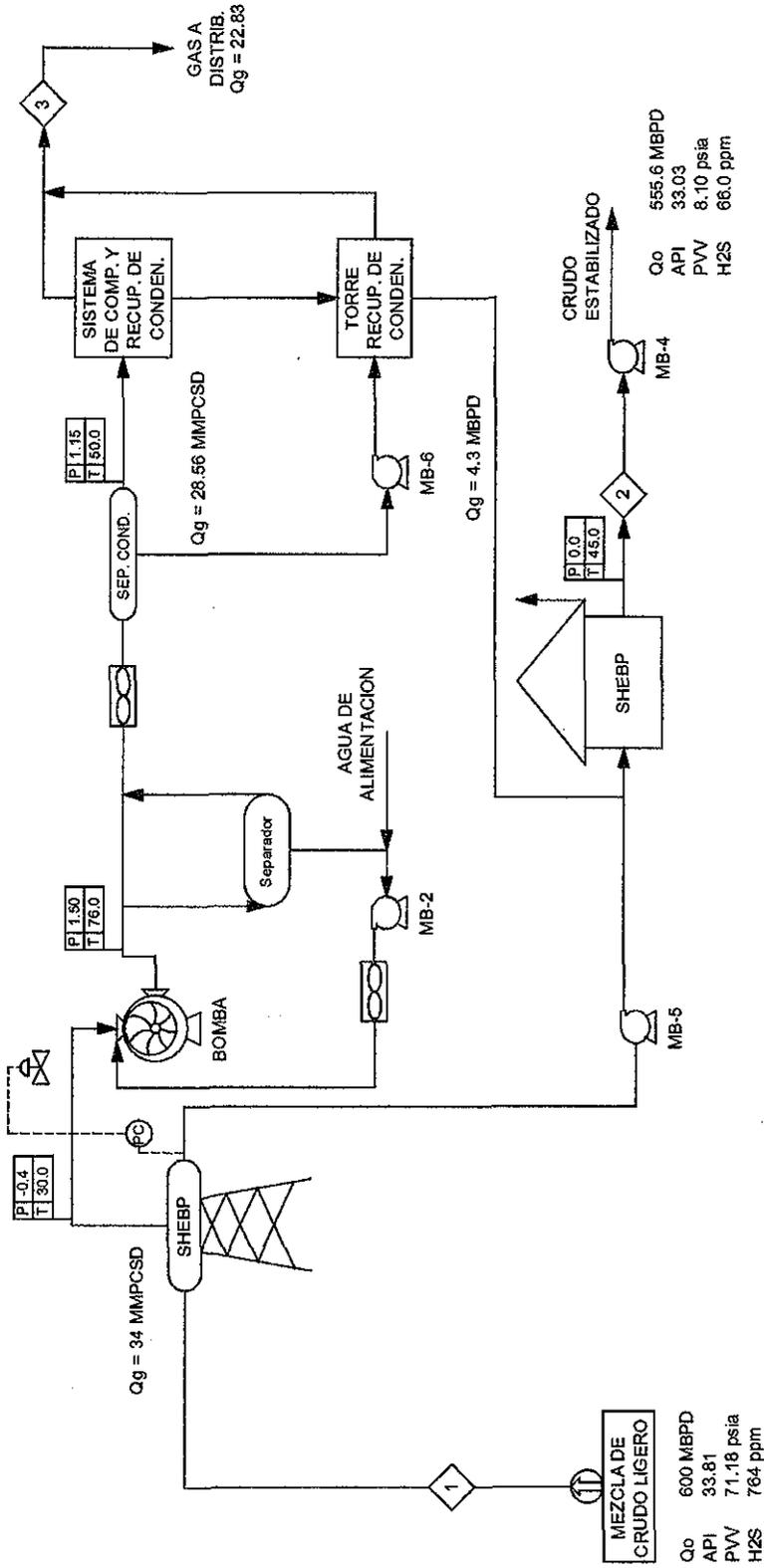


DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO
ESTABILIZACION CON CALENTAMIENTO


DIVISION DE ESTUDIOS DE POSGRADO DE LA
FACULTAD DE INGENIERIA.
U.N.A.M.
MAESTRIA EN ING. PETROLERA (PRODUCCION)
ALUMNO: FELIPE DE JESUS DIAZ GARCIA

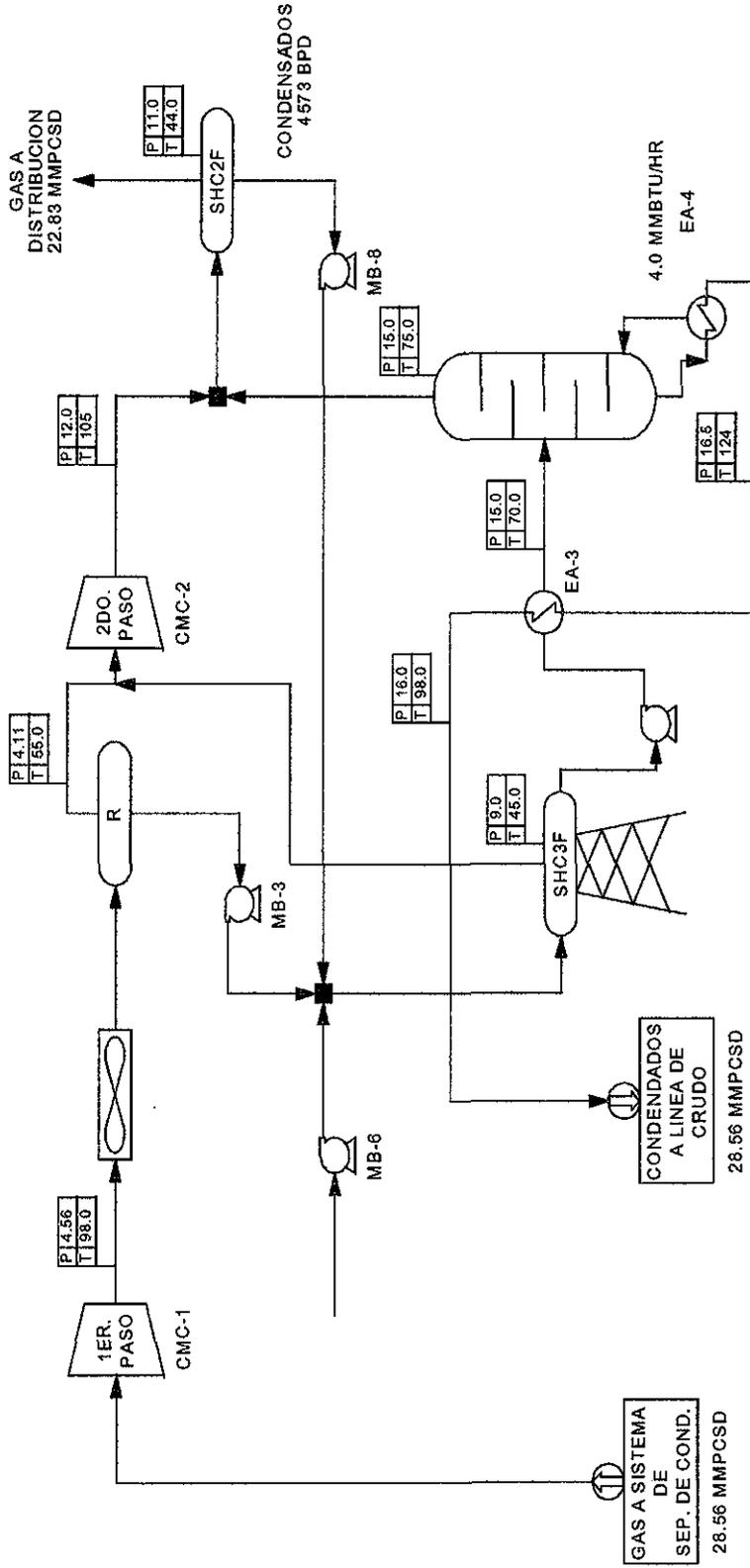
FIGURA 4.5
DIAGRAMA DE SIMULACION OBTENIDO
CON EL SIM. ASPEN PLUS

137

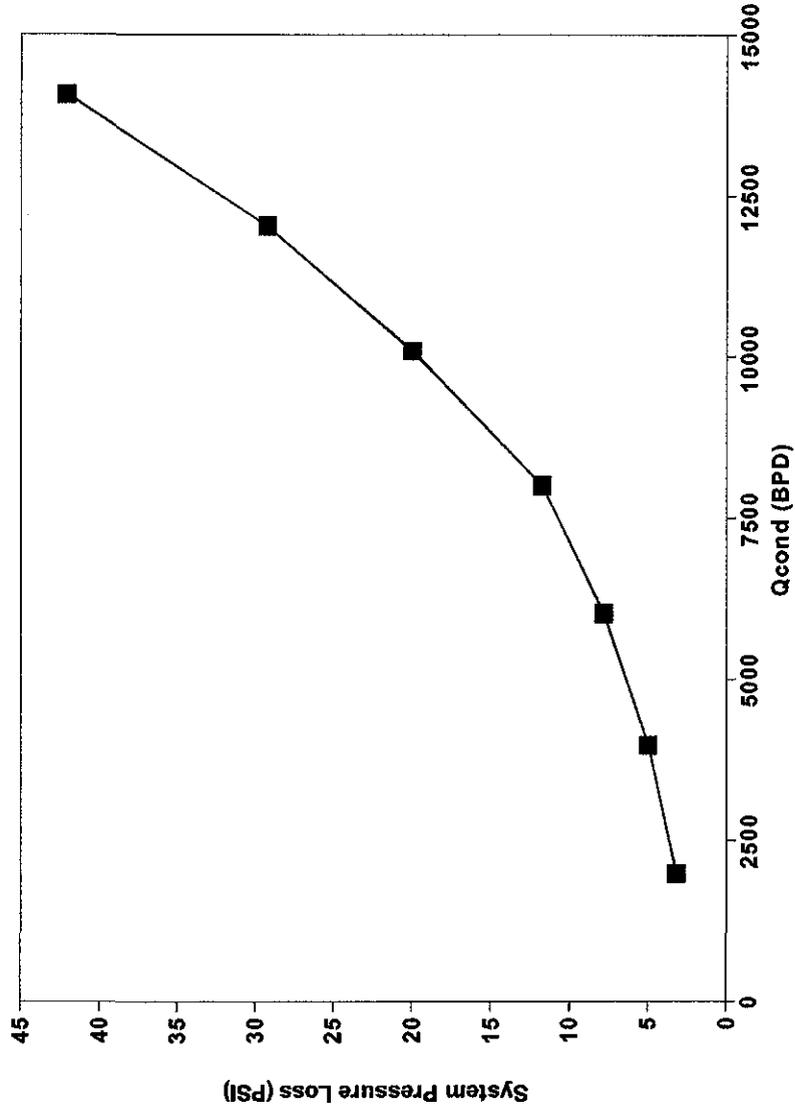


SECCIÓN DE ESTABILIZACIÓN Y DESHIDRATACIÓN

 DIVISION DE ESTUDIOS DE POSGRADO DE LA FACULTAD DE INGENIERIA. U.N.A.M.
MAESTRIA EN ING. PETROLERA (PRODUCCION) ALUMNO: FELIPE DE JESUS DIAZ GARCIA
FIGURA 4.6 VACIO CON BOMBA DE ANILLO LIQUIDO Y CALENTAMIENTO

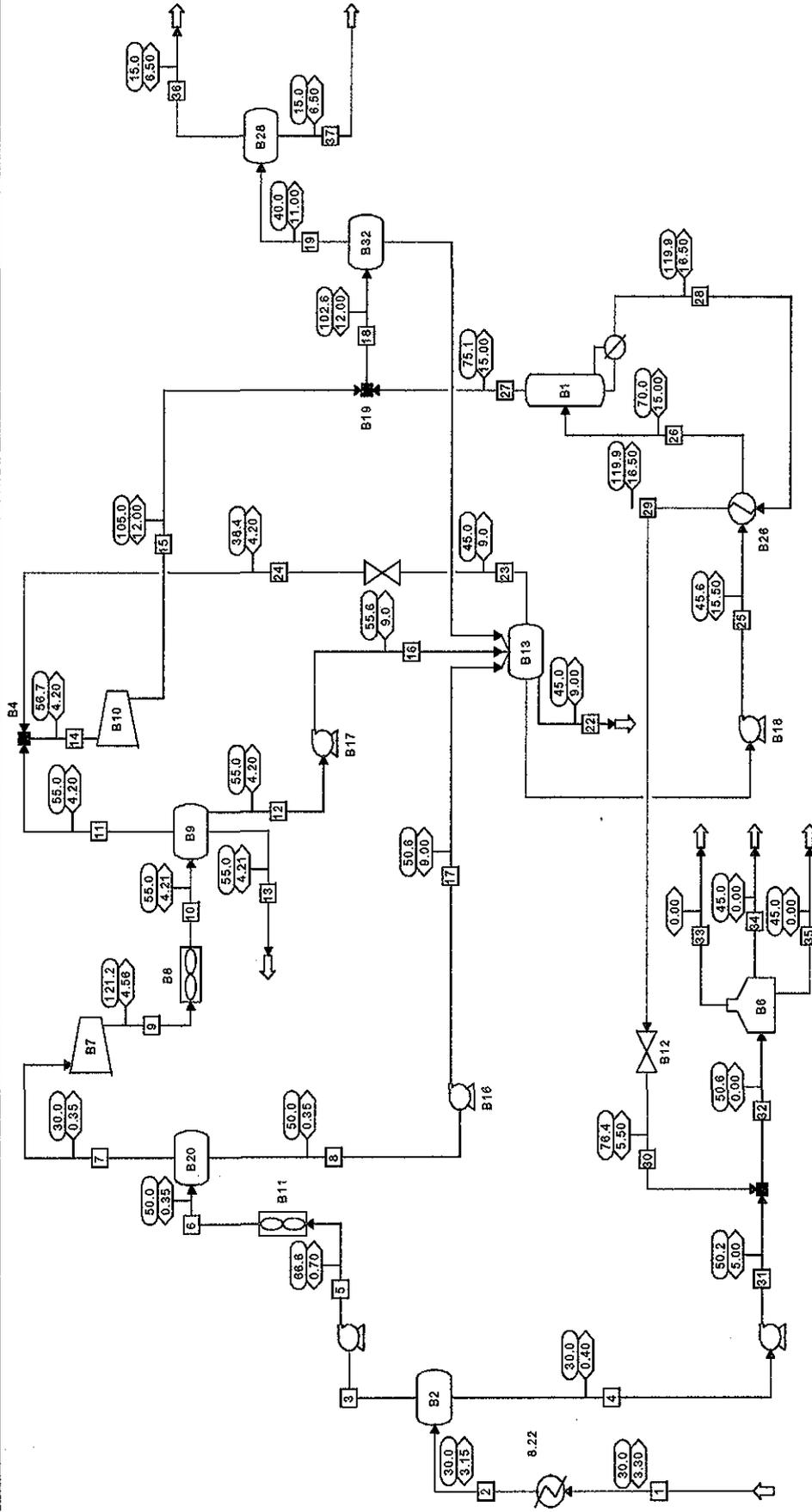


	DIVISION DE ESTUDIOS DE POSGRADO DE LA FACULTAD DE INGENIERIA.
	U.N.A.M.
MAESTRIA EN ING. PETROLERA (PRODUCCION)	
ALUMNO: FELIPE DE JESUS DIAZ GARCIA	
FIGURA 4.7	
PROCESO PROPUESTO PARA SECC. COMP. GAS Y REC. DEL CONDENSADO	



 DIVISION DE ESTUDIOS DE POSGRADO DE LA FACULTAD DE INGENIERIA.
U.N.A.M.
MAESTRIA EN ING. PETROLERA (PRODUCCION)
ALUMNO: FELIPE DE JESUS DIAZ GARCIA

FIGURA 4.8
TRANSPORTE DE CONDENSADO DEL SEPARADOR AL SHC3F



SIMBOLOGIA

- () Temperatura (C)
- < > Presion (KG/cm²)
- [] numero de corriente



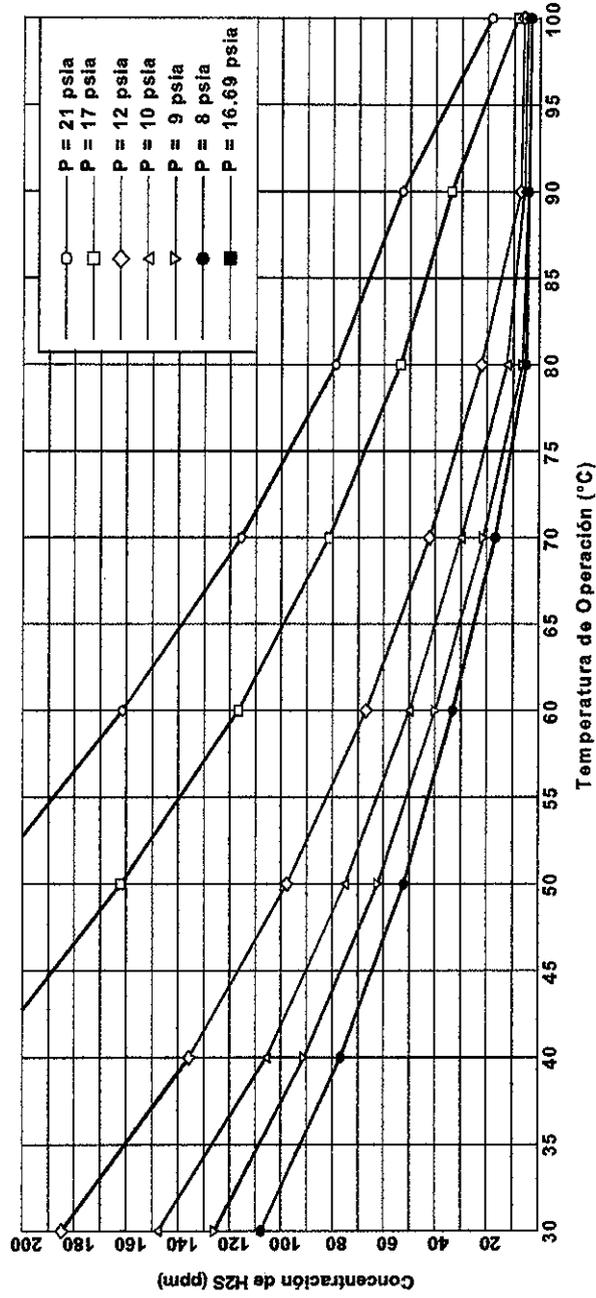
DIVISION DE ESTUDIOS DE POSGRADO DE LA
 FACULTAD DE INGENIERIA.
U.N.A.M.
 MAESTRIA EN ING. PETROLERA (PRODUCCION)
 ALUMNO: FELIPE DE JESUS DIAZ GARCIA

FIGURA 4.9

DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO CALENTAMIENTO Y VACIO CON BOMBA DE ANILLO LIQUIDO

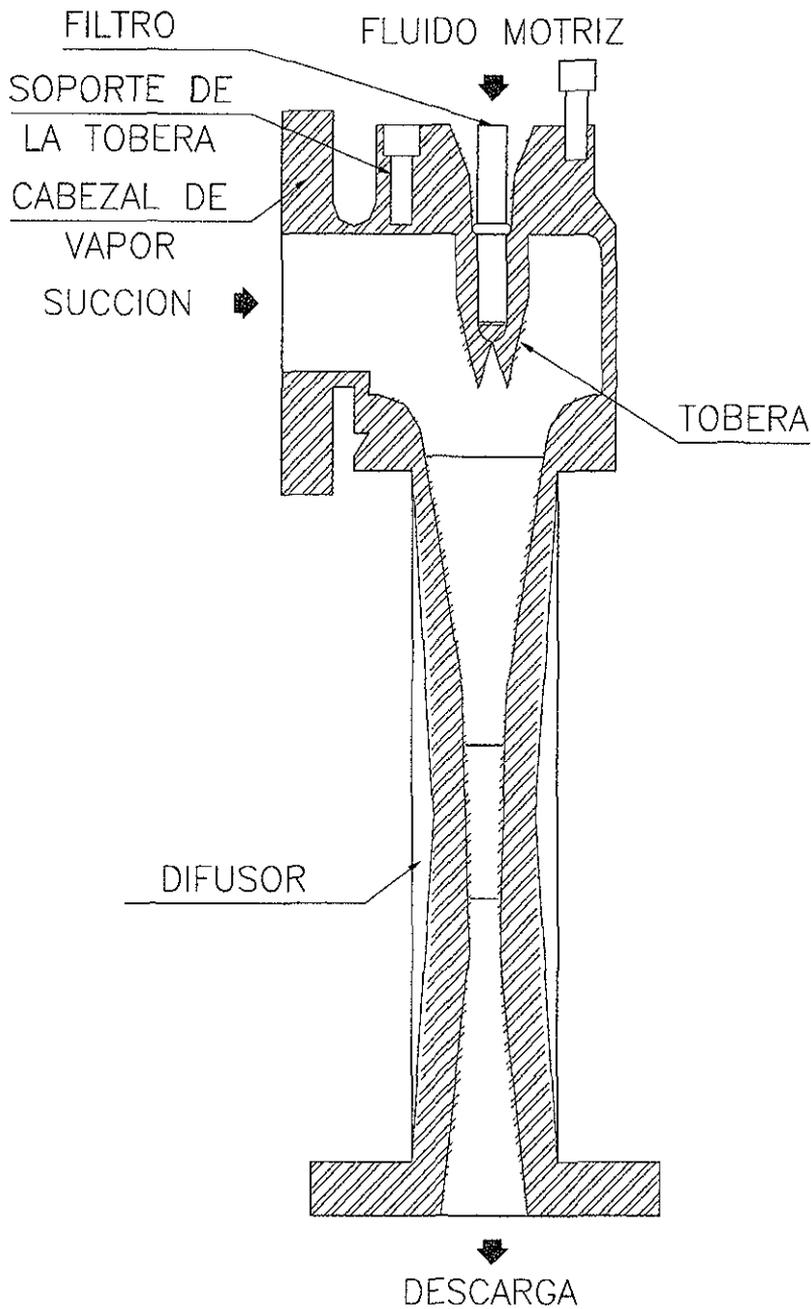
141

VARIACION DE LA CONCENTRACION DE ACIDO SULFHDRIDICO
 (CRUDO LIGERO)




 DIVISION DE ESTUDIOS DE POSGRADO DE LA
 FACULTAD DE INGENIERIA.
U.N.A.M.
MAESTRIA EN ING. PETROLERA (PRODUCCION)
ALUMNO: FELIPE DE JESUS DIAZ GARCIA

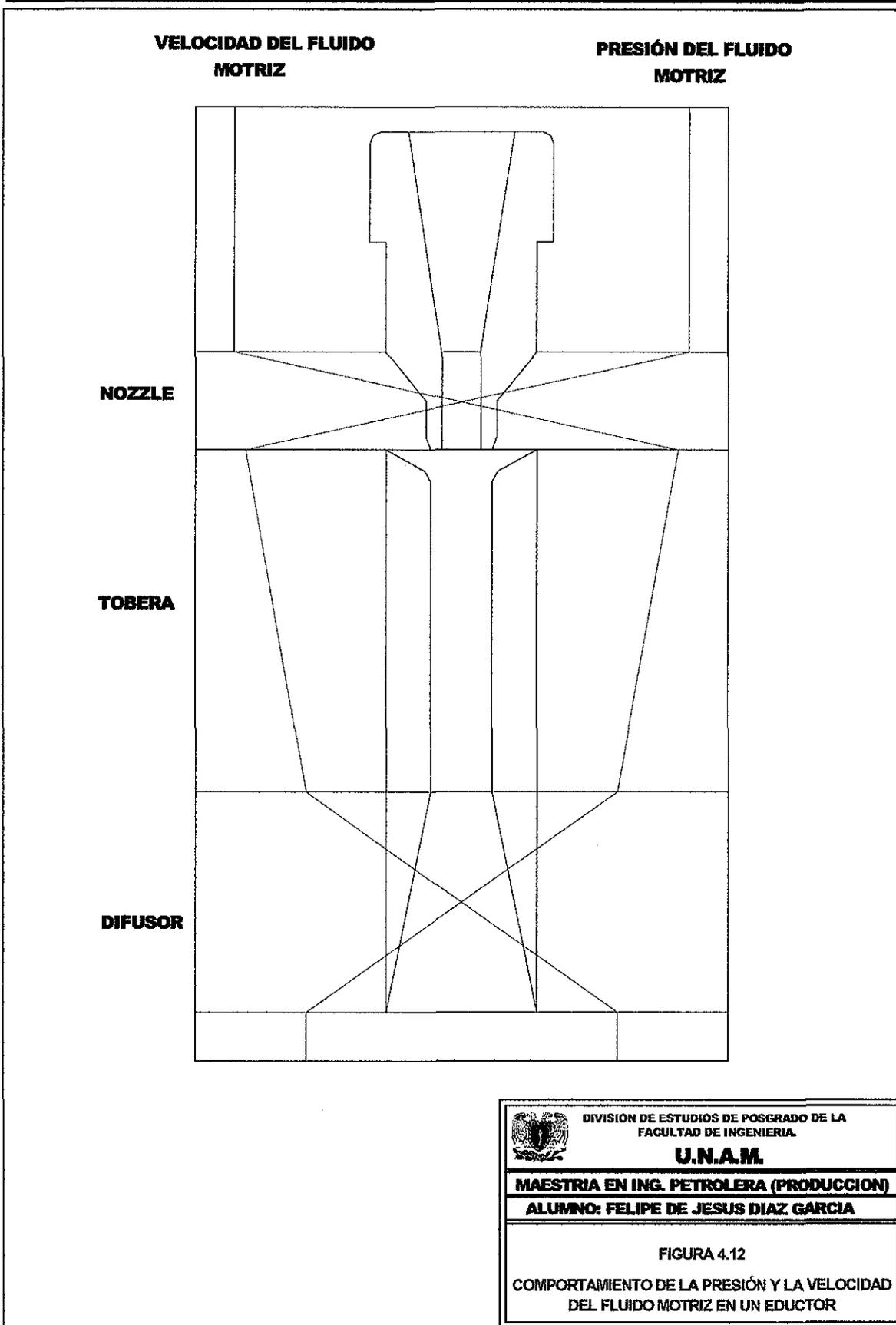
FIGURA 4.10
 VARIACION DE LA CONCENTRACION DE ACIDO
 SULFHDRIDICO (CRUDO LIGERO)



143

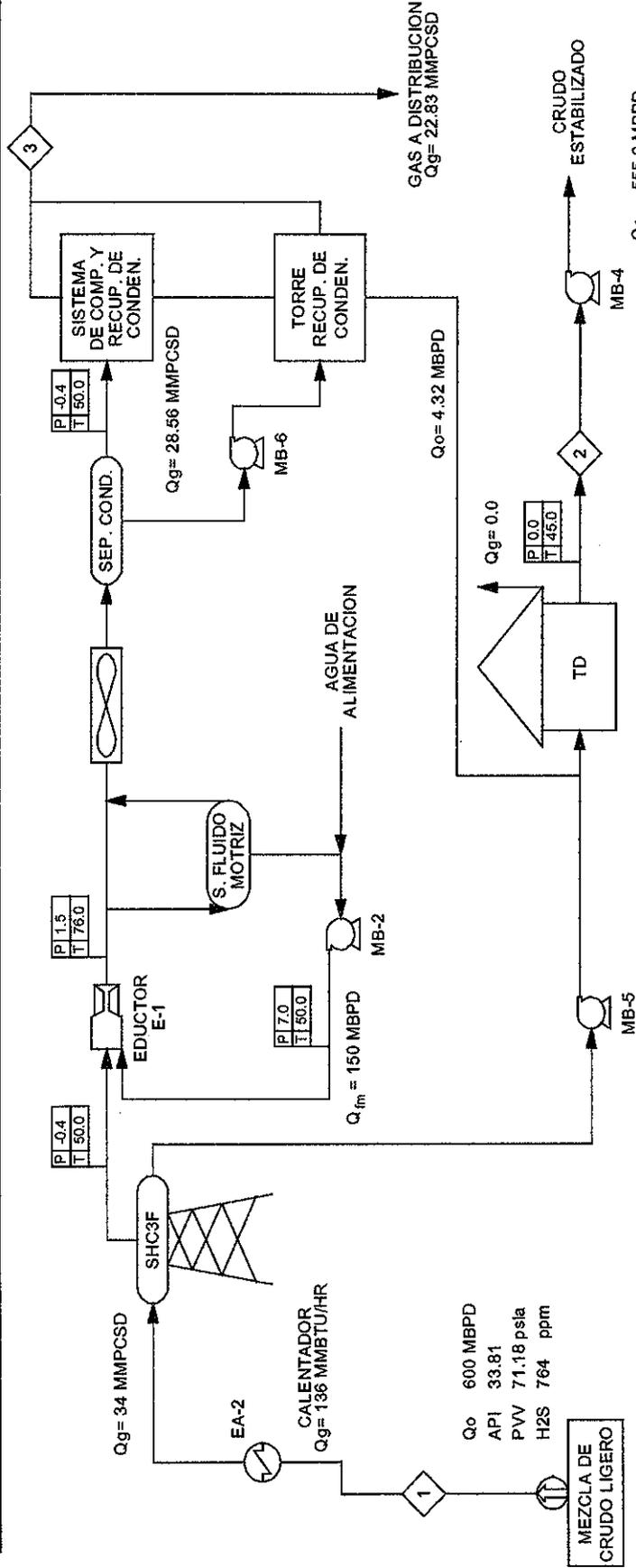
	DIVISION DE ESTUDIOS DE POSGRADO DE LA FACULTAD DE INGENIERIA.
U.N.A.M.	
MAESTRIA EN ING. PETROLERA (PRODUCCION)	
ALUMNO: FELIPE DE JESUS DIAZ GARCIA	
FIGURA 4.11	
COMPONENTES DE UN EDUCTOR	

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN



144

TESIS CON FALLA DE ORIGEN



SECCION DE ESTABILIZACION Y DESHIDRATACION

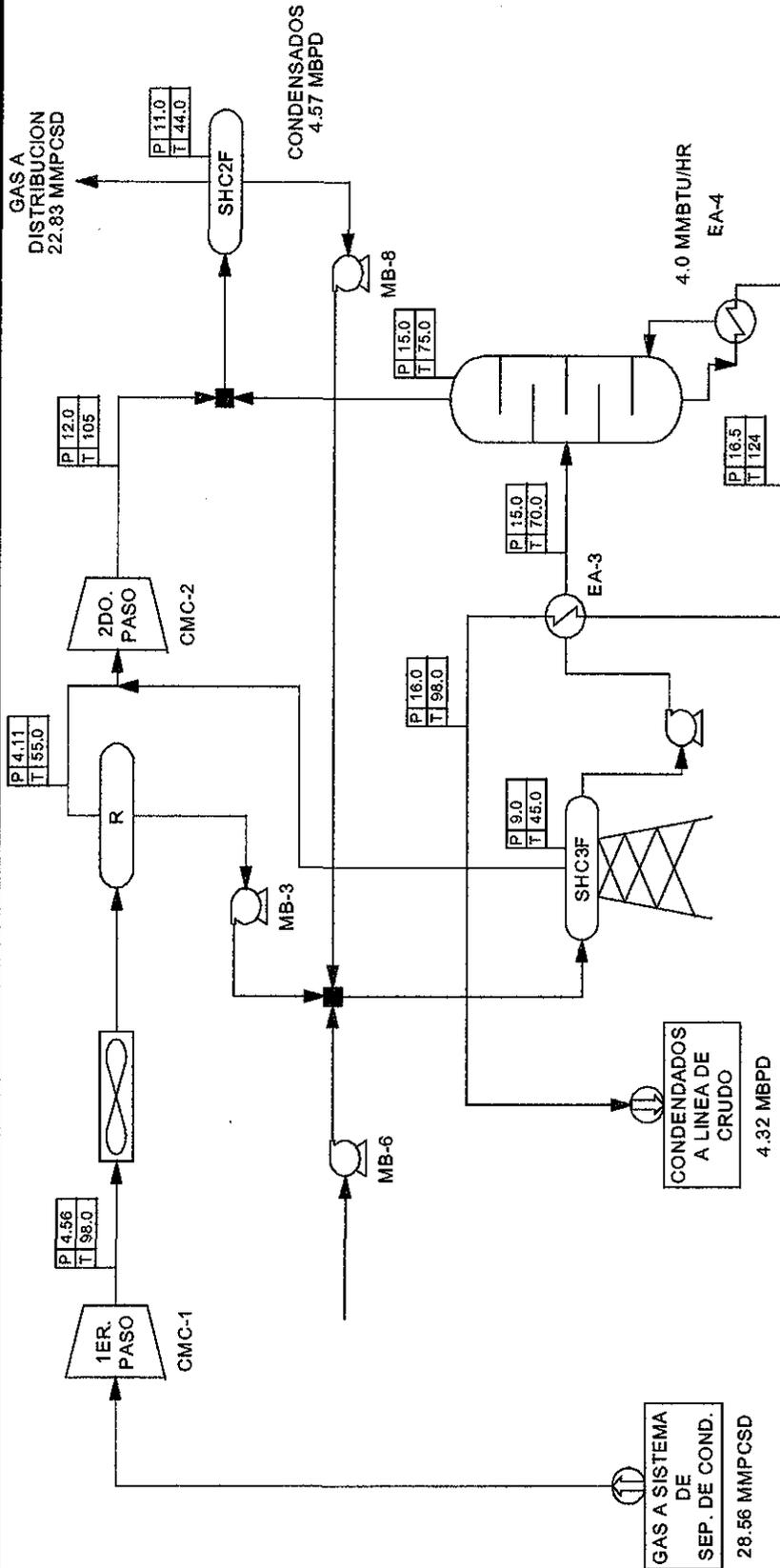
SIMBOLOGIA

- P (Kg/cm² man)
- T (Grad. C)
- 2 (Numero de corriente)

TESIS CON FALLA DE ORIGEN

DIVISION DE ESTUDIOS DE POSGRADO DE LA FACULTAD DE INGENIERIA.
U.N.A.M.
MAESTRIA EN ING. PETROLERA (PRODUCCION)
ALUMNO: FELIPE DE JESUS DIAZ GARCIA

FIGURA 4.13
ALTERNATIVA 3: VACIO CON EDUCTORES Y CALENTAMIENTO.

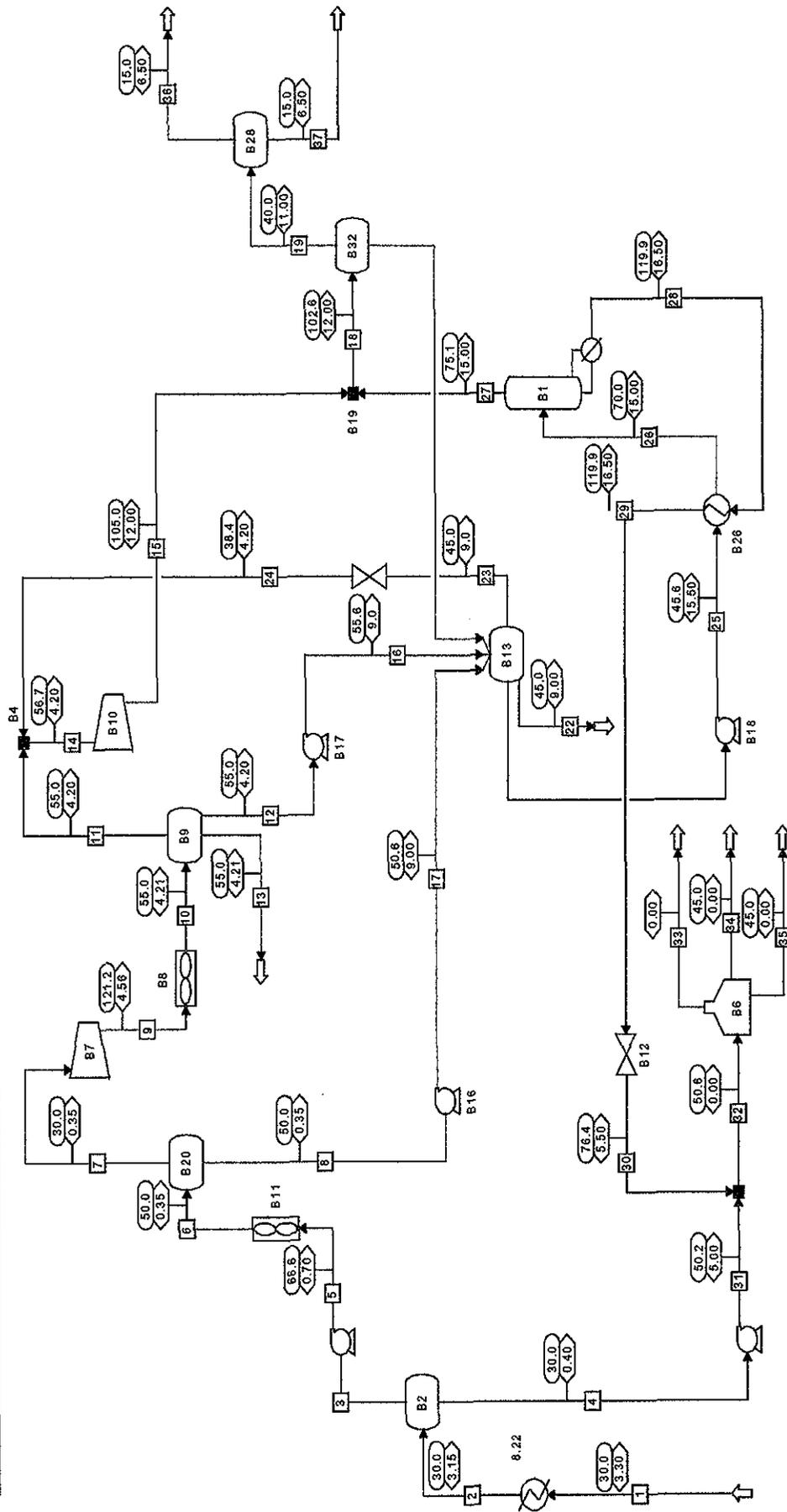


TESIS CON
 FALLA DE ORIGEN

DIVISION DE ESTUDIOS DE POSGRADO DE LA
 FACULTAD DE INGENIERIA.
U.N.A.M.
MAESTRIA EN ING. PETROLERA (PRODUCCION)
ALUMNO: FELIPE DE JESUS DIAZ GARCIA

FIGURA 4.14

SECCION DE MANEJO DE GAS Y CONDENSADO



SIMBOLOGIA
 () Temperatura (C)
 < > Presion (Kg/cm²)
 [] Numero de corriente

DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO CALENTAMIENTO Y VACIO CON EDUCADORES

DIVISION DE ESTUDIOS DE POSGRADO DE LA FACULTAD DE INGENIERIA.
U.N.A.M.
 MAESTRIA EN ING. PETROLERA (PRODUCCION)
 ALUMNO: FELIPE DE JESUS DIAZ GARCIA

FIGURA 4.15
 DIAGRAMA DE SIMULACION DEL PROCESO OBTENIDO CON ASPEN PLUS.

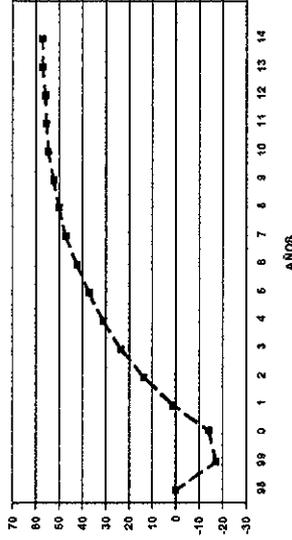
RESULTADO DEL ANALISIS ECONOMICO PARA LA ALTERNATIVA 1

(SIN CONSIDERAR INVERSION EN COMPRESIÓN EN EL CASO BASE)

PARÁMETROS DE RENTABILIDAD

VALOR PRESENTE NETO	56.75 MM DLS.
INVERSIÓN	17.33 MM DLS.
VPN/VPI	3.27
PERIODO DE RECUPERACIÓN	1.89 AÑOS
TASA INTERNA DE RETORNO	62.99 %

VALOR PRESENTE NETO
(MM USD)



ESTABILIZACION DE CRUDO CON CALENTAMIENTO

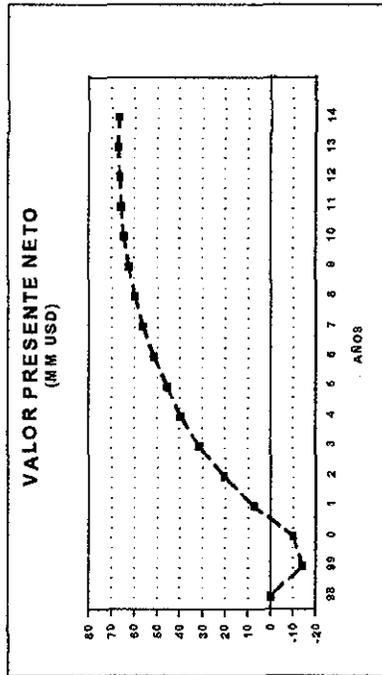
 DIVISION DE ESTUDIOS DE POSGRADO DE LA FACULTAD DE INGENIERIA. U.N.A.M. MAESTRIA EN ING. PETROLERA (PRODUCCION) ALUMNO FELIPE DE JESUS DIAZ GARCIA
FIGURA 5.1 ANALISIS DE RENTABILIDAD DE LA ALTERNATIVA 1

TESIS CON
 FALLA DE ORIGEN

RESULTADO DEL ANALISIS ECONOMICO PARA LA ALTERNATIVA 2

(SIN CONSIDERAR INVERSION EN COMPRESIÓN EN EL CASO BASE)

PARÁMETROS DE RENTABILIDAD	
VALOR PRESENTE NETO	66.76 MM DLS.
INVERSIÓN	14.31 MM DLS.
VPN/VPI	4.66
PERIODO DE RECUPERACIÓN	1.58 AÑOS
TASA INTERNA DE RETORNO	82.50 %



VACÍO CON BOMBA DE ANILLO LÍQUIDO Y CALENTAMIENTO A 50 °C

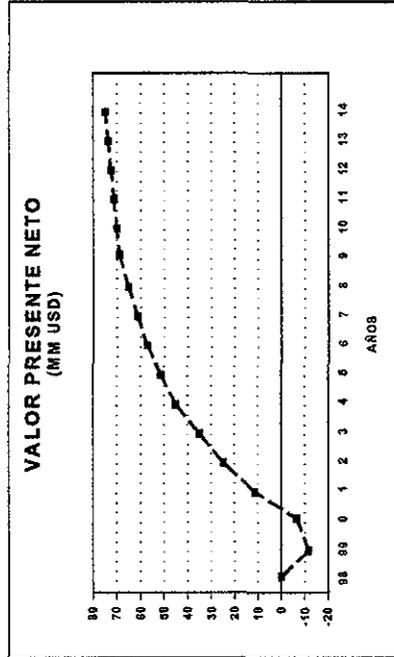
 DIVISION DE ESTUDIOS DE POSGRADO DE LA FACULTAD DE INGENIERIA. U.N.A.M.
MAESTRIA EN ING. PETROLERA (PRODUCCION) ALUMNO: FELIPE DE JESUS DIAZ GARCIA
FIGURA 5.2 ANALISIS DE RENTABILIDAD DE LA ALTERNATIVA 2

TESIS CON
 FALLA DE ORIGEN

RESULTADO DEL ANALISIS ECONOMICO PARA LA ALTERNATIVA 3

(SIN CONSIDERAR INVERSION EN COMPRESIÓN EN EL CASO BASE)

PARÁMETROS DE RENTABILIDAD	
VALOR PRESENTE NETO	73.31 MM DLS.
INVERSIÓN	11.80 MM DLS.
VPN/VPPI	6.21
PERIODO DE RECUPERACIÓN	1.38 AÑOS
TASA INTERNA DE RETORNO	102.60 %

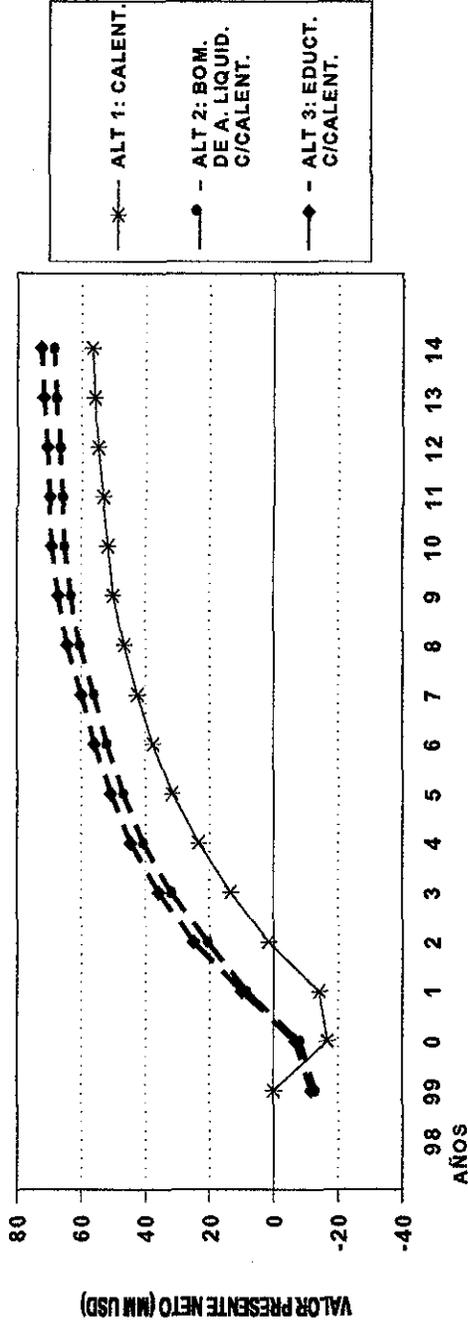


VACÍO CON EDUCTORES Y CALENTAMIENTO A 50 °C

 DIVISION DE ESTUDIOS DE POSGRADO DE LA FACULTAD DE INGENIERIA. U.N.A.M.
MAESTRIA EN ING. PETROLERA (PRODUCCION) ALUMNO: FELIPE DE JESUS DIAZ GARCIA
FIGURA 5.3 ANALISIS DE RENTABILIDAD DE LA ALTERNATIVA 3

TESIS CON
 FALLA DE ORIGEN

RESULTADOS DEL ANALISIS ECONOMICO (SIN CONSIDERAR INVERSION EN COMPRESION EN EL CASO BASE)



ALTERNATIVA DE VACIO

	DIVISION DE ESTUDIOS DE POSGRADO DE LA FACULTAD DE INGENIERIA.
U.N.A.M.	
MAESTRIA EN ING. PETROLERA (PRODUCCION)	
ALUMNO: FELIPE DE JESUS DIAZ GARCIA	
FIGURA 5.4	
EVALUACION ECONOMICA DE ALTERNATIVAS CONSIDERANDO EL CASO BASE.	

MANEJO DE CRUDO LIGERO EN LA TERMINAL MARITIMA

TEMPERATURA AMBIENTE: 31°C

FECHA: 28/07/98

CORRIENTES				LLEGADA DE CORRIENTES			
	T (°C)	% AL	% E	% AT	% SED	ER	SALINIDAD (LMB)
LINEA 3	40	0.5	2.7	3.1	TZ	0.1	260
LINEA 4	43	0.3	1.0	1.2	0.0	TZ	130
CASTARRICAL	30	0.1	0.1	0.1	0.0	0.5	110
CUNDUACAN	38	0.2	0.0	0.1	0.0	0.0	115
PTO. CEIBA	43	TZ	0.0	TZ	0.0	0.0	80

LLEGADA DE CORRIENTES				SALIDA DE CORRIENTES			
TANQUES	T (°C)	%AL	%E	%AT	%SED	ER	SAL (LMB)
T.D. 2002	41	1.3	0.7	1.8	0.0	0.0	S/D
T.D. 2005	40	2.7	0.5	3.0	TZ	TZ	S/D
T.D. 2006	37	0.9	1.5	2.5	0.0	0.1	S/D

CASA DE BOMBAS	T (°C)	%AL	%E	%AT	%SED	ER	SAL (LMB)
NUMERO 2	42	0.2	0.0	0.2	TZ	0.0	S/D

SIMBOLOGIA	
AL	AGUA LIBRE
AT	AGUA TOTAL
E	EMULSION
ER	EMULSION RESIDUAL
SED	SEDIMENTOS

	DIVISION DE ESTUDIOS DE POSGRADO DE LA FACULTAD DE INGENIERIA. U.N.A.M.
MAESTRIA EN ING. PETROLERA (PRODUCCION)	
ALUMNO: FELIPE DE JESUS DIAZ GARCIA	
TABLA No. IV-1	

**TESIS CON
FALLA DE ORIGEN**

MANEJO DE CRUDO LIGERO EN LA TERMINAL MARITIMA.

TEMPERATURA AMBIENTE: 36 °C

FECHA: 30/07/98

CORRIENTES		LLEGADA DE CORRIENTES						SALINIDAD (LMB)	
	T (°C)	%AL	%E	%AT	%SED	ER			
LINEA 3	42	0.5	1.8	2.2	TZ	TZ		180	
LINEA 4	43	0.4	0.8	1.0	0.0	TZ		115	
CASTARRICAL	32	0.2	0.0	0.2	0.0	0.0		120	
CUNDUACAN	39	0.1	0.0	0.1	0.0	0.0		95	
PTO.CEIBA	44	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0		80	

TANQUES	LLEGADA DE CORRIENTES						SALIDA DE CORRIENTES							
	T (°C)	%AL	%E	%AT	%SED	ER	SAL (LMB)	T (°C)	%AL	%E	%AT	%SED	ER	SAL (LMB)
T.D. 2002	42	2.0	0.5	2.2	0.0	0.0	S/D	40	0.15	0.0	0.15	0.0	0.0	S/D
T.D. 2005	41	2.8	0.8	3.2	TZ	TZ	S/D	39	0.2	0.0	0.2	TZ	TZ	S/D
T.D. 2006	37	1.0	0.5	1.5	0.0	TZ	S/D	35	0.2	0.0	0.2	0.0	TZ	S/D

CASA DE BOMBAS	T (°C)	%AL	%E	%AT	%SED	ER	SAL (LMB)
NUMERO 2	43	0.3	0.0	0.3	TZ	0.0	S/D

SIMBOLOGIA	
AL	AGUA LIBRE
AT	AGUA TOTAL
E	EMULSION
ER	EMULSION RESIDUAL
SED	SEDIMENTOS



DIVISION DE ESTUDIOS DE POSGRADO DE LA
 FACULTAD DE INGENIERIA.
U.N.A.M.

MAESTRIA EN ING. PETROLERA (PRODUCCION)
ALUMNO: FELIPE DE JESUS DIAZ GARCIA

TABLA No. IV-2

TESTIS CON FALLA DE ORIGEN

MANEJO DE CRUDO LIGERO EN LA TERMINAL MARITIMA.

TEMPERATURA AMBIENTE: 35 °C

FECHA: 2/08/98

CORRIENTES		LLEGADA DE CORRIENTES							SALINIDAD (LMB)	
	T (°C)	%AL	%E	%SED	%AT	%AL	%E	%SED	ER	
LINEA 3	41	0.15	2.0	0.0	2.8	0.0	0.0	0.0	0.1	220
LINEA 4	39	0.5	0.6	0.0	1.0	0.0	0.0	0.0	0.2	190
CASTARRICAL	35	TZ	0.0	0.0	0.1	0.0	0.0	0.0	0.5	120
CUNDUACAN	40	0.1	0.0	0.0	0.1	0.0	0.0	0.0	0.0	90
PTO.CEIBA	43	0.3	0.0	0.0	0.3	0.0	0.0	0.0	0.0	90

TANQUES	LLEGADA DE CORRIENTES							SALIDA DE CORRIENTES						
	T (°C)	%AL	%E	%SED	%AT	ER	SAL (LMB)	T (°C)	%AL	%E	%SED	%AT	ER	SAL (LMB)
T.D. 2002	40	1.8	0.5	0.0	2.0	0.0	S/D	38	0.2	0.0	0.2	0.2	0.0	S/D
T.D. 2005	42	2.7	1.0	0.0	3.0	TZ	S/D	38	0.2	TZ	0.2	0.2	TZ	S/D
T.D. 2006	36	0.8	1.2	0.0	1.8	0.2	S/D	34	0.3	0.0	0.3	0.0	TZ	S/D

CASA DE BOMBAS	T (°C)	%AL	%E	%SED	%AT	ER	SAL (LMB)
NUMERO 2	42	0.5	0.0	0.0	0.5	0.0	S/D

SIMBOLOGIA	
AL	AGUA LIBRE
AT	AGUA TOTAL
E	EMULSION
ER	EMULSION RESIDUAL
SED	SEDIMENTOS

TESIS CON
 FALLA DE ORIGEN


 DIVISION DE ESTUDIOS DE POSGRADO DE LA FACULTAD DE INGENIERIA.
U.N.A.M.
MAESTRIA EN ING. PETROLERA (PRODUCCION)
ALUMNO: FELIPE DE JESUS DIAZ GARCIA
 TABLA No. IV-3

154

RESULTADOS PROMEDIO DEL ANALISIS DE CADA CORRIENTE Y MEZCLA

CORRIENTE	T (°C)	AL (%)	E (%)	AT (%)	SED ₁ (%)	SAL (LMB)
LINEA 3	41	0.38	2.2	2.7	TZ	220
LINEA 4	41	0.4	0.8	1.0	0.0	118
CUNDUACAN	39	0.1	0.0	0.1	0.0	100
CASTARRICAL	32	0.1	0.03	0.13	0.0	117
PUERTO CEIBA	43	0.1	0.0	0.1	0.0	83

MEZCLA REAL	39	0.7	2.6	3.1	0.0	190
MEZCLA SINTETICA CON 5 % DE SALMUERA (1)	30	3.0	7.0	9.0	TZ	180

(1) Mezcla preparada proporcionalmente, de acuerdo a los volúmenes de las cargas manejadas, con la adición del 5 % de agua.

SIMBOLOGIA	
AL	AGUA LIBRE
AT	AGUA TOTAL
E	EMULSION
ER	EMULSION RESIDUAL
SED	SEDIMENTOS

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN



DIVISION DE ESTUDIOS DE POSGRADO DE LA
FACULTAD DE INGENIERIA.
U.N.A.M.

MAESTRIA EN ING. PETROLERA (PRODUCCION)
ALUMNO: FELIPE DE JESUS DIAZ GARCIA

TABLA No. IV-4

EVALUACION DE ADITIVOS DESEMULSIFICANTES (T = 20°C)

PRODUCTO	DOSIFICACION (GMB)	TIEMPO DE ASENTAMIENTO (HORAS)	
		6	8
DESIMP - 56B	0.35	5	8
BAKER	0.35	6	8
IMP - D - 120	0.35	8	9

VOLUMEN DE AGUA SEPARADA (%)	
5	8
6	8
8	9

PRODUCTO	CALIDAD DEL ACEITE TRATADO		
	AL (%)	E (%)	ER (%)
DESIMP - 56B	0.1	0.1	0.0
BAKER	0.2	0.0	0.0
IMP - D - 120	TZ	0.0	0.0

SIMBOLOGIA	
AL	AGUA LIBRE
AT	AGUA TOTAL
E	EMULSION
ER	EMULSION RESIDUAL
SED	SEDIMENTOS

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN



DIVISION DE ESTUDIOS DE POSGRADO DE LA
FACULTAD DE INGENIERIA.
U.N.A.M.

MAESTRIA EN ING. PETROLERA (PRODUCCION)
ALUMNO: FELIPE DE JESUS DIAZ GARCIA

TABLA No. IV-5

EVALUACION DE ADITIVOS DESEMULSIFICANTES (T = 30°C)

PRODUCTO	DOSIFICACION (GMB)	TIEMPO DE ASENTAMIENTO (HORAS)	
		6	8
DESIMP - 56B	0.35	5	8
BAKER	0.35	5	8
IMP - D - 120	0.35	8	9

VOLUMEN DE AGUA SEPARADA (%)	
6	10

PRODUCTO	CALIDAD DEL ACEITE TRATADO		
	%AL	%E	%AT
DESIMP - 56B	0.4	0.0	0.4
BAKER	0.7	0.1	0.7
IMP - D - 120	TZ	TZ	TZ

SIMBOLOGIA	
AL	AGUA LIBRE
AT	AGUA TOTAL
E	EMULSION
ER	EMULSION RESIDUAL
SED	SEDIMENTOS

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

	DIVISION DE ESTUDIOS DE POSGRADO DE LA FACULTAD DE INGENIERIA.
U.N.A.M.	
MAESTRIA EN ING. PETROLERA (PRODUCCION)	
ALUMNO: FELIPE DE JESUS DIAZ GARCIA	
TABLA No. IV-6	

EVALUACION DE ADITIVOS DESEMULSIFICANTES (T = 40°C)

PRODUCTO	DOSIFICACION (GMB)	TIEMPO DE ASENTAMIENTO (HORAS)		
		6	8	10
DESIMP - 56B	0.35		8	9
BAKER	0.35		8	8
IMP - D - 120	0.35		9	9

PRODUCTO	CALIDAD DEL ACEITE TRATADO		
	AL (%)	E (%)	AT (%)
DESIMP - 56B	0.1	0.0	0.1
BAKER	TZ	0.0	TZ
IMP - D - 120	0.0	0.0	0.0

SIMBOLOGIA	
AL	AGUA LIBRE
AT	AGUA TOTAL
E	EMULSION
ER	EMULSION RESIDUAL
SED	SEDIMENTOS

TESIS CON FALLA DE ORIGEN

	DIVISION DE ESTUDIOS DE POSGRADO DE LA FACULTAD DE INGENIERIA. U.N.A.M.
MAESTRIA EN ING. PETROLERA (PRODUCCION)	
ALUMNO: FELIPE DE JESUS DIAZ GARCIA	
TABLA No. IV-7	

Resultados de la Simulación del Caso Base para la producción de cada año en el horizonte de estudio del 2000 al 2012.

AÑO	Flujo de aceite (bpd)	Gas a comp. (mmpcd)	Gas a Cund. (mmpcd)	Gas en Deshid. (mmpcd)	Acete Deshid. (bpd)	Gas en Transp. (mmpcd)	Acete Comer. (bpd)	Gas total Liberado (mmpcd)
Diseño	60000	15.73	15.25	0.76	560388	1.83	559147	2.59
2000	587296	15.40	14.92	0.74	548523	1.79	547308	2.53
2001	504180	13.22	12.81	0.63	470894	1.54	469851	2.17
2002	423101	11.09	10.75	0.53	395168	1.29	394292	1.87
2003	370231	9.71	9.41	0.47	345788	1.13	345022	1.60
2004	315652	8.27	8.02	0.40	294813	0.96	294159	1.36
2005	275112	7.21	6.99	0.35	256949	0.84	256380	1.19
2006	257791	6.76	6.55	0.32	240772	0.79	240238	1.11
2007	238848	6.26	6.07	0.30	223079	0.73	222585	1.03
2008	205880	5.40	5.23	0.26	192288	0.63	191862	0.89
2009	177143	4.64	4.50	0.22	165448	0.54	165081	0.76
2010	132894	3.48	3.38	0.17	124120	0.40	123845	0.57
2011	74731	1.96	1.90	0.09	69797	0.23	69642	0.32
2012	62139	1.63	1.58	0.08	58036	0.19	57908	0.27



DIVISION DE ESTUDIOS DE POSGRADO DE LA FACULTAD DE INGENIERIA.

U.N.A.M.

MAESTRIA EN ING. PETROLERA (PRODUCCION)

ALUMNO: FELIPE DE JESUS DIAZ GARCIA

TABLA No. IV-8

CONCEPTO	EQUIPO	1998	1999	2000	2001	2002	2003	2004	2005	2006	2007	2008	2009	2010	2011	2012
AREA DE TRAMPAS	COSTO MITO ANUAL (MMUSD)	0.21	0	0	0	0.21	0	0	0	0.21	0	0	0	0.21	0	0
	SUBTOTAL (MMUSD)	0.21	0	0	0	0.21	0	0	0	0.21	0	0	0	0.21	0	0
ESTABILIZADO	EQUIPOS EN OPERACION	3	3	3	2	2	2	2	2	1	1	1	1	1	1	1
	COSTO OP. PERSONAL (MMUSD)	0.077	0.077	0.077	0.051	0.051	0.051	0.051	0.051	0.026	0.026	0.026	0.026	0.026	0.026	0.026
	COSTO MITO ANUAL (MMUSD)	0.076	0.076	0.076	0.051	0.051	0.051	0.051	0.051	0.026	0.026	0.026	0.026	0.026	0.026	0.026
	SUBTOTAL (MMUSD)	0.1	0.1	0.1	0.1	0.1	0.1	0.1	0.1	0.1	0.1	0.1	0.1	0.1	0.1	0.1
SEPARADOR DE CONDENSADOS	EQUIPO EN OPER.	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1
	SUBTOTAL (MMUSD)	0.022	0.022	0.022	0.022	0.022	0.022	0.022	0.022	0.022	0.022	0.022	0.022	0.022	0.022	0.022
SIST. DE DESFOGUE A QUEMADOR	EQUIPO EN OPER.	0.2	0	0	0	0.2	0	0	0	0.2	0	0	0	0.2	0	0
	SUBTOTAL (MMUSD)	0.2	0	0	0	0.2	0	0	0	0.2	0	0	0	0.2	0	0
MOTOBOMBA DE TRASIEGO (SEP. DE CONDENSADOS)	EQUIPO EN OPER.	0.006	0.006	0.006	0.006	0.006	0.006	0.006	0.006	0.006	0.006	0.006	0.006	0.006	0.006	0.006
	SUBTOTAL (MMUSD)	0.006	0.006	0.006	0.006	0.006	0.006	0.006	0.006	0.006	0.006	0.006	0.006	0.006	0.006	0.006
CASA DE BOMBAS 5*	EQUIPO EN OPER. NORMAL	3	3	3	2	2	2	2	2	1	1	1	1	1	1	1
	COSTO OP. GAS COMB. (MMUSD)	0.964	0.964	0.964	0.643	0.643	0.643	0.643	0.643	0.321	0.321	0.321	0.321	0.321	0.321	0.321
CASA DE BOMBAS 1	COSTO DE PERSONAL (MMUSD)	0.121	0.121	0.121	0.121	0.121	0.121	0.121	0.121	0.121	0.121	0.121	0.121	0.121	0.121	0.121
	COSTO MITO. (MMUSD)	0.1083	0.1083	0.1083	0.0729	0.0729	0.0729	0.0729	0.0729	0.0364	0.0364	0.0364	0.0364	0.0364	0.0364	0.0364
CASA DE BOMBAS 2	COSTO MITO. MAYOR (USD)	0.2	0.2	0.2	0.1333	0.1333	0.1333	0.1333	0.1333	0.0667	0.0667	0.0667	0.0667	0.0667	0.0667	0.0667
	SUBTOTAL (MMUSD)	1.1948	1.1948	1.1948	0.9702	0.9702	0.9702	0.9702	0.9702	0.4769	0.4769	0.4769	0.4769	0.4769	0.4769	0.4769
CASA DE BOMBAS 4*	EQUIPO EN OPER. NORMAL	3	3	3	2	2	2	2	2	1	1	1	1	1	1	1
	COSTO ENERGIA ELECT. (MMUSD)	1.8421	1.8421	1.8421	1.2947	1.2947	1.2947	1.2947	1.2947	0.7929	0.7929	0.7929	0.7929	0.7929	0.7929	0.7929
CASA DE BOMBAS 4*	COSTO DE PERSONAL (MMUSD)	0.0605	0.0605	0.0605	0.0605	0.0605	0.0605	0.0605	0.0605	0.0605	0.0605	0.0605	0.0605	0.0605	0.0605	0.0605
	COSTO MITO. (MMUSD)	0.066	0.066	0.066	0.044	0.044	0.044	0.044	0.044	0.022	0.022	0.022	0.022	0.022	0.022	0.022
CASA DE BOMBAS 4*	EQUIPO EN OPER. NORMAL	6	6	6	5	5	4	4	4	3	3	3	3	3	3	3
	COSTO ENERGIA ELECT. (MMUSD)	3.5143	3.5143	3.5143	2.3428	2.3428	2.3428	2.3428	2.3428	1.7571	1.7571	1.7571	1.7571	1.7571	1.7571	1.7571
CASA DE BOMBAS 4*	COSTO DE PERSONAL (MMUSD)	0.0605	0.0605	0.0605	0.0605	0.0605	0.0605	0.0605	0.0605	0.0605	0.0605	0.0605	0.0605	0.0605	0.0605	0.0605
	COSTO MITO. (MMUSD)	0.13	0.13	0.13	0.11	0.11	0.11	0.11	0.11	0.066	0.066	0.066	0.066	0.066	0.066	0.066
DESHIDRATACION	EQUIPO EN OPER. (TD's)	3	3	3	3	3	3	3	3	2	2	2	2	2	2	2
	TIEMPO DE RESIDENCIA (HRS)	12	12	12	16	16	20	24	24	20	22	24	24	24	24	24
COMPRESORES	COSTO MITO. TANG. DESH. (MMUSD)	0.1689	0.1689	0.1689	0.1689	0.1689	0.1689	0.1689	0.1689	0.1126	0.1126	0.1126	0.1126	0.1126	0.1126	0.1126
	DESIG. DESMULLIFICANTE (LIG/HR)	0.0024	0.0024	0.0024	0.0027	0.0027	0.0027	0.0027	0.0027	0.0029	0.0029	0.0029	0.0029	0.0029	0.0029	0.0029
COMPRESORES	COSTO DEL TRATAMIENTO (MMUSD)	1.716722	1.6306	1.4712	1.4208	1.1824	1.0434	0.9884	0.8614	0.8072	0.8227	0.7091	0.6101	0.4994	0.2908	0.2935
	SANCCION POR EXCESO DE SAL (MMUSD)	0	0	0	10083.6	8462.02	7404.62	6313.04	5922.24	5165.82	4776.96	4117.6	3542.85	2857.88	1494.62	1242.78
COMPRESORES	EQUIPO EN OPER. (TV's)	5	5	5	5	5	5	5	5	3	3	3	3	3	3	3
	COSTO MITO. TANG. ALC. (MMUSD)	0.55	0.55	0.55	0.35	0.35	0.33	0.33	0.33	0.33	0.33	0.33	0.33	0.33	0.33	0.33
COMPRESORES	SUBTOTAL (MMUSD)	2.4356	2.495	2.1981	2.3411	1.8802	1.6901	1.5571	1.439	1.3528	1.3607	1.1777	1.0672	0.9387	0.8969	0.6445
	EQUIPO EN OPERACION	5	4	4	3	3	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2
COMPRESORES	COSTO ENERGIA ELECT. (MMUSD)	1.598	1.278	1.278	0.959	0.639	0.639	0.639	0.639	0.539	0.639	0.639	0.639	0.639	0.639	0.639
	EQUIPO EN OP. (COMB. INT)	2	1	2	2	2	2	2	2	1	1	1	1	1	1	1
COMPRESORES	COSTO DE GAS COMB. (MMUSD)	0.516	0.258	0.5164	0.5164	0.5164	0.5164	0.5164	0.5164	0.2582	0.2582	0.2582	0.2582	0.2582	0.2582	0.2582
	COSTO DE PERSONAL (MMUSD)	0.064	0.064	0.064	0.064	0.064	0.064	0.064	0.064	0.064	0.064	0.064	0.064	0.064	0.064	0.064
COMPRESORES	COSTO MITO. MC. C.I. (MMUSD)	0.43734	0.21867	0.43734	0.43734	0.43734	0.43734	0.43734	0.43734	0.21867	0.21867	0.21867	0.21867	0.21867	0.21867	0.21867
	COSTO MITO. MC. ELECT. (MMUSD)	0.7359	0.5872	0.5872	0.44154	0.29436	0.29436	0.29436	0.29436	0.29436	0.29436	0.29436	0.29436	0.29436	0.29436	0.29436
COMPRESORES	SUBTOTAL (MMUSD)	3.352	2.468	2.885	2.418	1.951	1.951	1.951	1.951	1.474	1.474	1.474	1.474	1.474	1.474	1.474
	Mes de CORRIDAS DE DIABLOS/AÑO	4	4	4	4	4	4	4	4	4	4	4	4	4	4	4
COMPRESORES	GAS AMARGO QUEMADO (MMUSD)	64	52	61	52	44	38	33	28	27	25	21	18	14	8	6
	COSTO DEL GAS QUEMADO (MMUSD)	0.129	0.1048	0.1212	0.1048	0.088	0.077	0.0656	0.0572	0.0536	0.0497	0.0428	0.0368	0.0276	0.0185	0.0129
COMPRESORES	SUBTOTAL (MMUSD)	0.129	0.1048	0.1212	0.1048	0.088	0.077	0.0656	0.0572	0.0536	0.0497	0.0428	0.0368	0.0276	0.0185	0.0129
	DOSIFICACION (GAL/HR)	0	0	0	0.0346	0.0346	0.0346	0.0346	0.0346	0.0346	0.0346	0.0346	0.0346	0.0346	0.0346	0.0346
COMPRESORES	DOSIFICACION (GAL/D)	0	0	0	3663.372	3074.252	2690.068	2283.527	1998.984	1873.109	1735.47	1495.924	1287.121	985.608	542.965	451.502
	COSTO DE REACTIVO (MMUSD)	0	0	0	16.982	14.251	12.47	10.832	9.286	8.583	8.045	6.834	5.966	4.478	2.517	2.093
COMPRESORES	SUBTOTAL (MMUSD)	0	0	0	16.982	14.251	12.47	10.832	9.286	8.583	8.045	6.834	5.966	4.478	2.517	2.093
	GRAN TOTAL (MMUSD)	14.831	12.509	11.873	28.496	23.861	21.425	18.834	16.476	16.259	13.694	12.394	11.31	9.795	5.384	5.915

Costo del kWh/yr. CFE (Tarifa horaria estresada): \$0.04528 USD = \$0.369
 Precio del gas húmedo amargado: \$17.316/MMPCF

Paridad del dólar considerada a Mayo '98. \$8.59/1 USD
 Se considera el 21% de fup total para exportación
 Sanccion por exceso de sal 0.06471 USD = \$0.47/Lb

PRONOSTICOS DE PRODUCCION DE ACEITE CRUDO LIGERO SIN CONSIDERAR FLUJOS DE LITORAL

AÑO	2000	2001	2002	2003	2004	2005	2006	2007	2008	2009	2010	2011	2012
MAESTRIA EN INGENIERIA PETROLERA.	1988	1989	1990	1991	1992	1993	1994	1995	1996	1997	1998	1999	2000
ALUMNO: FELIPE DE JESUS DIAZ GARCIA	685515	650922	587295	504180	423101	370221	315652	257191	238848	205890	177143	132884	82139
TEMPERATURA (°C)	38.5	37	33	30.5	28	26	24.5	24	23	21	20	19	19.5

160

U.N.A.M.
 MAESTRIA EN INGENIERIA PETROLERA.
 ALUMNO: FELIPE DE JESUS DIAZ GARCIA
TABLA IV - 9

INGRESOS POR COMERCIALIZACION DE GAS.

Caso Base	Horizonte					
	2000	2001	2002	2003	2004	2005
Q de gas amargo comercializado (MMPCD)	14.92	12.81	10.75	9.41	8.02	6.99
Q de gas amargo comercializado (MMPC/Año)	5445.80	4675.65	3923.75	3434.65	2927.30	2551.35
Ingresos por comer. del gas (MMUSD/Año)	10.98	9.43	7.91	6.92	5.90	5.14

Caso Base	Horizonte					
	2006	2007	2008	2009	2010	2012
Q de gas amargo comercializado (MMPCD)	6.55	6.07	5.23	4.50	3.38	1.58
Q de gas amargo comercializado (MMPC/Año)	2390.75	2215.55	1908.95	1642.50	1233.70	576.70
Ingresos por comer. del gas (MMUSD/Año)	4.82	4.47	3.85	3.31	2.49	1.16

Pgas = \$17318.00 /MMPCS (\$2016.00 USD/MMPCS) (Mayo/98).

 DIVISION DE ESTUDIOS DE POSGRADO DE LA FACULTAD DE INGENIERIA. U.N.A.M.
MAESTRIA EN ING. PETROLERA (PRODUCCION) ALUMNO: FELIPE DE JESUS DIAZ GARCIA
TABLA No. IV-10 INGRESOS DEL CASO BASE.

TESIS CON
 FALLA DE ORIGEN

161

**RESULTADOS DE LA SIMULACION PARA CONDICIONES DE DISEÑO
ALTERNATIVA 1**

Corriente	26	27	28	29	30	31	32	33	149	150
Temperatura °C	58.87	58.87	58.87	54.02	51.70	51.70	15.00	15.00	51.70	51.70
Presión KG/SQCMG	0.00	0.00	0.00	12.00	12.00	12.00	6.50	6.50	0.10	0.10
Fracc. Vapor	1.00	0.00	0.00	0.999	1.00	0.00	1.00	0.00	0.684	1.00
Flujo Masico KG/HR	149.11	3158486.25	180839.94	46306.83	42806.83	24482.89	36200.36	10106.47	100166.37	80329.35
Flujo Molar KMOL/HR	3.65	9345.85	10038.09	1196.27	1119.59	408.08	1007.21	189.05	2521.34	1724.75
Flujo Volum. CUM/HR	98.30	3807.23	188.33	2220.72	2064.93	36.61	3004.66	17.42	41392.56	41370.24

Fracción Mol

H2O	0.22000	0.00000	0.99999	0.01160	0.01200	0.19000	0.00250	0.06000	0.38500	0.12100
CO2	0.01400	0.00013	0.00000	0.02900	0.03000	0.00500	0.03400	0.00400	0.01400	0.02060
H2S	0.04000	0.00113	0.00001	0.07100	0.07000	0.02400	0.07900	0.02800	0.03500	0.05100
N2	0.00080	0.00000	0.00000	0.00120	0.00130	0.00003	0.00150	0.00002	0.00060	0.00089
C1	0.09800	0.00063	0.00000	0.17700	0.18627	0.01030	0.20800	0.01100	0.08430	0.12300
C2	0.14800	0.00362	0.00000	0.22500	0.22717	0.05200	0.25400	0.06900	0.10960	0.16012
C3	0.22700	0.01400	0.00000	0.27800	0.27000	0.17500	0.28070	0.26600	0.15200	0.22208
IC4	0.04000	0.00500	0.00000	0.04400	0.04000	0.05700	0.03600	0.08800	0.02900	0.04280
C4	0.11500	0.02100	0.00000	0.11800	0.11000	0.19900	0.08500	0.29200	0.08600	0.12540
IC5	0.02200	0.00900	0.00000	0.01800	0.01700	0.06500	0.00850	0.07200	0.02000	0.02800
C5	0.02100	0.01060	0.00000	0.01600	0.01500	0.07060	0.00640	0.06900	0.02000	0.02900
C6	0.00500	0.00600	0.00000	0.00220	0.00200	0.02300	0.00039	0.01200	0.00500	0.00830
PC220F	0.02300	0.09780	0.00000	0.00360	0.00300	0.10200	0.00020	0.02200	0.03500	0.04580
PC276F	0.00700	0.08200	0.00000	0.00032	0.00021	0.01800	0.00001	0.00190	0.01200	0.01370
PC326F	0.00300	0.09100	0.00000	0.00004	0.00001	0.00300	0.00000	0.00024	0.00500	0.00460
PC400F	0.00130	0.17840	0.00000	0.00000	0.00000	0.00015	0.00000	0.00002	0.00300	0.00088
PC500F	0.00010	0.12880	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00031	0.00001
PC598F	0.00001	0.10120	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00003	0.00000
PC699F	0.00000	0.07220	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000
PC799F	0.00000	0.05300	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000
PC897F	0.00000	0.04000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000
PC1199F	0.00000	0.07900	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000

Volumen Estandar @ 60

Líquido BBL/D	0.00	555526.25	27351.55	14.05	0.00	5912.17	0.00	2681.01	3298.09	0.00
Vapor MMCF/D	0.07	0.00	0.00	22.71	21.27	0.00	19.13	0.00	32.76	32.76

Otras propiedades

PM promedio	40.88	337.96	18.02	38.71	38.23	59.99	35.94	53.46	39.73	46.57
Densidad GM/CC	0.00	0.83	0.96	0.02	0.02	0.67	0.01	0.58	0.00	0.00
Grados API	140.22	33.06	10.00	186.71	188.54	98.88	204.78	121.96	116.66	139.53
H2O BSL/D	2.19	0.01	27351.10	38.06	38.06	213.44	7.08	30.98	2646.54	572.01
PVV @ 38°C PSI	0.00	9.23	3.40	143.31	0.00	149.09	0.00	170.69	11.91	0.00
Conc H2S MG/L	61.79	94.12	10.03	1316.22	1300.22	9272.42	912.10	10470.98	73.12	73.12

U.N.A.M.
DIVISION DE ESTUDIOS DE POSGRADO F.I.
MAESTRIA EN INGENIERIA PETROLERA.

ALUMNO: FELIPE DE JESUS DIAZ GARCIA
TABLA IV_11(1 DE 2)

162

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

**RESULTADOS DE LA SIMULACION PARA CONDICIONES DE DISEÑO
ALTERNATIVA 1**

Corriente	151	152	153	154	155	157
Temperatura °C	51.70	52.14	51.70	67.94	67.94	67.94
Presión KG/SQCMG	0.10	12.00	12.00	12.00	12.00	12.00
Fracc.Vapor	0.00	0.00	0.74	0.000	1.00	0.00
Flujo Masico KG/HR	19837.01	19837.01	67119.74	40108.67	170.05	15128.95
Flujo Molar KMOL/HR	796.59	796.59	1523.55	444.30	4.12	839.69
Flujo Volum. CUM/HR	22.32	22.31	2156.33	66.33	8.11	15.91

Fracción Mol

H2O	0.95500	0.95500	0.06050	0.00000	0.02800	0.99988
CO2	0.00001	0.00001	0.02330	0.00450	0.04400	0.00000
H2S	0.00006	0.00006	0.05800	0.02200	0.08700	0.00012
N2	0.00000	0.00000	0.00100	0.00002	0.00077	0.00000
C1	0.00004	0.00004	0.13900	0.00900	0.12020	0.00000
C2	0.00020	0.00020	0.18040	0.04900	0.19600	0.00000
C3	0.00079	0.00079	0.24850	0.16900	0.28500	0.00000
iC4	0.00035	0.00035	0.04700	0.05600	0.04700	0.00000
C4	0.00134	0.00134	0.13700	0.20000	0.13100	0.00000
iC5	0.00070	0.00070	0.03050	0.06800	0.02200	0.00000
C5	0.00085	0.00085	0.03030	0.07500	0.02080	0.00000
C6	0.00061	0.00061	0.00770	0.02800	0.00350	0.00000
PC220F	0.01174	0.01174	0.02900	0.19100	0.00780	0.00000
PC276F	0.00991	0.00991	0.00500	0.07000	0.00110	0.00000
PC326F	0.00889	0.00889	0.00083	0.03300	0.00024	0.00000
PC400F	0.00768	0.00768	0.00004	0.01700	0.00003	0.00000
PC500F	0.00095	0.00095	0.00000	0.00170	0.00000	0.00000
PC598F	0.00009	0.00009	0.00000	0.00016	0.00000	0.00000
PC699F	0.00001	0.00001	0.00000	0.00001	0.00000	0.00000
PC799F	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000
PC897F	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000
PC1199F	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000

Volumen Estandar @ 60

Líquido BBL/D	3298.09	3298.09	5692.23	9201.75	0.00	2288.50
Vapor MMCUFT/D	0.00	0.00	21.50	0.00	0.08	0.00

Otras propiedades

PM promedio	24.90	24.90	44.05	90.27	41.23	18.02
Densidad GM/CC	0.89	0.89	0.03	0.60	0.02	0.95
Grados API	23.06	24.06	155.86	85.79	178.62	10.08
H2O BBL/D	2074.53	2074.53	251.18	0.00	0.32	2287.66
PVV @ 38°C PSI	11.91	11.91	145.61	110.13	0.00	662.37
Conc H2S MG/L	78.49	78.52	1396.81	5097.93	1523.07	222.05

U.N.A.M.

DIVISION DE ESTUDIOS DE POSGRADO, F.I.
MAESTRIA EN INGENIERIA PETROLERA.
ALUMNO: FELIPE DE JESUS DIAZ GARCIA.
TABLA IV - 11 (2 DE 2)

163

**TESIS CON
FALLA DE ORIGEN**

TABLA DE DATOS Y RESULTADOS EN SEPARADORES DE ESTABILIZADO EN LA TERMINAL MARITIMA DE DOS BOCAS, TAB.

CTO – RMSO: SEPARADORES DE ESTABILIZADO DOS BOCAS.
SEPARADOR: CRUDO LIGERO.

DATOS

Di = 152 pg
Lss = 60 pies
P = 0.1 lb/pg2 man
T = 122 °F
SGG = 1.3 (aire=1)
h = 6.33333 pies

El Separador es de tipo horizontal.

RESULTADOS

Gasto máximo de liquido: 363589 bpd @ c.f.
Volumen de liquido en separador: 2835.288 pies³
Gasto máximo de gas: 58.4898 mmpcd @ c.s.
Factor de compresibilidad en gas: 0.9897653 adim.
Tiempo de residencia de liquido en separador: tr = 2 min.

CTO – RMSO: SEPARADORES DE ESTABILIZADO DOS BOCAS.
SEPARADOR: CRUDO LIGERO.

DATOS

Di = 152 pg
Lss = 60 pies
P = 0.1 lb/pg2 man
T = 122 °F
SGG = 1.3 (aire=1)
h = 5.5 pies

El Separador es de tipo horizontal.

RESULTADOS

Gasto máximo de liquido: 302852.6 bpd @ c.f.
Volumen de liquido en separador: 2361.662 pies³
Gasto máximo de gas: 58.48398 mmpcd @ c.s.
Factor de compresibilidad en gas: 0.9897653 adim.
Tiempo de residencia de liquido en separador: tr = 2 min.

	DIVISION DE ESTUDIOS DE POSGRADO DE LA FACULTAD DE INGENIERIA.
U.N.A.M.	
MAESTRIA EN ING. PETROLERA (PRODUCCION)	
ALUMNO: FELIPE DE JESUS DIAZ GARCIA	
TABLA No. IV-12	

RESULTADOS DE LA SIMULACION PARA CONDICIONES DE DISEÑO
ALTERNATIVA 2

Corriente	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30
Temperatura °C	45.00	45.00	45.00	38.69	45.60	70.00	75.75	124.10	97.80	81.22
Presión KG/SQCMG	9.00	9.00	9.00	4.20	15.50	15.00	15.00	16.50	16.00	5.50
Frac. Vapor	0.00	0.00	1.00	1.00	0.00	1.00	1.00	0.00	0.00	0.21
Flujo Masico KG/HR	26341.58	5665.33	188.55	188.55	26341.58	3946.58	3946.58	22395.03	22395.03	22395.03
Flujo Molar KMOL/HR	337.18	314.47	4.76	4.76	337.18	88.69	88.69	248.48	248.48	248.48
Flujo Volum. CUM/HR	43.47	5.72	11.54	22.78	43.51	137.78	137.78	43.05	39.68	251.77

Fración Mol

H2O	0.0000	1.0000	0.0100	0.0100	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
CO2	0.0040	0.0000	0.0400	0.0400	0.0040	0.0040	0.0100	0.0000	0.0000	0.0000
H2S	0.0200	0.0000	0.0900	0.0900	0.0200	0.0200	0.1000	0.0002	0.0002	0.0002
N2	0.0000	0.0000	0.0008	0.0008	0.0000	0.0000	0.0001	0.0000	0.0000	0.0000
C1	0.0080	0.0000	0.1200	0.1200	0.0080	0.0080	0.0300	0.0000	0.0000	0.0000
C2	0.0500	0.0000	0.2200	0.2200	0.0500	0.0500	0.2100	0.0006	0.0006	0.0006
C3	0.2000	0.0000	0.2900	0.2900	0.2000	0.2000	0.3600	0.1400	0.1400	0.1400
IC4	0.0600	0.0000	0.0400	0.0400	0.0600	0.0600	0.0500	0.0700	0.0700	0.0700
C4	0.2300	0.0000	0.1100	0.1100	0.2300	0.2300	0.1500	0.2600	0.2600	0.2600
IC5	0.0700	0.0000	0.0600	0.0600	0.0700	0.0700	0.0200	0.0900	0.0900	0.0900
C5	0.0700	0.0000	0.0100	0.0100	0.0700	0.0700	0.0030	0.0300	0.0300	0.0300
C6	0.0200	0.0000	0.0100	0.0100	0.0200	0.0200	0.0060	0.1900	0.1900	0.1900
PC220F	0.1400	0.0000	0.0010	0.0010	0.1400	0.1400	0.0009	0.0600	0.0600	0.0600
PC278F	0.0400	0.0000	0.0030	0.0030	0.0400	0.0400	0.0002	0.0200	0.0200	0.0200
PC328F	0.0100	0.0000	0.0004	0.0004	0.0100	0.0100	0.0000	0.0100	0.0100	0.0100
PC400F	0.0070	0.0000	0.0001	0.0001	0.0070	0.0070	0.0000	0.0008	0.0008	0.0008
PC500F	0.0006	0.0000	0.0000	0.0000	0.0006	0.0006	0.0000	0.0001	0.0001	0.0001
PC598F	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
PC699F	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
PC799F	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
PC897F	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
PC1199F	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000

Volumen Estandar @ 60

Liquido BBL/D	6292.54	856.86	0.00	0.00	6292.54	6292.54	0.00	5129.79	5129.79	4319.46
Vapor MMCFU/D	0.00	0.00	0.09	0.09	0.00	0.00	1.68	0.00	0.00	1.01

Otras propiedades

P/M promedio	78.12	18.02	39.64	39.64	78.12	78.12	44.50	90.13	90.13	90.13
Densidad GM/CC	0.61	0.99	0.02	0.01	0.61	0.57	0.03	0.52	0.56	0.09
Grados API	95.54	10.00	190.33	190.33	95.54	95.54	168.39	82.70	82.70	82.70
H2O BBL/D	0.00	856.86	0.14	0.14	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
PVV @ 38°C PSI	125.19	0.96	0.00	0.00	125.19	125.19	0.00	46.71	46.71	35.50
Conc H2S MG/L	7002.68	0.00	1342.45	680.26	6995.74	6625.31	2196.32	41.69	45.22	7.13

U.N.A.M.

DIVISION DE ESTUDIOS DE POSGRADO F. I.

ALUMNO: FELIPE DE JESUS DIAZ GARCIA.

TABLA IV_13 (1de4)

165

TESIS CON FALLA DE ORIGEN

RESULTADOS DE LA SIMULACION PARA CONDICIONES DE DISEÑO
ALTERNATIVA 2

Corriente	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30
Temperatura °C	45.00	45.00	45.00	38.69	45.60	70.00	75.75	124.10	97.80	81.22
Presión KG/SQCMG	9.00	9.00	9.00	4.20	15.50	15.00	15.00	16.50	16.00	5.50
Frac. Vapor	0.00	0.00	1.00	1.00	0.00	1.00	1.00	0.00	0.00	0.21
Flujo Masico KG/HR	26341.58	5665.33	188.55	188.55	26341.58	3946.58	3946.58	22395.03	22395.03	22395.03
Flujo Molar KMOL/HR	337.18	314.47	4.76	4.76	337.18	337.18	88.69	248.48	248.48	248.48
Flujo Volum. CUM/HR	43.47	5.72	11.54	22.78	43.51	45.95	137.78	43.05	39.68	251.77

Fracción Mol

H2O	0.0000	1.0000	0.0100	0.0100	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
CO2	0.0040	0.0000	0.0400	0.0400	0.0040	0.0040	0.0100	0.0000	0.0000	0.0000
H2S	0.0200	0.0000	0.0900	0.0900	0.0200	0.0200	0.1000	0.0002	0.0002	0.0002
N2	0.0000	0.0000	0.0008	0.0008	0.0000	0.0000	0.0001	0.0000	0.0000	0.0000
C1	0.0080	0.0000	0.1200	0.1200	0.0080	0.0080	0.0300	0.0000	0.0000	0.0000
C2	0.0500	0.0000	0.2200	0.2200	0.0500	0.0500	0.2100	0.0006	0.0006	0.0006
C3	0.2000	0.0000	0.2900	0.2900	0.2000	0.2000	0.3600	0.1400	0.1400	0.1400
IC4	0.0600	0.0000	0.0400	0.0400	0.0600	0.0600	0.0500	0.2600	0.2600	0.2600
C4	0.2300	0.0000	0.1100	0.1100	0.2300	0.2300	0.1500	0.0900	0.0900	0.0900
IC5	0.0700	0.0000	0.0160	0.0160	0.0700	0.0700	0.0200	0.0900	0.0900	0.0900
C5	0.0700	0.0000	0.0100	0.0100	0.0700	0.0700	0.0200	0.0900	0.0900	0.0900
C6	0.0200	0.0000	0.0010	0.0010	0.0200	0.0200	0.0030	0.0300	0.0300	0.0300
PC220F	0.1400	0.0000	0.0033	0.0033	0.1400	0.1400	0.0060	0.1900	0.1900	0.1900
PC276F	0.0400	0.0000	0.0004	0.0004	0.0400	0.0400	0.0009	0.0600	0.0600	0.0600
PC326F	0.0100	0.0000	0.0001	0.0001	0.0100	0.0100	0.0002	0.0200	0.0200	0.0200
PC400F	0.0070	0.0000	0.0000	0.0000	0.0070	0.0070	0.0000	0.0100	0.0100	0.0100
PC500F	0.0006	0.0000	0.0000	0.0000	0.0006	0.0006	0.0008	0.0008	0.0008	0.0008
PC598F	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0001	0.0001	0.0001
PC699F	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
PC799F	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
PC897F	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
PC1199F	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000

Volumen Estandar @ 60

Líquido BBL/D	6292.54	856.86	0.00	0.00	6292.54	6292.54	0.00	5129.79	5129.79	4319.46
Vapor MMCFUFT/D	0.00	0.00	0.09	0.09	0.00	0.00	1.68	0.00	0.00	1.01

Otras propiedades

PM promedio	78.12	18.02	39.64	39.64	78.12	78.12	44.50	90.13	90.13	90.13
Densidad GM/CC	0.61	0.99	0.02	0.01	0.61	0.57	0.03	0.52	0.56	0.09
Grados API	95.54	10.00	190.33	190.33	95.54	95.54	168.39	82.70	82.70	82.70
H2O BBL/D	0.00	856.86	0.14	0.14	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
PVV @ 38°C PSI	125.19	0.96	0.00	0.00	125.19	125.19	0.00	46.71	46.71	35.50
Conc H2S MG/L	7002.68	0.00	1342.45	680.26	6995.74	6625.31	2196.32	41.69	45.22	7.13

U.N.A.M.

DIVISION DE ESTUDIOS DE POSGRADO F. I.

ALUMNO: FELIPE DE JESUS DIAZ GARCIA.

TABLA IV_13 (2de4)

166

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

**RESULTADOS DE LA SIMULACION PARA CONDICIONES DE DISEÑO
ALTERNATIVA 2**

Corriente	31	32	33	34	35	36	37
Temperatura °C	50.20	50.64	0.00	45.00	45.00	15.00	15.00
Presión KG/SQCMG	5.00	0.00	0.00	0.00	0.00	6.50	6.50
Fracc.Vapor	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	1.00	0.00
Flujo Masico KG/HR	3328625.75	3351020.75	0.00	3159128.75	191891.98	38600.61	7128.58
Flujo Molar KMOL/HR	19743.28	19991.76	0.00	9340.17	10651.59	1065.68	136.21
Flujo Volum. CUM/HR	3936.32	3974.94	0.00	3762.50	197.01	3173.79	12.38

Fracción Mol

H2O	0.5300	0.5300	0.0000	0.0000	1.0000	0.0026	0.0600
CO2	0.0001	0.0001	0.0000	0.0001	0.0000	0.0300	0.0039
H2S	0.0004	0.0004	0.0000	0.0008	0.0000	0.0800	0.0200
N2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0014	0.0000
C1	0.0002	0.0002	0.0000	0.0005	0.0000	0.1900	0.0100
C2	0.0012	0.0012	0.0000	0.0025	0.0000	0.2500	0.0600
C3	0.0046	0.0064	0.0000	0.0100	0.0000	0.2800	0.2700
iC4	0.0019	0.0028	0.0000	0.0060	0.0000	0.0300	0.0900
C4	0.0072	0.0100	0.0000	0.0200	0.0000	0.0800	0.2900
iC5	0.0034	0.0040	0.0000	0.0090	0.0000	0.0080	0.0700
C5	0.0040	0.0050	0.0000	0.0100	0.0000	0.0060	0.0600
C6	0.0025	0.0020	0.0000	0.0060	0.0000	0.0003	0.0090
PC220F	0.0452	0.0400	0.0000	0.1000	0.0000	0.0001	0.0100
PC276F	0.0388	0.0300	0.0000	0.0800	0.0000	0.0000	0.0008
PC326F	0.0425	0.0400	0.0000	0.0900	0.0000	0.0000	0.0000
PC400F	0.0836	0.0800	0.0000	0.1700	0.0000	0.0000	0.0000
PC500F	0.0610	0.0600	0.0000	0.1200	0.0000	0.0000	0.0000
PC598F	0.0479	0.0400	0.0000	0.1000	0.0000	0.0000	0.0000
PC699F	0.0342	0.0300	0.0000	0.0700	0.0000	0.0000	0.0000
PC799F	0.0255	0.0200	0.0000	0.0500	0.0000	0.0000	0.0000
PC897F	0.0189	0.0100	0.0000	0.0400	0.0000	0.0000	0.0000
PC1199F	0.0374	0.0300	0.0000	0.0700	0.0000	0.0000	0.0000

Volumen Estandar @ 60

Liquido BBL/D	579478.56	584608.38	0.00	555585.31	29023.06	0.00	1905.94
Vapor MMCUFT/D	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	20.24	0.00

Otras propiedades

PM promedio	168.60	167.62	0.00	338.23	18.02	36.22	52.34
Densidad GM/CC	0.85	0.84	0.00	0.84	0.97	0.01	0.58
Grados API	31.37	31.72	0.00	33.03	10.00	203.14	124.00
H2O BBL/D	29022.80	29022.80	0.00	0.01	29022.80	7.49	22.45
PVV @ 38°C PSI	6.76	7.78	0.00	8.11	2.14	0.00	171.50
Conc H2S MG/L	63.00	62.84	0.00	66.09	5.61	917.29	10644.68

U.N.A.M.

DIVISION DE ESTUDIOS DE POSGRADO F. I.
MAESTRIA EN INGENIERIA PETROLERA.
ALUMNO: FELIPE DE JESUS DIAZ GARCIA.
TABLA IV_13 (3de4)

167

**TESIS CON
FALLA DE ORIGEN**

**RESULTADOS DE LA SIMULACION PARA CONDICIONES DE DISEÑO
ALTERNATIVA 2**

Corriente	31	32	33	34	35	36	37
Temperatura °C	50.20	50.64	0.00	45.00	45.00	15.00	15.00
Presión KG/SQCMG	5.00	0.00	0.00	0.00	0.00	6.50	6.50
Fracc.Vapor	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	1.00	0.00
Flujo Masico KG/HR	3328625.75	3351020.75	0.00	3159128.75	191891.98	38600.61	7128.58
Flujo Molar KMOL/HR	19743.28	19991.76	0.00	9340.17	10651.59	1065.68	136.21
Flujo Volum. CUM/HR	3936.32	3974.94	0.00	3762.50	197.01	3173.79	12.38

Fracción Mol

H2O	0.5300	0.5300	0.0000	0.0000	1.0000	0.0026	0.0600
CO2	0.0001	0.0001	0.0000	0.0001	0.0000	0.0300	0.0039
H2S	0.0004	0.0004	0.0000	0.0008	0.0000	0.0800	0.0200
N2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0014	0.0000
C1	0.0002	0.0002	0.0000	0.0005	0.0000	0.1900	0.0100
C2	0.0012	0.0012	0.0000	0.0025	0.0000	0.2500	0.0600
C3	0.0046	0.0064	0.0000	0.0100	0.0000	0.2891	0.2741
iC4	0.0019	0.0028	0.0000	0.0060	0.0000	0.0300	0.0900
C4	0.0072	0.0100	0.0000	0.0200	0.0000	0.0800	0.2900
iC5	0.0034	0.0040	0.0000	0.0090	0.0000	0.0080	0.0700
C5	0.0040	0.0050	0.0000	0.0100	0.0000	0.0060	0.0600
C6	0.0025	0.0020	0.0000	0.0060	0.0000	0.0003	0.0090
PC220F	0.0452	0.0400	0.0000	0.1000	0.0000	0.0001	0.0100
PC276F	0.0388	0.0300	0.0000	0.0800	0.0000	0.0000	0.0008
PC326F	0.0425	0.0400	0.0000	0.0900	0.0000	0.0000	0.0000
PC400F	0.0836	0.0800	0.0000	0.1700	0.0000	0.0000	0.0000
PC500F	0.0610	0.0600	0.0000	0.1200	0.0000	0.0000	0.0000
PC598F	0.0479	0.0400	0.0000	0.1000	0.0000	0.0000	0.0000
PC699F	0.0342	0.0300	0.0000	0.0700	0.0000	0.0000	0.0000
PC799F	0.0255	0.0200	0.0000	0.0500	0.0000	0.0000	0.0000
PC897F	0.0189	0.0100	0.0000	0.0400	0.0000	0.0000	0.0000
PC1199F	0.0374	0.0300	0.0000	0.0700	0.0000	0.0000	0.0000

Volumen Estandar @ 60

Liquido BBL/D	579478.56	584608.38	0.00	555585.31	29023.06	0.00	1905.94
Vapor MMCF/D	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	20.24	0.00

Otras propiedades

PM promedio	168.60	167.62	0.00	338.23	18.02	36.22	52.34
Densidad GM/CC	0.85	0.84	0.00	0.84	0.97	0.01	0.58
Grados API	31.37	31.72	0.00	33.03	10.00	203.14	124.00
H2O BBL/D	29022.80	29022.80	0.00	0.01	29022.80	7.49	22.45
PVV @ 38°C PSI	6.76	7.78	0.00	8.11	2.14	0.00	171.50
Conc H2S MG/L	63.00	62.84	0.00	66.09	5.61	917.29	10644.68

U.N.A.M.

DIVISION DE ESTUDIOS DE POSGRADO F. I.
ALUMNO: FELIPE DE JESUS DIAZ GARCIA.
TABLA IV_13 (4de4)

**TESIS CON
FALLA DE ORIGEN**

BASES DEL ESTUDIO

DESCRIPCIÓN	SITUACIÓN ACTUAL	DISEÑO
Contenido de agua		
Crudo Ligero	% volumen	5 % volumen
Crudo Pesado	0 % de volumen	2 % volumen
Contenido de Ácido Sulfhídrico		
Crudo Ligero	> 277 ppm	> 277 ppm
Crudo Pesado	> 300 ppm	> 300 ppm
Contenido de Sales	45 000 ppm	45 000 ppm
Presión de Vapor	> 17 psia	> 17 psia

ALCANCES DEL ESTUDIO (ESPECIFICACIONES FIJADAS)

DESCRIPCIÓN	
Contenido de Agua	
Crudo Ligero	0.5 % volumen
Crudo Pesado	0.5 % volumen
Contenido de Ácido Sulfhídrico	
Crudo Ligero	< 70 ppm
Crudo Pesado	< 70 ppm
Contenido de Sales	30 lb/MB
Presión de Vapor	< 11 psia @ 38 °C

 DIVISION DE ESTUDIOS DE POSGRADO DE LA FACULTAD DE INGENIERIA. U.N.A.M.
MAESTRIA EN ING. PETROLERA (PRODUCCION) ALUMNO: FELIPE DE JESUS DIAZ GARCIA
TABLA No. IV-14

RESULTADOS DE LA SIMULACION PARA CONDICIONES DE DISEÑO
ALTERNATIVA 3

Corriente	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
Temperatura °C	30.00	50.00	50.00	50.00	75.96	50.00	50.00	50.00	97.92	55.00	55.00
Presión Kg/SQCMG	3.50	3.15	-0.40	-0.40	1.50	1.15	1.15	1.15	4.56	4.21	4.20
Fracc. Vapor	0.00	0.01	1.00	0.00	0.96	0.84	1.00	0.00	1.00	0.94	1.00
Flujo Másico Kg/hr	3403013.00	3403013.00	74387.27	33228625.70	74387.27	74387.27	65822.14	8565.13	65822.14	66822.14	59947.82
Flujo Molar KMOL/H	21541.30	21541.30	1798.02	19743.28	1798.02	1798.02	1503.48	294.54	1503.48	1503.48	1424.95
Flujo Volum CUM/H	4305.52	5790.67	77324.82	3937.09	19670.45	18459.85	18435.14	10.14	8123.09	7140.09	7192.48

Fracción Mol

H2O	0.5111	0.5111	0.1900	0.5300	0.1900	0.1900	0.0500	0.9100	0.0500	0.0500	0.0300
CO2	0.0017	0.0017	0.0190	0.0001	0.0100	0.0100	0.0200	0.0000	0.0200	0.0200	0.0200
H2S	0.0045	0.0045	0.0490	0.0004	0.0400	0.0400	0.0500	0.0003	0.0500	0.0500	0.0600
N2	0.0001	0.0001	0.0009	0.0000	0.0009	0.0009	0.0010	0.0000	0.0010	0.0010	0.0010
C1	0.0102	0.0102	0.1100	0.0002	0.1100	0.1100	0.1400	0.0002	0.1400	0.1400	0.1500
C2	0.0141	0.0141	0.1500	0.0012	0.1500	0.1500	0.1800	0.0009	0.1800	0.1800	0.1900
C3	0.0220	0.0220	0.2100	0.0046	0.2100	0.2100	0.2500	0.0030	0.2500	0.2500	0.2600
IC4	0.0050	0.0050	0.0300	0.0019	0.0300	0.0300	0.0400	0.0010	0.0400	0.0400	0.0400
C4	0.0159	0.0159	0.1100	0.0072	0.1100	0.1100	0.1300	0.0050	0.1300	0.1300	0.1300
IC5	0.0051	0.0051	0.0200	0.0034	0.0200	0.0200	0.0200	0.0020	0.0200	0.0200	0.0200
C5	0.0055	0.0055	0.0200	0.0040	0.0200	0.0200	0.0200	0.0010	0.0200	0.0200	0.0200
C6	0.0027	0.0027	0.0050	0.0025	0.0050	0.0050	0.0060	0.0020	0.0060	0.0060	0.0050
PC220F	0.0437	0.0437	0.0200	0.0400	0.0200	0.0200	0.0200	0.0100	0.0200	0.0200	0.0100
PC276F	0.0363	0.0363	0.0080	0.0300	0.0080	0.0080	0.0060	0.0100	0.0060	0.0060	0.0020
PC326F	0.0392	0.0392	0.0030	0.0400	0.0030	0.0030	0.0010	0.0070	0.0010	0.0010	0.0003
PC400F	0.0768	0.0768	0.0015	0.0800	0.0010	0.0010	0.0002	0.0007	0.0002	0.0002	0.0000
PC500F	0.0559	0.0559	0.0001	0.0600	0.0001	0.0001	0.0000	0.0001	0.0000	0.0000	0.0000
PC598F	0.0439	0.0439	0.0000	0.0400	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
PC699F	0.0313	0.0313	0.0000	0.0300	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
PC799F	0.0234	0.0234	0.0000	0.0200	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
PC897F	0.0173	0.0173	0.0000	0.0100	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
PC1199F	0.0343	0.0343	0.0000	0.0300	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000

Volumen Estandar @6

Líquido BBL/D	599477.31	597213.31	0.00	579478.50	208.83	1491.69	0.00	1493.01	0.00	1276.79	0.00
Vapor MMCUFT/D	1.02	5.12	34.16	0.00	32.70	28.56	28.56	0.00	2856.00	26.87	27.07

Otras Propiedades

PM Promedio	157.98	157.98	41.37	166.60	41.37	41.37	43.78	29.08	43.78	43.78	42.07
Densidad GM/CC	0.79	0.59	0.00	0.85	0.00	0.00	0.00	0.84	0.01	0.01	0.01
Grados API	33.81	33.81	143.03	31.37	143.03	143.03	157.53	31.66	157.53	157.53	166.59
H2O BBL/D	30000.00	30000.00	977.19	29022.80	977.19	977.19	240.87	736.32	240.87	240.87	150.47
PVV @38°C PSI	71.18	50.68	0.00	6.76	17.46	24.49	0.00	24.51	0.00	54.60	0.00
Conc. H2S MG/L	764.81	568.65	39.38	62.98	154.80	164.95	165.02	271.28	374.51	426.07	421.30

U.N.A.M.

DIVISION DE ESTUDIOS DE POSGRADO. F.I.

ALUMNO: FELIPE DE JESUS DIAZ GARCIA

170

TABLA IV - 15
(1 DE 4)

RESULTADOS DE LA SIMULACION PARA CONDICIONES DE DISEÑO
ALTERNATIVA 3

Corriente	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22
Temperatura °C	55.00	55.00	56.86	104.90	55.73	50.49	103.14	44.00	44.00	45.00	45.00
Presión Kg/SQCMG	4.20	4.20	4.20	12.00	9.00	9.00	12.00	11.00	11.00	9.00	9.00
Fracc. Vapor	0.00	0.00	1.00	1.00	0.00	0.00	1.00	1.00	0.00	0.00	0.00
Flujo Masico Kg/hr	5276.56	597.72	60136.38	60136.38	5276.56	8565.13	64082.97	45729.19	18353.78	26341.58	5665.33
Flujo Molar KMOL/H	45.35	33.18	1429.71	1429.71	45.35	294.54	1518.40	1201.89	316.51	337.18	314.47
Flujo Volum CUM/H	7.96	0.62	7238.39	3217.78	7.96	10.14	3357.39	2350.28	28.55	43.47	5.72

Fracción Mol

H2O	0.0000	1.0000	0.0300	0.0300	0.0000	0.9100	0.0300	0.0090	0.1300	0.0000	1.0000
CO2	0.0010	0.0000	0.0200	0.0200	0.0010	0.0000	0.0200	0.0200	0.0050	0.0040	0.0000
H2S	0.0070	0.0000	0.0600	0.0600	0.0070	0.0003	0.0600	0.0700	0.0200	0.0200	0.0000
N2	0.0000	0.0000	0.0010	0.0010	0.0000	0.0000	0.0010	0.0010	0.0000	0.0000	0.0000
C1	0.0040	0.0000	0.1500	0.1500	0.0040	0.0002	0.1400	0.1700	0.0100	0.0080	0.0000
C2	0.0200	0.0000	0.1900	0.1900	0.0200	0.0009	0.1900	0.2300	0.0500	0.0500	0.0000
C3	0.0800	0.0000	0.2600	0.2600	0.0800	0.0030	0.2700	0.2800	0.2000	0.2000	0.0000
IC4	0.0300	0.0000	0.0400	0.0400	0.0300	0.0010	0.0400	0.0400	0.0600	0.0600	0.0000
C4	0.1200	0.0000	0.1300	0.1300	0.1200	0.0050	0.1300	0.1100	0.2200	0.2300	0.0000
IC5	0.0500	0.0000	0.0200	0.0200	0.0500	0.0020	0.0200	0.0100	0.0600	0.0700	0.0000
C5	0.0600	0.0000	0.0200	0.0200	0.0600	0.0020	0.0200	0.0100	0.0700	0.0700	0.0000
C6	0.0300	0.0000	0.0050	0.0050	0.0300	0.0010	0.0050	0.0010	0.0200	0.0200	0.0000
PC220F	0.3600	0.0000	0.0100	0.0100	0.3600	0.0200	0.0100	0.0010	0.0700	0.0700	0.0000
PC276F	0.1400	0.0000	0.0020	0.0020	0.1400	0.0100	0.0020	0.0010	0.0700	0.1400	0.0000
PC326F	0.4000	0.0000	0.0003	0.0003	0.4000	0.0100	0.0020	0.0001	0.0100	0.0400	0.0000
PC400F	0.0070	0.0000	0.0000	0.0000	0.0070	0.0100	0.0003	0.0000	0.0010	0.0100	0.0000
PC500F	0.0001	0.0000	0.0000	0.0000	0.0001	0.0070	0.0000	0.0000	0.0001	0.0070	0.0000
PC598F	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0007	0.0000	0.0000	0.0000	0.0006	0.0000
PC699F	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0001	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
PC799F	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
PC897F	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
PC1199F	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000

Volumen Estandar @6

Líquido BBL/D	1140.24	90.41	13.82	0.00	1140.24	1493.01	0.00	0.00	4573.74	6292.54	856.86
Vapor MMCF/D	0.00	0.00	27.06	27.16	0.00	0.00	28.84	22.83	0.00	0.00	0.00

Otras Propiedades

PM Promedio	116.35	18.02	42.06	42.06	116.35	29.08	42.20	38.05	57.99	78.12	18.02
Densidad GM/CC	0.66	0.96	0.01	0.02	0.66	0.84	0.02	0.02	0.64	0.61	0.99
Grados API	71.30	10.02	166.66	166.66	71.30	31.66	166.77	190.80	106.89	95.54	10.00
H2O BBL/D	0.00	90.40	150.61	150.61	0.00	736.32	150.61	29.94	120.68	0.00	856.86
PVV @38°C PSI	54.52	41.73	0.96	0.00	54.15	24.51	0.00	0.00	154.99	125.19	0.96
Conc. H2S MG/L	1500.13	64.03	420.77	946.52	1498.89	271.30	997.29	1294.78	10691.00	7002.68	0.00

U.N.A.M.

DIVISION DE ESTUDIOS DE POSGRADO F.I.

ALUMNO: FELIPE DE JESUS DIAZ GARCIA.

TABLA IV - 15
(2 DE 4)

**RESULTADOS DE LA SIMULACION PARA CONDICIONES DE DISEÑO
ALTERNATIVA 3**

Corriente	23	24	25	26	27	28	29	30	31	32	33
Temperatura °C	45.60	38.69	45.60	70.00	75.75	124.10	97.80	81.22	50.20	50.64	0.00
Presión Kg/SQCMG	9.00	4.20	15.50	15.00	15.00	15.50	16.00	5.50	5.00	0.00	0.00
Fracc. Vapor	1.00	1.00	0.00	0.00	1.00	0.00	0.00	0.21	0.00	0.00	0.00
Flujo Másico Kg/hr	188.55	188.55	26341.58	26341.58	3946.58	22395.03	22395.03	22395.03	3328625.70	3351020.70	0.00
Flujo Molar KMOL/H	4.76	4.76	337.18	337.18	8869.00	248.48	248.48	248.48	19743.28	19991.76	0.00
Flujo Volum CUM/H	11.54	22.78	43.51	45.95	137.78	43.05	39.68	251.77	3936.32	3974.94	0.00

Fracción Mol

H2O	0.0100	0.0100	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.5300	0.5300	0.0000
CO2	0.0400	0.0400	0.0040	0.0040	0.0100	0.0000	0.0000	0.0000	0.0001	0.0001	0.0000
H2S	0.0900	0.0900	0.0200	0.0200	0.1000	0.0002	0.0002	0.0002	0.0004	0.0004	0.0000
N2	0.0008	0.0008	0.0000	0.0000	0.0001	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
C1	0.1200	0.1200	0.0080	0.0080	0.0300	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
C2	0.2200	0.2200	0.0500	0.0500	0.2100	0.0006	0.0006	0.0006	0.0010	0.0010	0.0000
C3	0.2900	0.2900	0.2000	0.2000	0.3600	0.1400	0.1400	0.1400	0.0040	0.0040	0.0000
IC4	0.0400	0.0400	0.0600	0.0600	0.0500	0.0700	0.0700	0.0700	0.0010	0.0010	0.0000
C4	0.1100	0.1100	0.2300	0.2300	0.1500	0.2600	0.2600	0.2600	0.0070	0.0070	0.0000
IC5	0.0100	0.0100	0.0700	0.0700	0.0200	0.0900	0.0900	0.0900	0.0030	0.0030	0.0000
C5	0.0100	0.0100	0.0700	0.0700	0.0200	0.0900	0.0900	0.0900	0.0040	0.0040	0.0000
C6	0.0010	0.0010	0.0200	0.0200	0.0030	0.0300	0.0300	0.0300	0.0020	0.0020	0.0000
PC220F	0.0030	0.0030	0.1400	0.1400	0.0060	0.1900	0.1900	0.1900	0.0400	0.0400	0.0000
PC276F	0.0004	0.0004	0.0400	0.0400	0.0009	0.0600	0.0600	0.0600	0.0300	0.0300	0.0000
PC326F	0.0001	0.0001	0.0100	0.0100	0.0002	0.0200	0.0200	0.0200	0.0400	0.0400	0.0000
PC400F	0.0000	0.0000	0.0070	0.0070	0.0000	0.0100	0.0100	0.0100	0.0800	0.0800	0.0000
PC500F	0.0000	0.0000	0.0006	0.0006	0.0000	0.0008	0.0008	0.0008	0.0600	0.0600	0.0000
PC598F	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0001	0.0001	0.0001	0.0400	0.0400	0.0000
PC699F	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0300	0.0300	0.0000
PC799F	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0200	0.0200	0.0000
PC897F	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0100	0.0100	0.0000
PC1199F	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0300	0.0300	0.0000

Volumen Estandar @6

Líquido BBL/D	0.00	0.00	6292.54	6292.54	0.00	5129.79	5129.82	4319.46	579478.50	584608.30	0.00
Vapor MMCFU/D	0.09	0.09	0.00	0.00	1.68	0.00	0.00	1.01	0.00	0.00	0.00

Otras Propiedades

PM Promedio	39.64	39.64	78.12	78.12	44.50	90.13	90.13	90.13	168.60	167.62	0.00
Densidad GM/CC	0.02	0.01	0.61	0.57	0.03	0.52	0.56	0.09	0.85	0.84	0.00
Grados API	190.33	190.33	95.54	95.54	168.39	82.70	82.70	82.70	31.37	31.72	0.00
H2O BBL/D	0.14	0.14	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	29022.80	29022.80	0.00
PVV @38°C PSI	0.00	0.00	125.19	125.19	0.00	46.71	46.71	35.50	6.76	7.78	0.00
Conc. H2S MG/L	1342.45	680.26	6995.74	6625.31	2196.32	41.69	45.22	7.13	63.00	62.84	0.00

U.N.A.M.

DIVISION DE ESTUDIOS DE POSGRADO F.I.

ALUMNO: FELIPE DE JESUS DIAZ GARCIA.

172

**RESULTADOS DE LA SIMULACION PARA CONDICIONES DE DISEÑO
ALTERNATIVA 3**

Corriente	34	35	36	37
Temperatura °C	45.00	45.00	15.00	15.00
Presión Kg/SQCMG	0.00	0.00	6.50	6.50
Fracc. Vapor	0.00	0.00	1.00	0.00
Flujo Másico Kg/hr	3159128.70	191891.98	38600.61	7128.58
Flujo Molar KMOL/H	9340.17	10651.59	1065.68	136.21
Flujo Volum CUM/H	3762.50	197.01	3173.79	12.38

Fracción Mol

H2O	0.0000	1.0000	0.0020	0.0600
CO2	0.0001	0.0000	0.0300	0.0030
H2S	0.0008	0.0000	0.0800	0.0200
N2	0.0000	0.0000	0.0010	0.0000
C1	0.0005	0.0000	0.1900	0.0100
C2	0.0020	0.0000	0.2500	0.0600
C3	0.0100	0.0000	0.2800	0.2700
IC4	0.0060	0.0000	0.0300	0.0900
C4	0.0200	0.0000	0.0800	0.2900
IC5	0.0090	0.0000	0.0060	0.0700
C5	0.0100	0.0000	0.0003	0.0600
C6	0.0060	0.0000	0.0001	0.0090
PC220F	0.1000	0.0000	0.0000	0.0100
PC276F	0.0800	0.0000	0.0000	0.0008
PC326F	0.0900	0.0000	0.0000	0.0000
PC400F	0.1700	0.0000	0.0000	0.0000
PC500F	0.1200	0.0000	0.0000	0.0000
PC598F	0.1000	0.0000	0.0000	0.0000
PC699F	0.0700	0.0000	0.0000	0.0000
PC799F	0.0500	0.0000	0.0000	0.0000
PC897F	0.0400	0.0000	0.0000	0.0000
PC1199F	0.0700	0.0000	0.0000	0.0000

Volumen Estandar @6

Líquido BBL/D	555585.31	29023.06	0.00	1905.94
Vapor MMCUFT/D	0.00	0.00	20.24	0.00

Otras Propiedades

PM Promedio	338.23	18.02	36.22	52.34
Densidad GM/CC	0.84	0.97	0.01	0.58
Grados API	33.03	10.00	203.14	124.00
H2O BBL/D	0.01	29022.80	7.49	22.45
PVV @38°C PSI	8.11	2.14	0.00	171.50
Conc. H2S MG/L	66.09	5.61	917.29	10644.68

U.N.A.M.

DIVISION DE ESTUDIOS DE POSGRADO F.I.
MAESTRIA EN INGENIERIA PETROLERA.
ALUMNO: FELIPE DE JESUS DIAZ GARCIA.
TABLA IV - 15 (4 DE 4)

Resumen de Resultados de las Simulaciones de la Alternativa 3 (Calentamiento y Vacío con Eductores)

Año	Aceite Crudo		Aceite Estabilizado		Gas a Cunduacan		Servicios de Calentamiento		Area Requerida	
	MBPD		MBPD		MMPCSD		MMBTU/HR		M2	
Diseño	600.00000		555.59000		22.83000		129.99000		392.00000	
2000	587.30000		543.82000		22.35000		127.24000		380.00000	
2001	504.18000		466.86000		19.19000		109.23000		309.00000	
2002	423.10000		391.78000		16.10000		91.67000		246.00000	
2003	370.23000		342.82000		14.09000		80.43000		209.00000	
2004	315.65000		292.29000		12.01000		68.39000		173.00000	
2005	275.11000		254.75000		10.47000		59.61000		148.00000	
2006	275.79000		238.71000		9.81000		55.85000		137.00000	
2007	238.85000		221.17000		9.09000		51.75000		126.00000	
2008	205.88000		190.64000		7.83000		44.61000		107.00000	
2009	177.14000		164.03000		6.74000		38.38000		91.00000	
2010	132.89000		123.06000		5.06000		28.79000		67.00000	
2011	74.73000		691.99000		2.84000		16.19000		36.00000	
2012	62.14000		57.54000		2.36000		13.46000		30.00000	

Año	Servicios en Condensados		Area Requerida		Servicios en Rehervidor		Carga a la Torre		Condensados Recuperados	
	MMBTU/HR		M2		MMBTU/HR		BPD		BPD	
Diseño	14.29000		9.27000		4.00000		6292.00000		4319.00000	
2000	13.98000		9.07000		3.92000		6159.00000		4227.00000	
2001	11.99000		7.78000		3.36000		5287.00000		3628.00000	
2002	10.05000		6.52000		2.82000		4437.00000		3044.00000	
2003	8.81000		5.72000		2.47000		3882.00000		2663.00000	
2004	7.48000		4.85000		2.10000		3310.00000		2270.00000	
2005	6.51000		4.22000		1.83000		2885.00000		1978.00000	
2006	6.10000		3.95000		1.72000		2703.00000		1853.00000	
2007	5.65000		3.66000		1.59000		2504.00000		1717.00000	
2008	4.86000		3.15000		1.37000		2159.00000		1479.00000	
2009	4.17000		2.71000		1.18000		1857.00000		1272.00000	
2010	3.12000		2.02000		0.89000		1393.00000		954.00000	
2011	1.73000		1.12000		0.50000		783.00000		535.00000	
2012	1.43000		0.93000		0.42000		651.00000		444.00000	

U.N.A.M.
 DIVISION DE ESTUDIOS DE POSGRADO F.I.
 MAESTRIA EN INGENIERIA PETROLERA.
 ALUMNO: FELIPE DE JESUS DIAZ GARCIA.

Requerimientos de Compresión

Opción	1er. Paso Qg	1er. Paso Psuc/Pdes (psia)	1er. Paso Potencia (HP)	1er. Paso Rp (P2/P1)	1er. Paso Qg
	MMPCSD				MMPCSD
Caso Base	15.00000	16.7/53.81	10715.00000	3.20000	13.50000
Calentamiento	34.00000	466.86000	2439.80000	3.20000	28.22000
Vacio	26.00000	391.78000	1507.40000	2.56000	22.20000

Opción	1er. Paso Psuc/Pdes (psia)	1er. Paso Potencia (HP)	1er. Paso Rp (P2/P1)	PotenciaTotal
Caso Base	49/185.37	1108.70000	3.78000	2180.59000
Calentamiento	49/185.37	2311.60000	3.78000	4751.42000
Vacio	74.52/185.37	1259.70000	2.48000	2767.14000

U.N.A.M.
 DIVISION DE ESTUDIOS DE POSGRADO F.I.
 MAESTRIA EN INGENIERIA PETROLERA.
 ALUMNO: FELIPE DE JESUS DIAZ GARCIA.
 TABLA IV - 17

INVERSION REQUERIDA PARA LA ALTERNATIVA 1

ESTABILIZACION DE CRUDO POR CALENTAMIENTO

DESCRIPCION	CANTIDAD	CLAVE	UBICACION	COSTO UNITARIO	COSTO TOTAL	OBSERVACIONES Y COMENTARIOS.
SECCION DE TRAT. DE CRUDO						
PRECALENTADOR (REHABILITADOS)	54	EA-1	Bateria de Separación	0.070	3.780	Trasladados de Tula, Hgo. (216 MMBTU/HR)
CALENTADOR (CAMB. DE CALOR)	6	EA-2	Bateria de Separación	0.07	0.420	35 MMBTU/HR c/u.
PAQUETE DE CALENTAMIENTO	6	H-1	Bateria de Separación	0.400	2.400	
SUBTOTAL					6.600	
SECCION DE COMPRESION						
SEPARADOR DE GAS A COMPRESION	3	S.COND.	Área de compresión	0.080	0.240	6' x 12" Lss
ENFRIADOR DE GAS	3	ENF. 1	Área de compresión	0.120	0.360	11.8 MMBTU/HR
COMPRESOR CENT.ELECT. 1a.	3	C-1	Área de compresión	1.701	5.103	1210 BHP C/U INCLUYE SOLOAIRE.
RECTIFICADOR DE GAS 1a.	3	R1a.	Área de compresión	0.080	0.240	
BOMBA DE CONDENSADOS	3	MB-1a.	Área de compresión	0.027	0.081	10 BHP
COMPRESOR CENT.ELECT. 2a.	3	C-2	Área de compresión	1.245	3.735	800 BHP C/U, INCLUYE SOLOAIRE.
RECTIFICADOR DE GAS 2a.	3	R2a.	Área de compresión	0.080	0.240	
BOMBA DE CONDENSADOS	3	MB-2a.	Área de compresión	0.027	0.081	10 BHP
BOMBA DE COND. RECIRCULACION	2	MB-RECIRC.	Área de compresión	0.027	0.054	2 BHP
SUBTOTAL					10.134	
SECCION DE ESTABIL. DE COND.						
TORRE	1	T-1	Área de condensados	0.575	0.575	16 platos
PRECALENTADOR (REHABILITADO)	1	EA-3	Área de condensados	0.070	0.070	3.0 MMBTU/HR (recup. Tula, Hgo.)
REHERVIDOR FONDO DE LA TORRE	1	EA-4	Área de condensados	0.046	0.046	11.0 MMBTU/HR
SUBTOTAL					0.691	
SECCION DE SEP. EN EL RIO.						
SEPARADOR DE DOS FASES	1	SHC2F	Margen del Rio Seco	0.130	0.130	Horizontal 72" x 20'
SUBTOTAL					0.130	
TOTAL					17.555	

*-Paridad del dólar (Mayo98) = \$ 8.59

U.N.A.M.
 DIVISION DE ESTUDIOS DE POSGRADO, F.I.
 MAESTRIA EN INGENIERIA PETROLERA.
 ALUMNO: FELIPE DE JESUS DIAZ GARCIA.
 TABLA V - 1

176

INGRESOS POR COMERCIALIZACION DE GAS ALTERNATIVA 1

Alternativa 1.	Horizonte						
	2000	2001	2002	2003	2004	2005	2006
Q.de gas amargo comercializado (MMPCD)	22.23	19.08	16.01	14.01	11.95	10.41	9.76
Q.de gas amargo comercializado (MMPCAño)	8113.95	6964.20	5843.65	5113.65	4361.75	3799.65	3562.40
Ingresos por comerc. del gas (MMUSD/Año)	16.36	14.02	11.78	10.31	8.79	7.66	7.18

Caso Base	Horizonte						
	2000	2001	2002	2003	2004	2005	2006
Q.de gas amargo comercializado (MMPCD)	14.92	12.81	10.75	9.41	8.02	6.99	6.55
Q.de gas amargo comercializado (MMPCAño)	5445.80	4675.65	3923.75	3434.65	2927.30	2551.35	2390.75
Ingresos por comerc. del gas (MMUSD/Año)	10.98	9.43	7.91	6.92	5.90	5.14	4.82

Diferencial de Ingresos: 5.38 4.61 3.87 3.38 2.89 2.52 2.36

INGRESOS POR COMERCIALIZACION DE GAS ALTERNATIVA 1

Alternativa 1.	Horizonte					
	2007	2008	2009	2010	2011	2012
Q.de gas amargo comercializado (MMPCD)	9.04	7.79	6.70	5.03	2.83	2.35
Q.de gas amargo comercializado (MMPCAño)	3299.60	2843.35	2445.50	1835.95	1032.95	857.75
Ingresos por comerc. del gas (MMUSD/Año)	6.65	5.73	4.93	3.70	2.08	1.73

Caso Base	Horizonte					
	2007	2008	2009	2010	2011	2012
Q.de gas amargo comercializado (MMPCD)	6.07	5.23	4.50	3.38	1.90	1.58
Q.de gas amargo comercializado (MMPCAño)	2215.55	1908.95	1642.50	1233.70	693.50	576.70
Ingresos por comerc. del gas (MMUSD/Año)	4.47	3.85	3.31	2.49	1.40	1.16

Diferencial de Ingresos: 2.19 1.88 1.62 1.21 0.68 0.57

Pgas=17318.00 \$/MMPCSD (2016 \$ USD/MMPCSD) AÑO 1998.

U.N.A.M.
 DIVISION DE ESTUDIOS DE POSGRADO, F.I.
 MAESTRIA EN INGENIERIA PETROLERA.
 ALUMNO: FELIPE DE JESUS DIAZ GARCIA.
 TABLA V - 3

178

ANALISIS ECONOMICO PARA LA ALTERNATIVA 1 DEL CRUDO LIGERO

ESTABILIZACION DE CRUDO POR CALENTAMIENTO EN LA T.M.D.B.SIN INV. EN COMPRESION EN C. B.

AÑO	INGRESOS (\$)	EGRESOS (\$)	FLUJO EFECTIVO (\$)	FJO.EFECT.ACUM (\$)	VPN (\$)
1	5.38E+6	2.2E+6	3.10E+6	2.82E+6	-1.45E+7
2	4.62E+6	1.50E+7	1.96E+7	1.90E+7	1.72E+6
3	3.87E+6	-1.21E+7	1.60E+7	3.112E+7	1.37E+6
4	3.39E+6	-1.02E+7	1.36E+7	4.04E+7	2.31E+7
5	2.89E+6	-1.0E+7	1.29E+7	4.84E+7	3.11E+7
6	2.52E+6	-8.2E+6	1.07E+7	5.45E+7	3.71E+7
7	2.36E+6	-7.6E+6	1.00E+7	5.96E+7	4.23E+7
8	2.19E+6	-6.8E+6	9.04E+6	6.39E+7	4.65E+7
9	1.89E+6	-6.2E+6	8.11E+6	6.73E+7	5.00E+7
10	1.62E+6	-5.3E+6	7.00E+6	7.00E+7	5.27E+7
11	1.21E+6	-3.63E+6	4.84E+6	7.17E+7	5.44E+7
12	6.8E+5	-1.52E+6	2.20E+6	7.245E+7	5.51E+7
13	5.7E+5	-1.4E+6	2.06E+6	7.30E+7	5.57E+7
14	5.7E+5	-1.4E+6	2.06E+6	7.35E+7	5.62E+7
15	5.7E+5	-1.4E+6	2.06E+6	7.40E+7	5.67E+7

Valor presente de la inversión de la alternativa es: VPALT = \$ 1.7336E+7
 Valor presente de la inversión en el caso base es: VPICB = \$ 0.0
 Diferencial de inversión es: VPIALT - VPICB = \$ 1.733E+7
 Egresos totales de la alternativa son: SETALT: = \$ 1.191E+8
 Egresos del caso base son: SETBASE = \$ 2.08E+8
 Diferencial de egresos totales (ahorro) es: ETDIF = \$ -8.923502E+7

Valor presente neto es: VPN = \$ 5.67E+7
 Tiempo de recuperación de la inversión es: Tri = 1.893861 años
 Tasa interna de retorno o de rendimiento es: TIR = 62.99581
 Índice de utilidad de la inversión es: VPN/VPI = 3.273621
 Tasa de descuento es: i = 10 %.

TESIS CON FALLA DE ORIGEN



DIVISION DE ESTUDIOS DE POSGRADO DE LA FACULTAD DE INGENIERIA.

U.N.A.M.

MAESTRIA EN ING. PETROLERA (PRODUCCION)

ALUMNO: FELIPE DE JESUS DIAZ GARCIA

TABLA No. V-4

ANALISIS ECONOMICO PARA LA ALTERNATIVA 1 DEL CRUDO LIGERO

ESTABILIZACION DE CRUDO POR CALENTAMIENTO EN LA T.M.D.B.CON INV. EN COMPRESION EN C. B.

AÑO	INGRESOS (\$)	EGRESOS (\$)	FLUJO EFECTIVO (\$)	FJO.EFECT.ACUM (\$)	VPN (\$)
1	5.38E+6	4.6E+6	7.60E+5	6.90E+5	-9.10E+6
2	4.62E+6	1.32E+7	1.78E+7	1.54E+7	5.64E+6
3	3.87E+6	-1.07E+7	1.46E+7	2.646E+7	1.66E+7
4	3.39E+6	-8.88E+6	1.22E+7	3.48E+7	2.50E+7
5	2.89E+6	-8.6E+6	1.14E+7	4.19E+7	3.21E+7
6	2.52E+6	-7.2E+6	9.79E+6	4.75E+7	3.77E+7
7	2.36E+6	-6.7E+6	9.12E+6	5.21E+7	4.23E+7
8	2.19E+6	-5.9E+6	8.11E+6	5.59E+7	4.61E+7
9	1.89E+6	-5.2E+6	7.18E+6	5.90E+7	4.92E+7
10	1.62E+6	-4.4E+6	6.06E+6	6.13E+7	5.15E+7
11	1.21E+6	-3.16E+6	4.37E+6	6.28E+7	5.30E+7
12	6.8E+5	-1.05E+6	1.73E+6	6.344E+7	5.36E+7
13	5.7E+5	-1.0E+6	1.59E+6	6.39E+7	5.41E+7
14	5.7E+5	-1.0E+6	1.59E+6	6.43E+7	5.45E+7
15	5.7E+5	-1.0E+6	1.59E+6	6.47E+7	5.49E+7

Valor presente de la inversión de la alternativa es: VPALT = \$ 1.7336E+7

Valor presente de la inversión en el caso base es: VPICB = \$ 7535200

Diferencial de inversión es: VPIALT - VPICB = \$ 9.800E+6

Egresos totales de la alternativa son: SETALT: = \$ 1.191E+8

Egresos del caso base son: SETBASE = \$ 1.93E+8

Diferencial de egresos totales (ahorro) es: ETDIF = \$ -7.390098E+7

Valor presente neto es: VPN = \$ 5.49E+7

Tiempo de recuperación de la inversión es: Tri = 1.617395 años

Tasa interna de retorno o de rendimiento es: TIR = 86.29551

Indice de utilidad de la inversión es: VPN/VPI = 5.603189

Tasa de descuento es: i = 10 %.

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN



DIVISION DE ESTUDIOS DE POSGRADO DE LA
FACULTAD DE INGENIERIA.

U.N.A.M.

MAESTRIA EN ING. PETROLERA (PRODUCCION)

ALUMNO: FELIPE DE JESUS DIAZ GARCIA

TABLA No. V-5

INVERSION REQUERIDA PARA LA ALTERNATIVA 2
CALENTAMIENTO Y VACIO CON BOMBA DE ANILLO LIQUIDO.
 T calentamiento = 50 °C

DESCRIPCION	CANTIDAD	CLAVE	UBICACION	COSTO UNITARIO	COSTO TOTAL	OBSERVACIONES Y COMENTARIOS.
SECCION DE TRAT. DE CRUDO						
PAQUETE DE CALENTAMIENTO	4	EA-1	Atrás de Batería de Sep.	0.400	1.600	35 MMBTU c/u (Incluye horno, bombas, tubería tanque de balance, accesorios, etc.)
CAMB. DE CALOR REHABILITADO	6	EA-2	Atrás de Batería de Sep.	0.070	0.420	Tranf. Calor entre Aceite Térmico - C. Ligero en paralelo, Recup. Tula o Huimanguillo.
BOMBA DE VACIO DE ANILLO LIQUIDO	4	BY-1	Área de Estabilizado	1.000	4.000	Capacidad para manejar 55 MMPCD y generar un vacío de 10 psia @ 50 °C en estabilizado.
REFLUJO DE GAS EN BOMBA VAC.	2	PV	Área de Estabilizado	0.070	0.140	Reflujó para el control de la succión en bombas de vacío, a vel. constante de las mismas.
ENFRIADOR DE GAS	2	EA-5	Separador de condensad.	0.138	0.276	
SUBTOTAL					6.436	
SECCION DE COMPRESION						
MOTOCOMPRESORES CENTRIF.	2	CMC-1	Cerca de área de estabilizado y CB-5E	1.945	3.890	2 Op. Y 1 rel. Psuoc min.= 15.0 psia Pdesc.máx.= 185.37 psia Cap.= 15 MMPCD c/u
DE MOTOR ELECTRICO 1ER. PASO.						1250 BHP, incluye solaire y rectificador.
MOTOBOMBA DE CONDENSADO 1er. PASO	2	MB-3	Descarga de líquido de rectificador R1.	0.032	0.063	Capacidad para 25 GPM c/u 19.75 BHP
MOTOCOMPRESORES CENTRIF.	2	CMC-2	Cerca de área de estabilizado y CB-5E	1.194	2.388	Incluye enfriador de gas 800 BHP.
DE MOTOR ELECTRICO 2do. PASO						
SEPARADOR DE COND. DE 3 FASES	1	SHCF	Área de compresores	0.250	0.250	Horizontal 84" x 30"
MOTOBOMBA DE CONDENSADO.	3	MB-4	Área de compresores	0.042	0.126	Capacidad para 350 GPM c/u 30 BHP
SUBTOTAL					6.717	
SECCION DE ESTABIL. DE COND.						
CAMB. DE CALOR REHABILITADO.	1	EA-3	Área de compresores	0.070	0.070	35 MMBTU; Recuperado de Tula o Huimanguillo
TORRE ESTABILIZ. DE COND.	1	TDE	Área de compresores	0.650	0.650	carga de torre estabilizadora de condensado.
REHERVIDOR DE TORRE.	1	EA-4	Área de compresores	0.058	0.058	Incluye bombas de reflujó; 16 platos. 15 MMBTU/Hr.
MOTOBOMBA DE CONDENSADO.	3	MB-8	Área de compresores	0.042	0.126	Fondos calientes de torre
SEPARADOR DE DOS FASES.	1	SCOND	Área de compresores	0.13	0.13	Capacidad para 350 GPM c/u 30 BHP. Horizontal 72" x 20"
SUBTOTAL					1.054	
SECCION DE SEP. EN EL RIO.						
SEPARADOR DE DOS FASES.	1	SHCF	Margen del Rio Seco	0.130	0.130	Horizontal 72" x 20"
SUBTOTAL					0.130	

*.-Paridad del dólar (Mayo98) = \$ 8.59

U,N,A,M,
 DIVISION DE ESTUDIOS DE POSGRADO, F.I.
 MAESTRIA EN INGENIERIA PETROLERA.
 ALUMNO: FELIPE DE JESUS DIAZ GARCIA.
 TABLA V - 6

TOTAL (MMUSD) 14.317

**TESIS CON
 FALLA DE ORIGEN**

181

CONCEPTO	EQUIPO	1996	1997	2000	2001	2002	2003	2004	2005	2006	2007	2008	2009	2010	2011	2012	
AREA DE TRAMPA Y SISTEMA DE ALERTEA FIENO DE CRUCO.	CORRIENTE DE TUBERIAS	0.21	0.21	0.12	0.12	0.12	0.12	0.12	0.12	0.12	0.12	0.12	0.12	0.12	0.12	0.12	
		0.054	0.054	0.054	0.054	0.054	0.054	0.054	0.054	0.054	0.054	0.054	0.054	0.054	0.054	0.054	0.054
		0.210	0.210	0.210	0.210	0.210	0.210	0.210	0.210	0.210	0.210	0.210	0.210	0.210	0.210	0.210	0.210
		0.077	0.077	0.077	0.077	0.077	0.077	0.077	0.077	0.077	0.077	0.077	0.077	0.077	0.077	0.077	0.077
		0.098	0.098	0.098	0.098	0.098	0.098	0.098	0.098	0.098	0.098	0.098	0.098	0.098	0.098	0.098	0.098
		0.233	0.233	0.233	0.233	0.233	0.233	0.233	0.233	0.233	0.233	0.233	0.233	0.233	0.233	0.233	0.233
		0.022	0.022	0.022	0.022	0.022	0.022	0.022	0.022	0.022	0.022	0.022	0.022	0.022	0.022	0.022	0.022
		0.12	0.12	0.12	0.12	0.12	0.12	0.12	0.12	0.12	0.12	0.12	0.12	0.12	0.12	0.12	0.12
		0.038	0.038	0.038	0.038	0.038	0.038	0.038	0.038	0.038	0.038	0.038	0.038	0.038	0.038	0.038	0.038
		0.038	0.038	0.038	0.038	0.038	0.038	0.038	0.038	0.038	0.038	0.038	0.038	0.038	0.038	0.038	0.038
ESTABILIZADO	VASIARAS	0.210	0.210	0.210	0.210	0.210	0.210	0.210	0.210	0.210	0.210	0.210	0.210	0.210	0.210	0.210	
		0.077	0.077	0.077	0.077	0.077	0.077	0.077	0.077	0.077	0.077	0.077	0.077	0.077	0.077	0.077	
		0.098	0.098	0.098	0.098	0.098	0.098	0.098	0.098	0.098	0.098	0.098	0.098	0.098	0.098	0.098	0.098
		0.233	0.233	0.233	0.233	0.233	0.233	0.233	0.233	0.233	0.233	0.233	0.233	0.233	0.233	0.233	0.233
		0.022	0.022	0.022	0.022	0.022	0.022	0.022	0.022	0.022	0.022	0.022	0.022	0.022	0.022	0.022	0.022
		0.12	0.12	0.12	0.12	0.12	0.12	0.12	0.12	0.12	0.12	0.12	0.12	0.12	0.12	0.12	0.12
		0.038	0.038	0.038	0.038	0.038	0.038	0.038	0.038	0.038	0.038	0.038	0.038	0.038	0.038	0.038	0.038
		0.038	0.038	0.038	0.038	0.038	0.038	0.038	0.038	0.038	0.038	0.038	0.038	0.038	0.038	0.038	0.038
		0.038	0.038	0.038	0.038	0.038	0.038	0.038	0.038	0.038	0.038	0.038	0.038	0.038	0.038	0.038	0.038
		0.038	0.038	0.038	0.038	0.038	0.038	0.038	0.038	0.038	0.038	0.038	0.038	0.038	0.038	0.038	0.038
CASA DE BOMBAS 1	MOTORBOMBAS (1 DE 200 HP) 1750 HP CV	0.210	0.210	0.210	0.210	0.210	0.210	0.210	0.210	0.210	0.210	0.210	0.210	0.210	0.210	0.210	
		0.077	0.077	0.077	0.077	0.077	0.077	0.077	0.077	0.077	0.077	0.077	0.077	0.077	0.077	0.077	
		0.098	0.098	0.098	0.098	0.098	0.098	0.098	0.098	0.098	0.098	0.098	0.098	0.098	0.098	0.098	0.098
		0.233	0.233	0.233	0.233	0.233	0.233	0.233	0.233	0.233	0.233	0.233	0.233	0.233	0.233	0.233	0.233
		0.022	0.022	0.022	0.022	0.022	0.022	0.022	0.022	0.022	0.022	0.022	0.022	0.022	0.022	0.022	0.022
		0.12	0.12	0.12	0.12	0.12	0.12	0.12	0.12	0.12	0.12	0.12	0.12	0.12	0.12	0.12	0.12
		0.038	0.038	0.038	0.038	0.038	0.038	0.038	0.038	0.038	0.038	0.038	0.038	0.038	0.038	0.038	0.038
		0.038	0.038	0.038	0.038	0.038	0.038	0.038	0.038	0.038	0.038	0.038	0.038	0.038	0.038	0.038	0.038
		0.038	0.038	0.038	0.038	0.038	0.038	0.038	0.038	0.038	0.038	0.038	0.038	0.038	0.038	0.038	0.038
		0.038	0.038	0.038	0.038	0.038	0.038	0.038	0.038	0.038	0.038	0.038	0.038	0.038	0.038	0.038	0.038
CASA DE BOMBAS 2	MOTORBOMBAS (1 DE 200 HP) 2400 HP CV	0.210	0.210	0.210	0.210	0.210	0.210	0.210	0.210	0.210	0.210	0.210	0.210	0.210	0.210	0.210	
		0.077	0.077	0.077	0.077	0.077	0.077	0.077	0.077	0.077	0.077	0.077	0.077	0.077	0.077	0.077	
		0.098	0.098	0.098	0.098	0.098	0.098	0.098	0.098	0.098	0.098	0.098	0.098	0.098	0.098	0.098	0.098
		0.233	0.233	0.233	0.233	0.233	0.233	0.233	0.233	0.233	0.233	0.233	0.233	0.233	0.233	0.233	0.233
		0.022	0.022	0.022	0.022	0.022	0.022	0.022	0.022	0.022	0.022	0.022	0.022	0.022	0.022	0.022	0.022
		0.12	0.12	0.12	0.12	0.12	0.12	0.12	0.12	0.12	0.12	0.12	0.12	0.12	0.12	0.12	0.12
		0.038	0.038	0.038	0.038	0.038	0.038	0.038	0.038	0.038	0.038	0.038	0.038	0.038	0.038	0.038	0.038
		0.038	0.038	0.038	0.038	0.038	0.038	0.038	0.038	0.038	0.038	0.038	0.038	0.038	0.038	0.038	0.038
		0.038	0.038	0.038	0.038	0.038	0.038	0.038	0.038	0.038	0.038	0.038	0.038	0.038	0.038	0.038	0.038
		0.038	0.038	0.038	0.038	0.038	0.038	0.038	0.038	0.038	0.038	0.038	0.038	0.038	0.038	0.038	0.038
CASA DE BOMBAS 47	MOTORBOMBAS (7 DE 200 HP) 2000 HP CV	0.210	0.210	0.210	0.210	0.210	0.210	0.210	0.210	0.210	0.210	0.210	0.210	0.210	0.210	0.210	
		0.077	0.077	0.077	0.077	0.077	0.077	0.077	0.077	0.077	0.077	0.077	0.077	0.077	0.077	0.077	
		0.098	0.098	0.098	0.098	0.098	0.098	0.098	0.098	0.098	0.098	0.098	0.098	0.098	0.098	0.098	0.098
		0.233	0.233	0.233	0.233	0.233	0.233	0.233	0.233	0.233	0.233	0.233	0.233	0.233	0.233	0.233	0.233
		0.022	0.022	0.022	0.022	0.022	0.022	0.022	0.022	0.022	0.022	0.022	0.022	0.022	0.022	0.022	0.022
		0.12	0.12	0.12	0.12	0.12	0.12	0.12	0.12	0.12	0.12	0.12	0.12	0.12	0.12	0.12	0.12
		0.038	0.038	0.038	0.038	0.038	0.038	0.038	0.038	0.038	0.038	0.038	0.038	0.038	0.038	0.038	0.038
		0.038	0.038	0.038	0.038	0.038	0.038	0.038	0.038	0.038	0.038	0.038	0.038	0.038	0.038	0.038	0.038
		0.038	0.038	0.038	0.038	0.038	0.038	0.038	0.038	0.038	0.038	0.038	0.038	0.038	0.038	0.038	0.038
		0.038	0.038	0.038	0.038	0.038	0.038	0.038	0.038	0.038	0.038	0.038	0.038	0.038	0.038	0.038	0.038
RESERVAACION	BOMBA	0.210	0.210	0.210	0.210	0.210	0.210	0.210	0.210	0.210	0.210	0.210	0.210	0.210	0.210	0.210	
		0.077	0.077	0.077	0.077	0.077	0.077	0.077	0.077	0.077	0.077	0.077	0.077	0.077	0.077	0.077	
		0.098	0.098	0.098	0.098	0.098	0.098	0.098	0.098	0.098	0.098	0.098	0.098	0.098	0.098	0.098	0.098
		0.233	0.233	0.233	0.233	0.233	0.233	0.233	0.233	0.233	0.233	0.233	0.233	0.233	0.233	0.233	0.233
		0.022	0.022	0.022	0.022	0.022	0.022	0.022	0.022	0.022	0.022	0.022	0.022	0.022	0.022	0.022	0.022
		0.12	0.12	0.12	0.12	0.12	0.12	0.12	0.12	0.12	0.12	0.12	0.12	0.12	0.12	0.12	0.12
		0.038	0.038	0.038	0.038	0.038	0.038	0.038	0.038	0.038	0.038	0.038	0.038	0.038	0.038	0.038	0.038
		0.038	0.038	0.038	0.038	0.038	0.038	0.038	0.038	0.038	0.038	0.038	0.038	0.038	0.038	0.038	0.038
		0.038	0.038	0.038	0.038	0.038	0.038	0.038	0.038	0.038	0.038	0.038	0.038	0.038	0.038	0.038	0.038
		0.038	0.038	0.038	0.038	0.038	0.038	0.038	0.038	0.038	0.038	0.038	0.038	0.038	0.038	0.038	0.038

Costo del kWh: CFE (Tarifa básica) = \$0.073165 / kWh
 Precio de las gasolinas: \$1.15 / galón
 Salvo por acuerdo de (0.6471 USD) = \$0.4713

PRONOSTICOS DE PRODUCCION DE ACETE LIGERO SIN CONSIDERAR FLUJOS DE LITORAL

AÑO	2003	2004	2005	2006	2007	2008	2009	2010	2011	2012
GASTO (BPD)	50189	42101	31021	21522	25779	23818	20689	17714	10084	5218
TEMPERATURA (°C)	36.5	37	33	28	25	24	23	21	20	19

182

TESIS CON FALLA DE ORIGEN

U.N.A.M.
 DIVISION DE ESTUDIOS DE POSGRADO
 MAESTRIAN EN INGENIERIA PETROLERA
 TABLA V-1

**INGRESOS DE LA ALTERNATIVA 2.
INGRESOS POR COMERCIALIZACION DE GAS**

Alternativa 2.	Horizonte						
	2000	2001	2002	2003	2004	2005	2006
Q.de gas amargo comercializado (MMPCD)	22.35	19.19	16.10	14.09	12.01	10.47	9.81
Q.de gas amargo comercializado (MMPCAño)	8157.75	7004.35	5876.50	5142.85	4383.65	3821.55	3580.65
Ingresos por comerc. del gas (MMUSD/Año)	16.45	14.12	11.85	10.37	8.84	7.70	7.22

Caso Base	Horizonte						
	2000	2001	2002	2003	2004	2005	2006
Q.de gas amargo comercializado (MMPCD)	14.92	12.81	10.75	9.41	8.02	6.99	6.55
Q.de gas amargo comercializado (MMPCAño)	5445.80	4675.65	3923.75	3434.65	2927.30	2551.35	2390.75
Ingresos por comerc. del gas (MMUSD/Año)	10.98	9.43	7.91	6.92	5.90	5.14	4.82

INGRESOS POR COMERCIALIZACION DE GAS

Alternativa 2.	Horizonte					
	2007	2008	2009	2010	2011	2012
Q.de gas amargo comercializado (MMPCD)	9.09	7.83	6.74	5.06	2.84	2.36
Q.de gas amargo comercializado (MMPCAño)	3317.85	2857.95	2460.10	1846.90	1036.60	861.40
Ingresos por comerc. del gas (MMUSD/Año)	6.69	5.76	4.96	3.72	2.09	1.74

Caso Base	Horizonte					
	2007	2008	2009	2010	2011	2012
Q.de gas amargo comercializado (MMPCD)	6.07	5.23	4.50	3.38	1.90	1.58
Q.de gas amargo comercializado (MMPCAño)	2215.55	1908.95	1642.50	1233.70	693.50	576.70
Ingresos por comerc. del gas (MMUSD/Año)	4.47	3.85	3.31	2.49	1.40	1.16

Pgas=17318.00 \$/MMPCSD (2016 \$ USD/MMPCSD)

U.N.A.M.
DIVISION DE ESTUDIOS DE POSGRADO, F.I.
MAESTRIA EN INGENIERIA PETROLERA.
ALUMNO: FELIPE DE JESUS DIAZ GARCIA.
TABLA V - 8

ANALISIS ECONOMICO PARA LA ALTERNATIVA 2 DEL CRUDO LIGERO

VACIO CON BOMBA DE A. LIQ. Y CALENTAMIENTO EN LA T.M.D.B.SIN INV. EN COMPRESION EN C. B.

AÑO	INGRESOS (\$)	EGRESOS (\$)	FLUJO EFECTIVO (\$)	FJO.EFECT.ACUM (\$)	VPN (\$)
1	5.47E+6	3.2E+6	2.19E+6	1.99E+6	-4.78E+6
2	4.69E+6	1.45E+7	1.92E+7	1.79E+7	1.11E+7
3	3.94E+6	-1.22E+7	1.6E+7	3.007E+7	2.32E+7
4	3.44E+6	-1.02E+7	1.37E+6	3.94E+7	3.26E+7
5	2.94E+6	-8.8E+6	1.18E+7	4.67E+7	4.00E+7
6	2.56E+6	-7.7E+6	1.02E+7	5.25E+7	4.58E+7
7	2.4E+6	-7.2E+6	9.6E+6	5.75E+7	5.07E+7
8	2.22E+6	-6.5E+6	8.7E+6	6.16E+7	5.48E+7
9	1.91E+6	5.9E+6	7.8E+6	6.49E+7	5.81E+7
10	1.65E+6	-3.7E+6	6.7E+6	6.75E+7	6.07E+7
11	1.24E+6	-1.59E+6	5.01E+6	6.92E+7	6.25E+7
12	6.9E+5	-1.55E+6	2.28E+6	7.002E+7	6.32E+7
13	5.7E+5	-1.5E+6	2.12E+6	7.06E+7	6.38E+7
14	5.7E+5	-1.5E+6	2.12E+6	7.11E+7	6.44E+7
15	5.7E+5	-1.5E+6	2.12E+6	7.17E+7	6.676E+7

Valor presente de la inversión de la alternativa es: VPALT = \$ 1.4317E+7
 Valor presente de la inversión en el caso base es: VPICB = \$ 7535200
 Diferencial de inversión es: VPIALT - VPICB = \$ 6781800
 Egresos totales de la alternativa son: SETALT: = \$ 1.078E+8
 Egresos del caso base son: SETBASE = \$ 1.93E+8
 Diferencial de egresos totales (ahorro) es: ETDIF = \$ -8.523098E+8

Valor presente neto es: VPN = \$ 6.676E+7
 Tiempo de recuperación de la inversión es: Tri = 1.600000 años
 Tasa interna de retorno o de rendimiento es: TIR = 82.4999
 Índice de utilidad de la inversión es: VPN/VPI = 4.663
 Tasa de descuento es: i = 10 %.



**DIVISION DE ESTUDIOS DE POSGRADO DE LA
 FACULTAD DE INGENIERIA.**

U.N.A.M.

MAESTRIA EN ING. PETROLERA (PRODUCCION)

ALUMNO: FELIPE DE JESUS DIAZ GARCIA

TABLA No. V-9

INVERSION REQUERIDA PARA LA ALTERNATIVA 3.
CALENTAMIENTO Y VACIO CON EDUCADORES
T calentamiento = 50 °C
 (NUEVA COMPOSICIÓN)

DESCRIPCION	CANTIDAD	CLAVE	UBICACION	COSTO UNITARIO	COSTO TOTAL	OBSERVACIONES Y COMENTARIOS.
SECCION DE TRAT. DE CRUDO						
PAQUETE DE CALENTAMIENTO	4	EA-1	Atrás de Batería de Sep.	0.400	1.600	35 MMBTU c/u (Incluye horno, bombas, tubería tanque de balance, accesorios, etc.,
CAMB. DE CALOR REHABILITADO	6	EA-2	Atrás de Batería de Sep.	0.070	0.420	Tranf. Calor entre Acete Térmico - C.Ligero en paralelo; Recup. Tuba o Humingulillo.
EDUCTOR (INCLUYE BOMBAS, FLUIDO MOTRIZ, DUCTOS E INST.)	3	E-1	Área de Estabilizado	0.600	1.800	Capacidad para manejar 40 MMPCD y generar un vacío de 10 psia @ 50 °C en estabilizado.
SEPARADOR DE FLUIDO MOTRIZ	1	SFM	Área de Estabilizado	0.250	0.250	
SUBTOTAL					0.070	

SECCION DE COMPRESION						
MOTOCOMPRESORES CENTRIF. DE MOTOR ELECTRICO 1ER. PASO.	2	CMC-1	Cerca de área de estabilizado y CB-5E	1.945	3.890	2 Op. Y 1 rel. Psucc mín.= 15.0 psia Pdsc.máx.= 185.37 psia Cap.= 15 MMPCD c/u 1600 BHP, incluye solaire y rectificador.
MOTOBOMBA DE CONDENSADO 1er. PASO	2	MB-3	Descarga de liquido de rectificador R1.	0.032	0.063	Capacidad para 25 GPM c/u 19.75 BHP
MOTOCOMPRESORES CENTRIF. DE MOTOR ELECTRICO 2do. PASO	2	CMC-2	Cerca de área de estabilizado y CB-5E	1.194	2.388	Incluye enfriador de gas 1500 BHP.
SEPARADOR DE COND. DE 3 FASES	1	SHC3F	Área de compresores	0.250	0.250	Horizontal 84" x 30"
MOTOBOMBA DE CONDENSADO.	3	MB-4	Área de compresores	0.042	0.126	Capacidad para 350 GPM c/u 30 BHP
SUBTOTAL					6.777	

SECCION DE ESTABIL. DE COND.						
CAMB. DE CALOR REHABILITADO.	1	EA-3	Área de compresores	0.070	0.070	35 MMBTU, Recuperado de Tula o Humingulillo carga de torre estabilizadora de condensado.
TORRE ESTABILIZ. DE COND.	1	TDE	Área de compresores	0.450	0.450	Incluye bombas de refugio, 16 platos.
REHERVIDOR DE TORRE.	1	EA-4	Área de compresores	0.040	0.040	15 MMBTU/Hr.
MOTOBOMBA DE CONDENSADO.	3	MB-8	Área de compresores	0.042	0.126	Fondos calientes de torre
SUBTOTAL					0.686	Capacidad para 350 GPM c/u 30 BHP.
SECCION DE SEP. EN EL RIO.						
SEPARADOR DE DOS FASES.	1	SHC2F	Margen del Río Seco	0.200	0.200	Horizontal
SUBTOTAL					0.200	

TOTAL (MMUSD)

11.799

U.N.A.M.
 DIVISION DE ESTUDIOS DE POSGRADO, F.I.
 MAESTRIA EN INGENIERIA PETROLERA.
 ALUMNO: FELIPE DE JESUS DIAZ GARCIA.
 TABLA V - 10

185

**TESIS CON
 FALLA DE ORIGEN**

ANALISIS ECONOMICO PARA LA ALTERNATIVA 3 DEL CRUDO LIGERO.

VACIO CON EDUCTORES Y CALENTAMIENTO EN LA T.M.D.B. SIN INV. COMP. C.B.

AÑO	INGRESOS (\$)	EGRESOS (\$)	FLUJO EFECTIVO (\$)	FLUJO EFECTIVO ACUM. (\$)	VPN (\$)
1	5.47E+06	1.12E+05	5358000	4870909	-6928091
2	4.69E+07	-1.72E+07	2.18E+07	2.29E+07	1.10E+07
3	3.94E+07	-1.42E+07	1.81E+07	3.65E+07	2.40E+07
4	3.44E+07	-1.22E+07	1.56E+07	4.73E+07	3.50E+07
5	2.94E+07	-1.11E+07	1.40E+07	5.60E+07	4.40E+07
6	2.56E+07	-9228000	1.17E+07	6.26E+07	5.08E+07
7	2.40E+07	-8691000	1.11E+07	6.83E+07	5.65E+07
8	2.22E+07	-7799000	1.00E+07	7.30E+07	6.12E+07
9	1.91E+07	-7189000	9099000	7.60E+07	6.51E+07
10	1.65E+07	-6300000	7950000	7.90E+07	6.81E+07
11	1.24E+07	-4474000	5714000	8.10E+07	7.01E+07
12	6.90E+05	-2230000	2920000	8.20E+07	7.11E+07
13	5.70E+05	-2203000	2773000	8.30E+07	7.19E+07
14	5.70E+05	-2203000	2773000	8.40E+07	7.26E+07
15	5.70E+05	-2203000	2773000	8.50E+07	7.33E+07

Valor presente de la inversión de la alternativa es: $VPALT = \$ 1.179e+7$
 Valor presente de la inversión en el caso base es: $VPICB = \$ 0.0$
 Diferencial de inversión es: $VPIALT - VPICB = \$ 1.179e+7$
 Egresos totales de la alternativa son: $SETALT: = \$ 1.0123e+8$
 Egresos del caso base son: $SETBASE = \$ 2.084e+8$
 Diferencial de egresos totales (ahorro) es: $ETDIF = \$ -1.07171e+8$

Valor presente neto es: $VPN = \$ 7.33e+7$
 Tiempo de recuperación de la inversión es: $Tri = 1.38$ años
 Tasa interna de retorno o de rendimiento es: $TIR = 102.5955$
 Índice de utilidad de la inversión es: $VPN/VPI = 6.213073$
 Tasa de descuento es: $i = 10 \%$.



**DIVISION DE ESTUDIOS DE POSGRADO DE LA
FACULTAD DE INGENIERIA.**

U.N.A.M.

MAESTRIA EN ING. PETROLERA (PRODUCCION)

ALUMNO: FELIPE DE JESUS DIAZ GARCIA

TABLA No. V-11

TESIS CON FALLA DE ORIGEN

ANALISIS ECONOMICO PARA LA ALTERNATIVA 3 DEL CRUDO LIGERO.
 VACIO CON EDUCTORES Y CALENTAMIENTO EN LA T.M.D.B. CON INV. COMP. C.B.

AÑO	INGRESOS (\$)	EGRESOS (\$)	FLUJO EFECTIVO (\$)	FLUJO EFECTIVO ACUM. (\$)	VPN (\$)
1	5.47E+6	2.45E+6	3.01E+6	2.74E+6	1.50E+6
2	4.69E+6	-1.53E+7	2.01E+7	1.96E+7	1.50E+7
3	3.94E+7	-1.28E+7	1.67E+7	3.19E+7	2.76E+7
4	3.44E+7	-1.08E+7	1.42E+7	4.16E+7	3.74E+7
5	2.94E+7	-9.60E+6	1.26E+7	4.95E+7	4.52E+7
6	2.56E+7	-8.20E+6	1.08E+7	5.56E+7	5.13E+7
7	2.40E+7	-7.70E+6	1.01E+7	6.08E+7	5.66E+7
8	2.22E+7	-6.80E+6	9.08E+6	6.51E+7	6.08E+7
9	1.91E+7	-6.20E+6	8.16E+6	6.85E+7	6.43E+7
10	1.65E+7	-5.30E+6	7.01E+6	7.12E+7	6.70E+7
11	1.24E+7	-4.01E+6	5.24E+6	7.31E+7	6.88E+7
12	6.90E+5	-1.70E+6	2.45E+6	7.39E+7	6.96E+7
13	5.70E+5	-1.70E+6	2.30E+6	7.45E+7	7.03E+7
14	5.70E+5	-1.70E+6	2.30E+6	7.51E+7	7.09E+7
15	5.70E+5	-1.70E+6	2.30E+6	7.57E+7	7.41E+7

Valor presente de la inversión de la alternativa: VPI = \$ 1.179e+7
 Valor presente de la inversión en el caso base: VPICB = \$ 7535200.00
 Diferencial de inversión: VPIALT - VPICB = \$ 4263800.00
 Egresos totales de la alternativa: SETALT = \$ 1.0123e+8
 Egresos totales del caso base: SETBASE = \$ 1.9307e+8
 Diferencial de egresos totales (ahorro): ETDIF = \$ -9.183698e+7

Valor presente neto: VPN = \$ 7.14723e+7
 Tiempo de recuperación de la Inversión: Tri = 1.091713 Años
 Tasa Interna de Retorno o de Rendimiento: TIR = 194.5997
 Índice de Utilidad de la Inversión: VPN/VPI = 16.76258
 Tasa de Descuento: i = \$ 10 %



DIVISION DE ESTUDIOS DE POSGRADO DE LA
 FACULTAD DE INGENIERIA.
U.N.A.M.

MAESTRIA EN ING. PETROLERA (PRODUCCION)

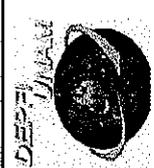
ALUMNO: FELIPE DE JESUS DIAZ GARCIA

TABLA No. V-12

EVALUACION ECONOMICA DE ALTERNATIVAS PARA LA ESTABILIZACION, DESHIDRATACION Y REDUCCION DEL CONTENIDO DE H2S EN EL CRUDO LIGERO

CONSIDERANDO EL CASO BASE
 (SIN INVERSION EN COMPRESION EN EL CASO BASE)

CONCEPTO	ALTERNATIVA 1 ESTABILIZAC. C/ CALENT.	ALTERNATIVA 2 VACIO C/B. ANILLO L. Y CALENTAMIENTO	ALTERNATIVA 3 VAC. C/EDUCT. Y CALENT.
VPI_{ALT} (MMUSD)	17.33	14.31	11.80
VPI_{CB} (MMUSD)	0.00	0.00	0.00
VPI_{ALT} - VPI_{CB} (MMUSD)	17.33	14.31	11.80
VPN (MMUSD)	56.75	66.76	73.31
TRI (AÑOS)	1.89	1.58	1.38
TIR (%)	62.99	82.50	102.59
VPN/VPI	3.27	4.66	6.21
CT_{ALT} (MMUSD)	119.17	107.84	101.23
CT_{CB} (MMUSD)	208.4	208.4	208.4
DTC = CT_{ALT} - CT_{CB}	-89.23	-100.56	-107.17



DIVISION DE ESTUDIOS DE POSGRADO DE LA FACULTAD DE INGENIERIA.

U.N.A.M.

MAESTRIA EN ING. PETROLERA (PRODUCCION)

ALUMNO: FELIPE DE JESUS DIAZ GARCIA

TABLA No. V- 13