



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO

FACULTAD DE INGENIERÍA

DIVISIÓN DE ESTUDIOS DE POSGRADO

T E S I S

ANÁLISIS METODOLÓGICO DE ALTERNATIVAS TÉCNICO ECONÓMICAS PARA LA ESTABILIZACIÓN DEL PETRÓLEO CRUDO EN MÉXICO.

QUE PARA OBTENER EL GRADO DE

MAESTRO EN INGENIERÍA (PLANEACIÓN)

PRESENTA:

JUAN DE LA CRUZ CLAVEL LÓPEZ

DIRECTOR DE TESIS:

DR. RICARDO ACEVES GARCÍA



MÉXICO, D.F.

TESIS CON FALLA DE ORIGEN

ABRIL DEL 2002



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.



DIVISION DE ESTUDIOS DE POSGRADO
 FACULTAD DE INGENIERIA
 OF./529/2000/SE-60.2

UNIVERSIDAD NACIONAL
 AUTÓNOMA DE MEXICO

BIOL. FRANCISCO J. INCERA UGALDE
 Jefe de la Unidad de Administración
 del Posgrado
 Dirección General de Administración
 Escolar, UNAM
 P r e s e n t e .

Esta facultad informa a usted que el alumno JUAN DE LA CRUZ CLAVEL LOPEZ, ha solicitado autorización para presentar examen con tesis, con el fin de obtener el grado de Maestro en Ingeniería con opción en (Planeación) 490.

El mencionado alumno ha elaborado el trabajo titulado: "ANALISIS METODOLOGICO DE ALTERNATIVAS TECNICO ECONOMICAS PARA LA ESTABILIZACION DE CRUDO DE MEXICO" el cual no tiene valor en créditos académicos.

Tomando en cuenta que el interesado ha cumplido con todos los requisitos que se exigen para sustentar dicho examen, no hay ningún inconveniente en que se lleve a cabo dicho acto ante el jurado integrado por los profesores:

Presidente:	DR. SERGIO FUENTES MAYA
Vocal:	DR. RICARDO ACEVES GARCIA
Secretario:	M EN I. JAVIER SUAREZ ROCHA
Suplente:	DR. GABRIEL DE LAS NIEVES SANCHEZ GUERRERO
Suplente:	M EN I. ARTURO FUENTES ZENON

A t e n t a m e n t e,
 "POR MI RAZA HABLARA EL ESPIRITU"
 Cd. Universitaria, D.F., a 17 de noviembre de 2000
 EL DIRECTOR DE LA FACULTAD

M EN C. GERARDO FERRANDO BRAVO

Anexos: cinco votos originales

BJS*jac.

Doy gracias a Dios por haberme permitido vivir hasta estos tiempos, y por hacerme comprender el significado de la vida en los momentos felices y los difíciles al lado de mi familia.

Dedico el esfuerzo de este trabajo a:

Mi esposa María de la Luz Navarro Castillo a quien agradezco el cariño y comprensión que siempre me ha brindado incondicionalmente, además del apoyo moral para la realización de este trabajo.

Mis hijos: Luz Alba y Juan Ramón, quienes son la razón de mi existencia, para que sea un factor de mejora en sus vidas.

Mi mamá Elvira Francisco López Santiago, quien siempre me ha dado su cariño, además de ser mi ejemplo en la manera de ver la vida.

Mis hermanas y hermanos: Paz, Bema, Geña, Noé[†], Chico, Abraham, Tano y Rafa.

Mis sobrinos, para que lo consideren como un reto a superar.

Mis compañeros de trabajo del Grupo de Sistemas e Instalaciones de Producción del IMP.

Agradezco a mis profesores de la Maestría: Dr. Sergio Fuentes Maya, Dr. Gabriel Sánchez Guerrero, M.I. Arturo Fuentes Zenón, por sus sabias cátedras y en especial al Dr. Ricardo Aceves García por la conducción y asesoría de este trabajo.

Agradezco especialmente al Instituto Mexicano del Petróleo, por haberme proporcionado los medios para estudiar esta maestría y por mucho más.

Dedico también este esfuerzo a nuestra Industria Petrolera Mexicana con el fin de que sea aprovechado al máximo.

Juan de la Cruz Clavel López

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

ANÁLISIS METODOLÓGICO DE ALTERNATIVAS TÉCNICO-ECONÓMICAS PARA LA ESTABILIZACIÓN DEL PETRÓLEO CRUDO EN MÉXICO.

CONTENIDO

- I. MARCO CONCEPTUAL Y CONCEPTOS BÁSICOS EN LA ESTABILIZACIÓN DE CRUDO Y REDUCCIÓN DEL CONTENIDO DE H₂S.
 - I.1 Marco conceptual.
 - I.2 Conceptos básicos y definiciones.

- II. PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA Y ESTADO DEL ARTE EN LAS TÉCNICAS PARA LA ESTABILIZACIÓN DEL PETRÓLEO CRUDO.
 - II.1 Planteamiento del problema en la estabilización de crudo y reducción del contenido de H₂S.
 - II.2 Estado del arte en las técnicas para la estabilización del petróleo crudo.

- III. METODOLOGÍA PARA LA SELECCIÓN DEL PROCESO DE ESTABILIZACIÓN DE CRUDO EN INSTALACIONES DE PRODUCCIÓN.
 - III.1 Definición de los procesos de mayor conveniencia para la Industria Petrolera Mexicana.
 - III.2 Metodología para seleccionar el proceso de estabilización de crudo y reducir su contenido de H₂S en las instalaciones de producción.

- IV. EJEMPLO DE APLICACIÓN EN LA TERMINAL MARÍTIMA DE DOS BOCAS.
 - IV.1 Simulación de proceso de la situación actual y definición del Caso Base.
 - IV.2 Análisis técnico y económico de opciones.
 - IV.3 Evaluación económica de opciones.

- V. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES.

BIBLIOGRAFÍA Y REFERENCIAS

INTRODUCCIÓN

Durante décadas, la explotación del petróleo en México y su procesamiento ha estado sujeta a reglas convencionales en materia de seguridad y protección al medio ambiente, sin embargo, en la actualidad las regulaciones gubernamentales en materia ecológica han ido en aumento, de manera justificada, por lo cual también los sistemas de producción de hidrocarburos han sido modificados de tal manera que se cuente con procesos cuyas descargas contaminantes sean lo menos impactante posible a su entorno.

La estabilización de crudo en el ámbito mundial cobró interés en la década de los ochenta del siglo pasado, cuando numerosos investigadores se dieron a la tarea de buscar soluciones para reducir la presión de vapor del petróleo crudo y lograr su estabilización, con la finalidad de evitar la emanación de vapores en los tanques de almacenamiento, mismos que contienen una gran cantidad de licuables, que tienen un gran valor comercial, además de evitar catástrofes en la transportación del crudo en los buques por represionamientos excesivos. En aquella época, la justificación de los nuevos procesos se tuvo en las utilidades que se obtendrían por aprovechamiento de los hidrocarburos que estaban siendo enviados a la atmósfera.

Actualmente, los organismos de protección al medio ambiente han cobrado la importancia que realmente merecen, de tal manera que las regulaciones gubernamentales de varios países han elevado las exigencias a las compañías petroleras, para reducir el impacto ambiental a su mínima expresión, lo cual se está reflejando paulatinamente en la situación contractual de la comercialización del petróleo crudo. Como ejemplo se tiene, que para que México pueda exportar el petróleo crudo a la costa oeste de los Estados Unidos de Norte América, se requiere que éste contenga menos de 70 partes por millón de ácido sulfhídrico (H_2S) en fase líquida, lo cual representa una notable reducción de los ingresos y utilidades en la

comercialización de este producto, debido al costo de tratamiento de la producción, para reducir el contenido de H_2S por medio de productos químicos.

Por tal motivo, se ha pensado que no pasará mucho tiempo para que esta exigencia que se esté presentando en la región antes mencionada, se haga extensiva al resto de la producción de exportación de crudo de México, lo cual representaría un fuerte golpe a la economía mexicana, ya que en nuestro país aún no se cuenta con procesos que proporcionen la calidad del crudo para el cumplimiento de este parámetro, por lo que para no perder el mercado, tendría que recurrir al tratamiento químico por medio de secuestrantes de H_2S , cuyo costo es exageradamente elevado.

Debido a que el análisis para la selección del proceso que maximice los beneficios económicos para cada instalación de producción requiere de mucho tiempo, lo cual aunado a la gran cantidad de instalaciones de producción que lo requerirían y a la reducida cantidad de especialistas en la materia con los que se cuenta, se hace extremadamente necesario y de gran importancia para nuestro país, la definición de una metodología para la selección de dicho proceso, que permita efectuarlo de manera rápida y aprovechando la infraestructura y fuentes de energía disponibles.

El presente trabajo, se refiere inicialmente a la conceptualización de la estabilización del petróleo crudo y la reducción del contenido de H_2S , donde se mencionan todos los aspectos relacionados con este tema. Así mismo, se presentan los procesos que han sido definidos por diversos investigadores con este propósito, además del planteamiento del problema y su incidencia en nuestro país.

Con la finalidad de reducir el tiempo de análisis, se presenta también una metodología para seleccionar el proceso de estabilización de crudo y reducción de su contenido de H_2S , con la finalidad de que esto se efectúe eficazmente, para maximizar los beneficios económicos para nuestro país. Finalmente se presenta un ejemplo de aplicación de la metodología con el cual se comprueba su efectividad.

CAPÍTULO I

MARCO CONCEPTUAL Y CONCEPTOS BÁSICOS EN LA ESTABILIZACIÓN DE CRUDO Y REDUCCIÓN DEL CONTENIDO DE H₂S.

Para abordar el tema de la estabilización del petróleo crudo, es necesario conocer los aspectos generales de la Ingeniería Petrolera y de la comercialización de hidrocarburos, con la finalidad de conceptualizar adecuadamente el ámbito al cual pertenece la naturaleza del problema que se desea plantear y resolver. Sin embargo, para efectuar un correcto análisis de la problemática que representa lograr la estabilización del petróleo crudo y reducir su concentración de ácido sulfhídrico (H₂S), es indispensable que el grupo de analistas encargado de encontrar la solución, cuente con suficientes conocimientos en determinadas áreas de la Ingeniería de Producción, y en especial en la de Manejo y Tratamiento de Hidrocarburos, misma que contempla: Flujo multifásico en tuberías, Separación gas-líquido, Estabilización de crudo, Deshidratación y desalado de crudo, Almacenamiento, bombeo y transporte de la producción, Manejo y acondicionamiento de gas y condensado, así como las disciplinas de Simulación composicional de proceso, Muestreo y análisis de corrientes de hidrocarburos, Evaluación económica y financiera de proyectos y de Planeación.

Al contar con un grupo que contemple las disciplinas y conocimientos antes mencionados, se considera que el problema tiene altas posibilidades de ser resuelto, sin embargo para ello se requiere de un coordinador con suficiente experiencia en el análisis de este tipo de problemas, además de utilizar un enfoque metodológico que garantice llegar al mejor resultado. Para ello en el presente Capítulo se presenta al lector el ámbito al cual pertenece la naturaleza del problema mediante el uso de mapas conceptuales. Así mismo se definen los conceptos básicos que conciernen a la estabilización del petróleo crudo y a la reducción en su contenido de H₂S.

I.1. MARCO CONCEPTUAL.

La Ingeniería Petrolera contempla distintas disciplinas que son consideradas de primordial importancia en la explotación del petróleo, dentro de las cuales se encuentran: la Ingeniería de Yacimientos, Perforación, Terminación y Mantenimiento de Pozos, Ingeniería de Producción y Planeación. La Figura I.1 muestra el marco de referencia que enlaza a la Ingeniería Petrolera con la estabilización de crudo, en la cual se pueden observar las áreas involucradas. Así mismo, en dicha figura I.1 es posible apreciar la amplia gama de especialidades pertenecientes a la Ingeniería Petrolera y la estrecha relación que existe entre algunas de ellas con la Estabilización del petróleo crudo. Este tema, aún cuando es un pequeño punto en la gama de especialidades de la Ingeniería Petrolera, cobra gran relevancia en el momento en que se lleva a cabo el proceso de tratamiento de la producción y la distribución y comercialización del petróleo crudo, ya que de no contar con el proceso más adecuado, se podrían presentar serios problemas en la seguridad del personal e instalaciones, de emisiones contaminantes y de pérdidas económicas.

La Estabilización del petróleo crudo, se refiere a un parámetro en el control de calidad para la comercialización del petróleo crudo, se relaciona con distintos procesos dentro del Manejo y Tratamiento de Hidrocarburos, representa una problemática actual de gran importancia, misma que en un futuro a mediano plazo será mayor, contempla distintas técnicas para la solución del problema, la solución óptima del problema no es única, ya que depende de algunas variables externas que deben considerarse en el análisis, además de que para lograr la solución del problema se requiere considerar varias disciplinas. En la Figura I.2, se presenta el mapa conceptual de la Estabilización de crudo y Reducción del contenido de H_2S , el cual muestra las distintas vertientes con las cuales se relaciona y tienen una gran influencia durante el análisis.

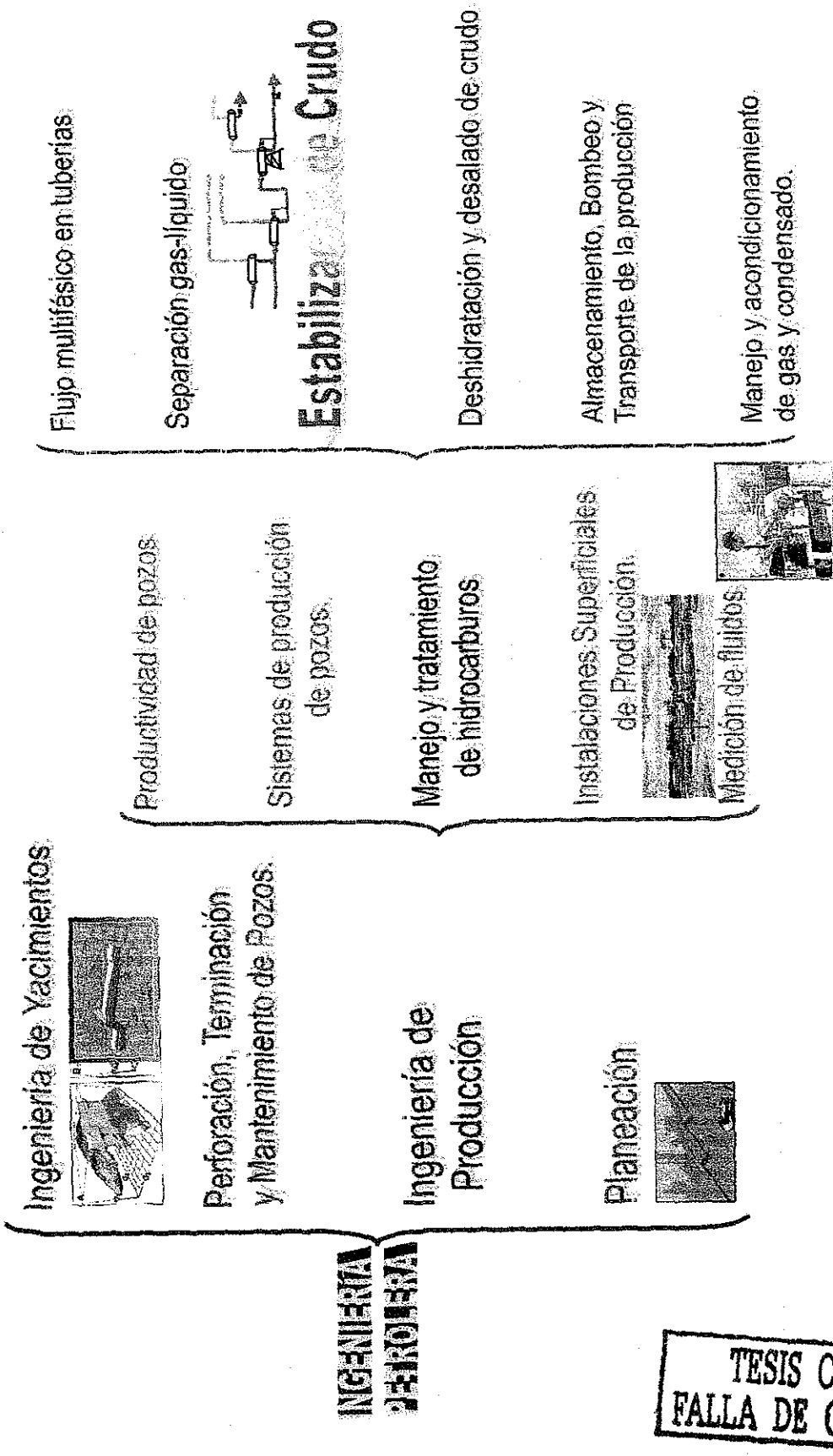


Fig. 1.1. Marco de referencia de la Estabilización del crudo y la Ingeniería Petrolera.

TESIS CON FALLA DE ORIGEN

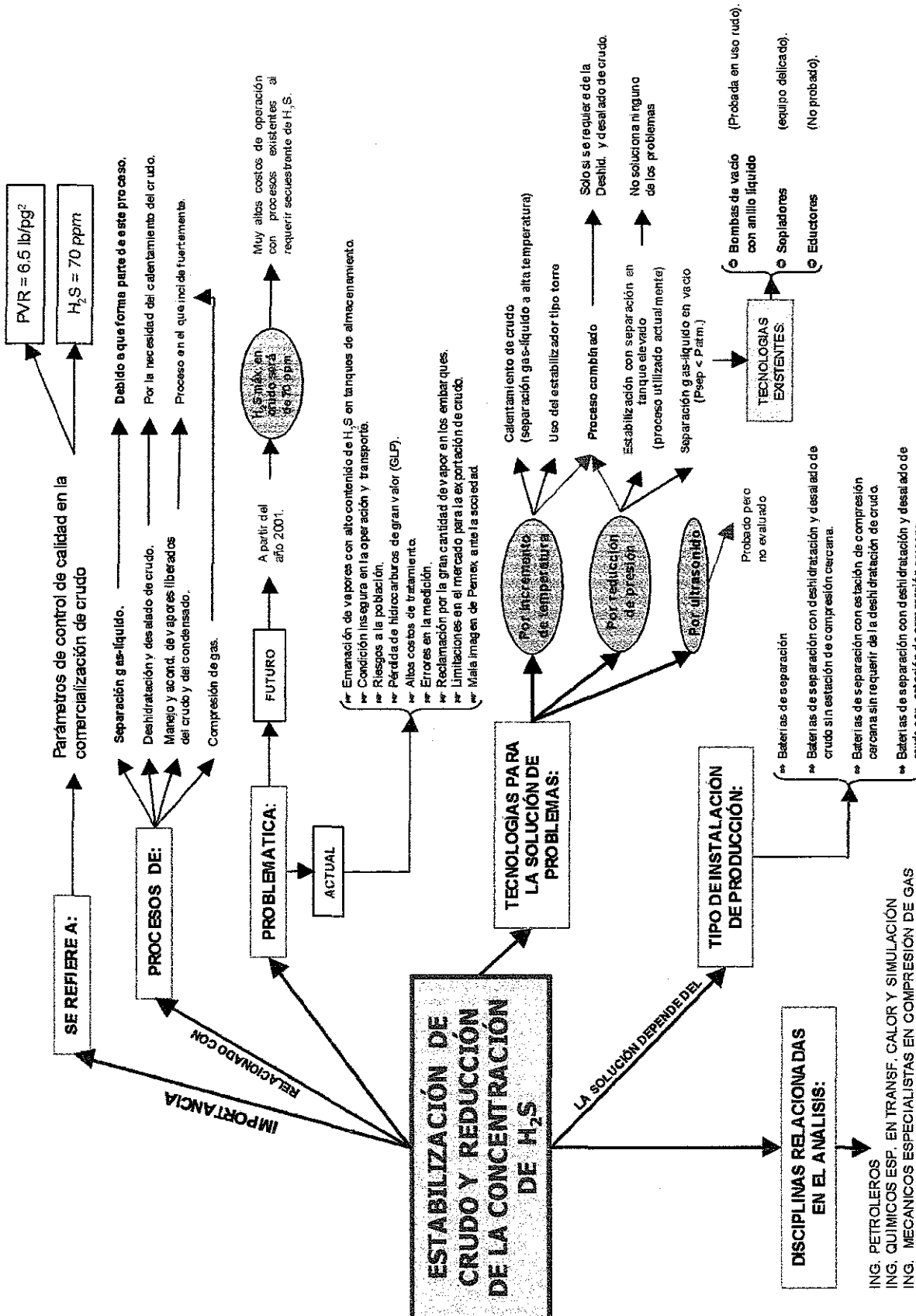


Fig. 1.2. Mapa conceptual de la Estabilización del crudo y reducción de la concentración de ácido sulfhídrico (H₂S)

TESIS CON FALLA DE ORIGEN

I.2. CONCEPTOS BÁSICOS Y DEFINICIONES.

La estabilización del petróleo crudo, durante los últimos tiempos se ha convertido en un tema de especial importancia dentro del proceso de producción de hidrocarburos, debido a que es indispensable cumplir con un valor de Presión de Vapor Reid^{(1),(2)} (PVR), el cual se especifica en el contrato de comercialización del petróleo crudo. Si el vendedor no cumple con este valor, se hará acreedor a una sanción que repercute económicamente sobre el mismo, ya que el comprador tendrá problemas en la transportación y en el proceso de refinación en lo referente a la capacidad y eficiencia de procesamiento.

La **Estabilización del petróleo crudo**⁽²⁾ se refiere al proceso mediante el cual se ajusta la Presión de Vapor Reid del hidrocarburo líquido, a un valor menor o igual al especificado en el contrato de comercialización del mismo. La PVR esta íntimamente relacionada con la Presión de Vapor Verdadera (P_{vv}) de este hidrocarburo líquido, misma que depende de las condiciones de operación del equipo de proceso.

La **Presión de Vapor Verdadera (P_{vv})**⁽²⁾ del líquido, es la última presión a la cual coexistió en equilibrio el líquido con su respectivo vapor a una temperatura dada, sucediendo la separación de las fases. También es conocida como la presión de saturación o de burbujeo del líquido.

El **Equilibrio vapor-líquido**⁽²⁾, se refiere a la igualdad del ritmo de vaporización de las moléculas de líquido con el ritmo de condensación de las moléculas de gas durante el proceso de separación gas-líquido.

La **Presión de Vapor Reid (PVR)** de un crudo⁽²⁾, es la presión que ejerce el vapor sobre el líquido del cual se liberó dentro de ciertas cámaras especiales de líquido y de vapor, al someter una muestra de crudo a la prueba de laboratorio propuesta por Reid⁽¹⁾, la cual está especificada en el procedimiento A del ASTM (American

Society for Testing and Materials) D-323-89. Esta presión representa el grado de volatilidad del crudo y sirve como especificación en el control de calidad del petróleo crudo. Cabe mencionar que la principal diferencia que existe entre la Pvv y la PVR, radica en que en la segunda, la muestra de crudo se pone en contacto con el aire y el vapor de agua cuando se realiza la prueba y esta se lleva a cabo a 100 °F.

Sistema. Porción o región del universo que desea ser estudiada, delimitada por una frontera definida.

Proceso. Acción de transformar los insumos de un sistema en uno o varios productos. En nuestro caso el proceso consiste de la introducción de la mezcla de líquido y gas producida por los pozos al sistema de separación, compresión, calentamiento, vacío, estabilización y deshidratación de crudo, y manejo y acondicionamiento de condensado, para obtener como productos: crudo estabilizado con la mayor calidad y volumen posible, gas sin problemas de condensación en los ductos de transporte y condensado (GLP).

Batería de Separación. Se refiere a las instalaciones superficiales de producción, que cuentan con una o varias etapas de separación, cada una de ellas con uno o varios separadores gas-líquido o gas-aceite-agua operando a las mismas condiciones de presión y temperatura. Regularmente las Baterías de Separación cuentan con rectificadores de gas (separadores en la corriente de gas para eliminar cualquier presencia de líquido en su seno, previniendo la presencia de baches de líquido en los separadores que provoquen que la corriente de gas "arrastre" el crudo consigo), enfriadores de gas, rectificadores para la separación del condensado del gas, tanques de almacenamiento, bombas y compresores para hacer llegar las corrientes de gas de baja presión a la estación de compresión más cercana.

Etapas de separación. Condiciones de operación a la cual se lleva a cabo la separación gas-líquido o gas-aceite-agua en una batería de separación. Las baterías de separación normalmente se diseñan de acuerdo a la máxima presión con la que cuenta la producción proveniente de los pozos, teniéndose instalaciones que cuentan con 4 etapas de separación: Alta Presión (75 Kg/cm^2 : presión que depende de la presión a la cual recibe el gas la planta petroquímica y de las pérdidas de presión por el transporte del gas por el ducto), Presión Intermedia (55 Kg/cm^2 : presión que depende de la presión de succión de los compresores de presión intermedia a alta presión), Baja Presión (6 Kg/cm^2 : presión que depende de la presión de succión de los compresores de baja a intermedia o alta presión y de la pérdida de presión existente entre la batería de separación y la estación de compresión) y la etapa de estabilización de crudo, cuya presión de separación depende del método de estabilización que se haya seleccionado la cual puede estar entre -0.33 y 0.5 Kg/cm^2).

Condensado. Líquido generado de un gas por el efecto de enfriamiento del mismo, por su incremento en la presión o por la combinación de ambos efectos.

Estación de compresión. Instalación superficial que cuenta con un o varios compresores, con la finalidad de incrementar la presión del gas, para hacerlo llegar a los puntos de venta con la presión requerida por el comprador. La Estación de Compresión puede contar con uno o varios paquetes de compresión, cada uno de ellos operando a diferentes condiciones de presión de succión y de descarga (baja presión a presión intermedio, baja presión a alta presión, presión intermedia a alta presión).

Composición. La composición de un fluido se refiere a la proporción másica en la que se encuentra cada uno de los componentes (metano, etano, propano, etc...) respecto a la masa total de la mezcla de hidrocarburos y sus contaminantes (nitrógeno, Bióxido de carbono, ácido sulfhídrico y agua que son los más comunes).

Simulación. Artificio Mediante el cual es posible determinar por métodos indirectos (software o modelos matemáticos) los resultados que se podrían tener n un sistema, al hacerlo funcionar bajo ciertas condiciones de operación, sin afectar la realidad.

Evaluación Financiera⁽³⁾. Es la evaluación de los costos y beneficios de un proyecto, tomando como referencia el dinero, contemplando la magnitud de los ingresos y egresos, el tiempo del proyecto y la incertidumbre o riesgo asociado con la magnitud y la ubicación de los ingresos y egresos.

Evaluación Económica⁽³⁾. Es la evaluación de los costos y beneficios del proyecto que tienen impacto sobre la comunidad.

CAPÍTULO II

PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA Y ESTADO DEL ARTE EN LAS TÉCNICAS PARA LA ESTABILIZACIÓN DE CRUDO.

En este capítulo se presenta el planteamiento del problema de la Estabilización del petróleo crudo en México y la reducción de la concentración del H₂S en el mismo, lo cual servirá de base para plantear y resolver dicho problema. Así mismo, se presentará el panorama general de los esfuerzos que se han realizado hasta el momento para dar solución a dicho problema.

II.1 PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA EN LA ESTABILIZACIÓN DE CRUDO Y REDUCCIÓN DEL CONTENIDO DE H₂S.

La explotación del petróleo requiere de especial atención en su manejo y procesamiento en la superficie, debido a que para su distribución, transporte y comercialización, requiere cumplir con ciertos parámetros de control de calidad, como son: el contenido de agua, sales, gas disuelto y ácido sulfhídrico entre otros. Dos de los problemas que este trabajo aborda, son los relacionados con la *cantidad de gas disuelto en el petróleo crudo, conocido como grado de estabilización de éste y el contenido de ácido sulfhídrico.*

El proceso de estabilización del petróleo crudo inicia desde que se lleva a cabo la primer separación de las fases gaseosa y líquida, de una mezcla de hidrocarburos que proviene de los yacimientos en el subsuelo, a través de los pozos y las tuberías que la transporta hasta las instalaciones superficiales de producción conocidas como baterías de separación. Dicha estabilización del crudo continúa su proceso, conforme se somete la producción de crudo a otras etapas de separación en serie, hasta lograr ajustar el valor de la PVR al requerido para

cumplir con el parámetro especificado en los contratos de comercialización de este producto. En la figura II.1 se muestra el esquema general del manejo de la producción en la superficie, considerando al tanque de almacenamiento como la última etapa de separación.

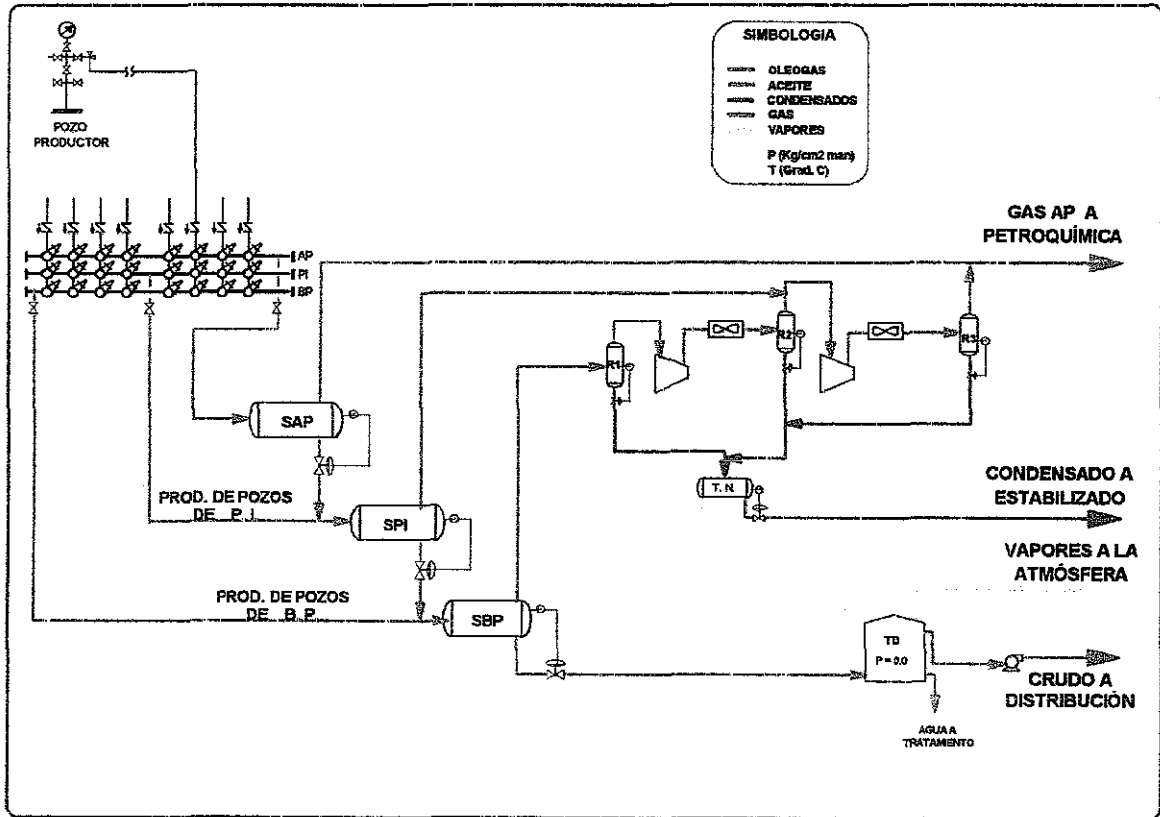


Fig. II.1. Esquema de la separación multietapa de los hidrocarburos, considerando al tanque de almacenamiento como la última etapa de separación.

El valor especificado para la PVR ha evolucionado con respecto al tiempo ya que anteriormente (hasta 1990) se aceptaba un valor de PVR de 9 a 12 lb/pg², lo cual no complicaba el proceso de manejo de los hidrocarburos en la superficie, debido a que la simple separación en etapas como la mostrada en la figura II.1, permitía lograr este grado de estabilidad del crudo.

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

Aún cuando se emanaban grandes volúmenes de vapores a la atmósfera, en épocas anteriores a la actual, las regulaciones gubernamentales en materia de protección al medio ambiente no obligaban a las compañías petroleras a erradicar de sus procesos esta práctica, salvo en el estado de California en los Estados Unidos de Norteamérica. Sin embargo en la actualidad, aunque no en la mayor parte del planeta, se ha especificado un valor máximo de PVR de 9 lb/pg². Además de que las regulaciones gubernamentales para la protección del medio ambiente que han entrado en vigor, no permiten la emanación de vapores contaminantes a la atmósfera, lo cual exige la modificación del proceso de manejo y tratamiento del crudo en la superficie.

En México el problema es más crítico, debido a que el valor la PVR estipulado en los contratos es de 6.5 lb/pg². Cabe señalar que entre menor sea este valor, se requiere que la última etapa de separación se realice ya sea a presiones muy bajas y/o a muy altas temperaturas. Así mismo, se espera que para el año 2002 entre en vigor de manera generalizada, la norma del contenido máximo de ácido sulfhídrico (70 partes por millón). Lo cual por ahora, solamente tiene vigencia para el crudo que se exporta al Estado de California de los Estados Unidos de Norteamérica.

Ambas especificaciones acarrear ya grandes problemas a las compañías petroleras, ya que requieren invertir grandes sumas de dinero para poder modificar sus procesos y poder así cumplir con el control de calidad exigido por sus clientes.

II.1.1 PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA Y SU INCIDENCIA EN MÉXICO

El control de calidad para la comercialización del petróleo crudo, contempla la supervisión de los límites máximos aceptables de los parámetros de las propiedades de los fluidos especificados en el contrato de compra-venta, con los cuales el vendedor esta obligado a cumplir.

Actualmente, se tienen serios problemas en el cumplimiento del control de la calidad exigida, para la exportación de crudo a la costa oeste de los Estados Unidos de Norteamérica (California). Estos problemas consisten en lograr la estabilización del crudo y mantener una concentración menor a las 70 ppm de ácido sulfhídrico (H_2S) en el mismo.

Para cumplir con esta última especificación, se lleva a cabo el tratamiento del crudo, mediante la dosificación de un secuestrante de H_2S , de manera tal que se cumpla técnicamente con la solución del problema, pero a un costo exageradamente alto. Así mismo, para lograr su estabilización (conseguir una Presión de Vapor Reid menor o igual a 6.5 lb/pg²), se almacena el crudo por largos períodos, de modo que sea posible que los vapores disueltos en el aceite, sean liberados y enviados a la atmósfera, acciones que deberían ser sancionadas por las autoridades en materia de protección al medio ambiente de nuestro país.

Es importante encontrar una mejor solución al problema planteado, antes de que la normatividad que actualmente se aplica parcialmente al mercado del petróleo crudo producido por México, sea generalizada y entonces perder el mercado o tener embargos ("dumping"). Así mismo o de mayor importancia es el hecho de reducir el impacto al medio ambiente e incrementar la seguridad del personal operativo, de terceros (comunidades y asentamientos humanos cercanos a las instalaciones de producción) y la del equipo de proceso mismo.

Debido a que en un futuro a corto plazo, se prevé que estas restricciones sean exigidas para el crudo exportado por el golfo de México, es importante contar *anticipadamente con la mejor solución*, ya que sin ella, se tendrán sanciones, reducción del precio del producto y/o costos excesivos de tratamiento, lo que representará una fuerte limitante en la captación de divisas, afectando negativamente en la economía de nuestro país. Otros problemas que ocasiona la

producción de crudo que no cumple con las especificaciones de presión de vapor Reid (6.5 lb/pg^2), ni de contenido de H_2S (70 ppm) son los siguientes:

- *Emanación de vapores con alto contenido de H_2S en tanques de almacenamiento.*
- *Condición insegura en la operación y transporte.*
- *Riesgos a la población.*
- *Pérdida de hidrocarburos de gran valor (GLP).*
- *Errores en la medición.*
- *Reclamación por la gran cantidad de vapor en los embarques.*
- *Mala imagen de PEMEX ante la sociedad.*

Si realizamos un breve análisis financiero de la situación, considerando solamente el aspecto de la concentración de H_2S en el crudo de nuestro país, se tiene que de llegarse a requerir el cumplimiento de las 70 ppm de H_2S y de no contar aún con los procesos de tratamiento del crudo ya modificados, la única solución aplicable de inmediato sería la adición de un secuestrante de H_2S (como se hace actualmente para el crudo de exportación a la Costa Oeste de Los Estados Unidos de Norte América), el cual tiene un costo de \$12.7 USD/galón.

De lo anterior y de pruebas de campo se tiene que, para reducir la concentración de H_2S en el crudo en un promedio de 280 ppm (caso más favorable para el crudo Istmo, ya que puede llegar hasta las 300 ppm) a 70 ppm, se requeriría de una dosificación de 0.03469 galones por cada barril (se requiere de una dosificación de 0.00016519 galones por cada barril para reducir una parte por millón de H_2S en el crudo). Considerando que se requiere de la exportación de 327,500 BPD tan solo por una de las terminales de exportación (Dos Bocas, Tab.), se tiene que los requerimientos serían de 11,360.9 galones de este secuestrante diariamente lo cual se traduce en un costo de tratamiento de 144,284.38 dólares diarios o 52.663 millones de dólares anuales.

Lo anterior merece que se de especial atención a este problema de manera anticipada. En el caso de nuestro país, se requiere establecer un plan estratégico para efectuar la modificación de dicho proceso de tal manera que se minimice la inversión y se puedan obtener las máximas ventajas de ello.

II.2 ESTADO DEL ARTE EN LAS TÉCNICAS PARA LA ESTABILIZACIÓN DEL PETRÓLEO CRUDO

Debido a que el grado de estabilización del petróleo crudo es un parámetro de extrema importancia en el control de la calidad de este producto para su comercialización, ha sido un tema en el cual una gran cantidad de investigadores en el mundo ha estudiado a través de: simulaciones de proceso, análisis, experimentos y pruebas de campo, con la finalidad de establecer métodos para lograr la estabilización del petróleo crudo, además de ajustar la concentración de H_2S a un valor menor al máximo permisible. Cabe mencionar que entre los principales en esta materia se pueden encontrar a investigadores mexicanos, que han realizado intentos exitosos, logrando obtener algunos métodos con mayor factibilidad técnica y/o económica para la industria petrolera mexicana.

Como resultado de dichas investigaciones, se cuenta actualmente con varios métodos para lograra la estabilización del petróleo crudo, algunos de ellos con sus limitaciones, pero al fin y al cabo métodos que en alguna instalación de producción están siendo o habrán de ser utilizados.

Para facilitar la exposición y descripción de dichos métodos, se efectuó una clasificación de los existentes, de acuerdo a la modificación de las condiciones de separación, para lograra la liberación de vapores requerida y obtener el grado de estabilidad especificado, siendo estas condiciones de separación la presión y/o temperatura. Por lo anterior se puede decir, que es posible lograr la estabilización

del petróleo crudo por reducción de presión, por incremento de temperatura o por la combinación de ambas técnicas:

Para lograr la estabilización del petróleo crudo, es necesario reducir la presión de vapor hasta un valor específico, el cual dependerá de la máxima temperatura a la cual podría ser sometido el crudo mientras se almacena o se transporta, lo cual es posible lograrlo mediante la reducción de la presión en la última etapa de separación o por medio del incremento de la temperatura en dicha etapa de separación. Ambas técnicas permiten la estabilización del crudo, debido a que al reducir la presión de separación o al elevar la temperatura del crudo, se promueve la liberación de los componentes volátiles del hidrocarburo (metano, etano, propano, butanos y pentanos), mismos que al encontrarse disueltos en el aceite, provocan que este presente una presión de vapor relativamente elevada.

Los métodos que se encuentran dentro de la técnica por reducción de presión son: Separación multietapa con tanque de almacenamiento, Separación multietapa con tanque elevado y Separación multietapa con tanque elevado a condiciones de vacío; los que se encuentran dentro de la técnica por incremento de temperatura son: Separación multietapa con calentamiento de crudo previa al tanque elevado, Separación multietapa y uso de un estabilizador tipo torre y finalmente Separación multietapa con la aplicación del ultrasonido previa al tanque elevado.

II.2.1 ESTABILIZACIÓN DE CRUDO MEDIANTE LA REDUCCIÓN DE LA PRESIÓN DE SEPARACIÓN:

Separación multietapa en el tanque de almacenamiento. Este método es el que ha sido utilizado tradicionalmente en la gran mayoría de las instalaciones de producción hasta antes de que entraran en vigor las regulaciones gubernamentales en materia de protección al medio ambiente. Lo anterior encuentra razón en la sencillez, facilidad en la operación y en el bajo costo que implica este proceso. En la figura II.1, se muestra esquemáticamente este proceso, el cual consiste en hacer llegar la producción de la mezcla de gas y líquido desde los pozos a la batería de separación a través de ductos, hacerla pasar por una primera etapa de separación en alta presión (AP). Cabe mencionar que en esta etapa de separación será manejada la producción de los pozos que cuenten con energía suficiente para que logre entrar sin problemas. El gas separado de esta etapa de alta presión, generalmente es enviado directamente a la planta petroquímica para su procesamiento y el líquido separado ingresa al separador de presión intermedia (SPI) conjuntamente con la producción de los pozos que cuentan con energía para que los fluidos entren a esta etapa de separación pero no con la suficiente para entrar a la etapa de alta presión. De esta etapa de separación, el gas es enviado a un sistema de compresión, mismo que le incrementa la presión para poderlo incorporar a la corriente de gas de alta presión, proveniente de la etapa de alta presión; el líquido separado entra a la etapa de separación de baja presión junto con la producción de los pozos que no cuentan con la energía suficiente para entrar a la etapa de presión intermedia. El gas de este separador se comprime hasta alcanzar un valor de presión ligeramente superior al de la corriente de gas de alta presión, para incorporarlo a dicha corriente para enviarlo a la planta petroquímica; el crudo separado de esta tercer etapa de separación, es enviado al un tanque de almacenamiento, el cual funge como la última etapa de separación, debido a que el crudo aún contaba con

una cantidad relativamente pequeña de gas disuelto mismo que por la reducción de presión (de baja presión a la presión atmosférica) se libera y es enviada a la atmósfera.

Aún cuando se ha mencionado que la cantidad de gas es relativamente pequeña, no deja de ser significativa tanto económicamente, como en materia de seguridad y de protección al medio ambiente. En la figura II.1, se muestra esquemáticamente el proceso de separación multietapa con tanque de almacenamiento.

Separación multietapa con estabilización de crudo en separador

elevado. Este método se implantó en nuestro país, con la finalidad de reducir las emisiones de gas al medio ambiente y la de contar con una mayor recuperación de hidrocarburos licuables del gas, el cual consiste de la separación multietapa, misma que fue descrita anteriormente, con la variante de que la producción de hidrocarburos líquidos que es descargada por la etapa de separación de baja presión (SBP), entra a un separador elevado, donde se permite una separación a una presión muy cercana a la atmosférica, lo que permite una mayor liberación y recuperación de vapores del crudo, antes de pasar al tanque de almacenamiento. Lo anterior permite una mayor recuperación de gas rico en licuables (propano, butano y pentano), además de reducir la liberación de gas a la atmósfera en los tanques de almacenamiento.

No obstante lo anterior, el problema no se considera resuelto con este proceso, aunque permite reducir de manera importante el impacto al medio ambiente, debido a que el crudo aún mantiene una cantidad considerable de gas disuelto, el cual será liberado con el tiempo, ya sea en el tanque de almacenamiento o en los buque tanques de transporte.

En la figura II.2 se muestra el esquema del proceso correspondiente a la estabilización del petróleo crudo mediante la separación multietapa y el uso de un separador elevado de baja presión. En esta figura se puede apreciar que el líquido descargado por el separador de baja presión, entra al separador elevado de baja presión con el fin de lograr una separación a un nivel de presión inferior muy cercano a la presión atmosférica, para reducir la presión de vapor del líquido del nivel de presión de baja presión (6 a 4 kg/cm² normalmente) a 1.2 Kg/cm². Esta presión depende por una parte de la altura del separador elevado para proporcionar la carga hidrostática necesaria para que pueda ingresar al tanque de almacenamiento o que cuente con la carga neta positiva de succión mínima necesaria, para evitar problemas en el bombeo (cavitación) y por otra parte de la presión de succión mínima necesaria para que el equipo de compresión pueda succionar la totalidad del gas liberado, lo cual se considera un problema de tipo operacional (regularmente no se cuenta con el equipo con la capacidad necesaria para operar a condiciones de presión menor, lo cual sería resuelto mediante la adición de equipo de compresión).

Aún cuando se logre reducir la presión a la presión atmosférica, no sería posible estabilizar adecuadamente el crudo (evitar la vaporización en el tanque de almacenamiento), debido a que se tiene una cantidad adicional de gas disuelto en el aceite, que será liberada mientras se enfría en el tanque de almacenamiento (cuando su temperatura es superior a la temperatura ambiente), o el que sería liberado cuando sufra cualquier agitación durante el bombeo, almacenamiento y transporte.

En los procesos descritos anteriormente (los de mayor uso en México actualmente) no se cuenta con un sistema de manejo y tratamiento del gas y los condensados procedentes del tanque de almacenamiento y/o del separador elevado, lo cual implica que de cualquier forma, el gas licuado al pasar por cualquier tanque de almacenamiento, será liberado a la atmósfera.

ESTABILIZACIÓN CON SEPARACIÓN MULTITETAPA Y SEPARADOR ELEVADO

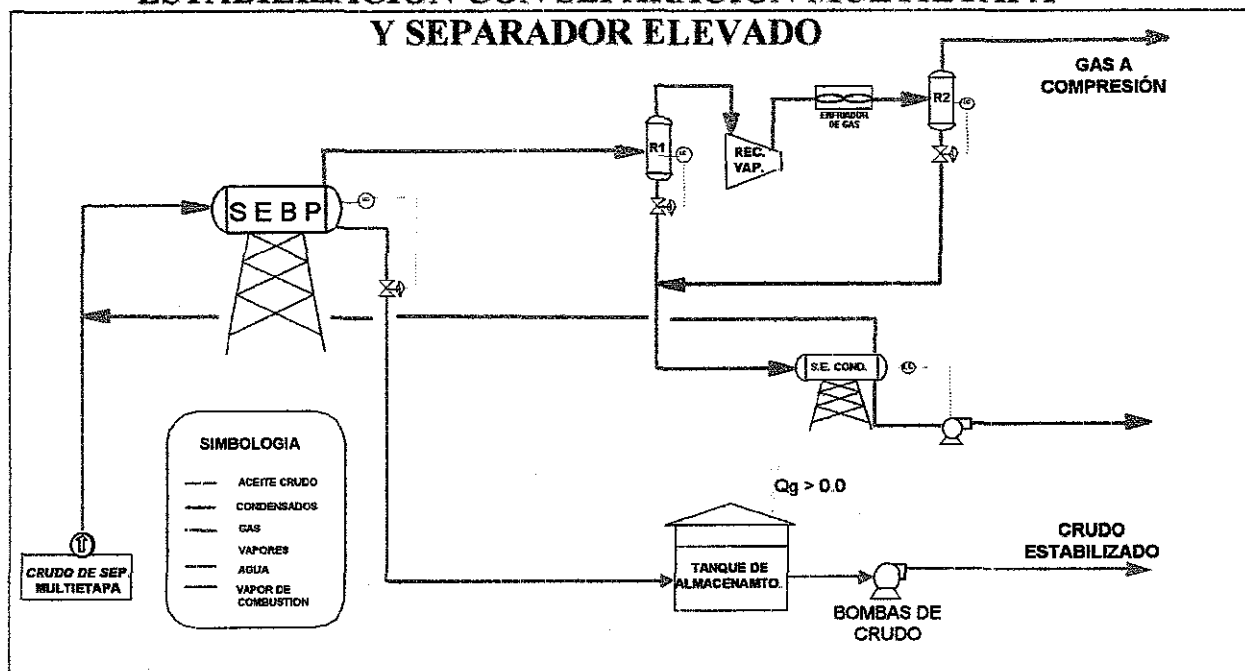


Fig. II.2. Esquema de la estabilización de crudo mediante la separación multitapa con separador elevado.

Separación multitapa con estabilización de crudo con vacío. Este método ha sido analizado en múltiples ocasiones para su aplicación en nuestro país, obteniéndose los resultados más satisfactorios tanto técnica como económicamente. Dicho método consiste de la separación multitapa de la producción proveniente de los pozos productores de aceite y gas, para que posteriormente sea separada en la etapa de estabilización de crudo en un separador elevado, el cual opera a condiciones de vacío (presión de operación menor que la presión atmosférica) Lo anterior puede ser posible siempre y cuando se cuente con un dispositivo en la descarga del gas del separador elevado, mismo que genere el vacío en dicho recipiente, al succionar el gas a gran velocidad. En la figura II.3 se muestra el proceso de estabilización del petróleo crudo, considerando presión de separación a condiciones de vacío.

TESIS CON
 FALLA DE ORIGEN

ESTABILIZACIÓN A VACÍO EN SEPARADOR ELEVADO

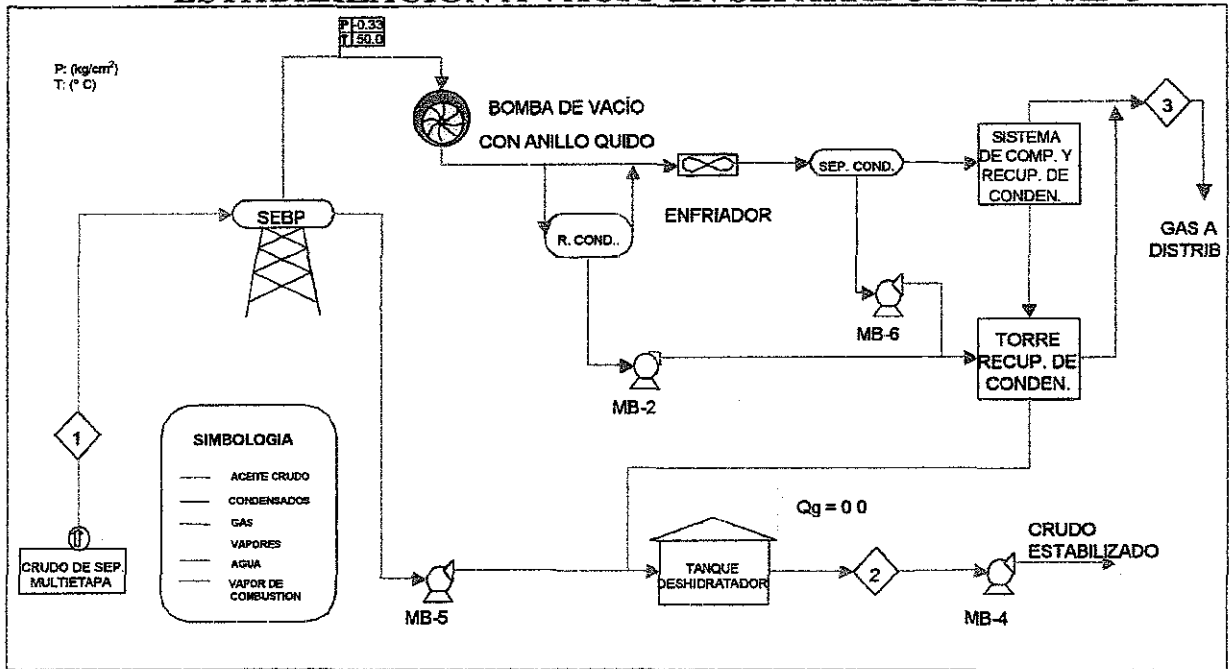


Fig. II.3. Esquema de la estabilización de crudo mediante la separación multietapa con separador elevado operando a vacío.

El vacío puede ser generado en esta aplicación por tres tipos de dispositivos: eductores, sopladores y por bombas de vacío de anillo líquido.

Los eductores consisten de un mecanismo constituido por una tobera, una cámara de mezclado del fluido motriz (líquido: agua o aceite) y el fluido de proceso (gas) y de un venturi, como se muestra en la figura II.4. Estos equipos aún no han demostrado su efectividad en esta aplicación, por lo que se encuentran aún en etapa de experimentación. De comprobarse su factibilidad, serían de gran interés para esta aplicación debido a que no tiene partes móviles.

Las Bombas de Vacío con anillo líquido son dispositivos robustos que tienen la configuración de bombas centrífugas, haciendo las funciones de un compresor, manteniendo un anillo de líquido en la periferia de los

TESIS CON FALLA DE ORIGEN

impulsores, con la finalidad de proporcionar un sello que no permita el retorno del gas.

EQUIPOS DE GENERACIÓN DE VACÍO

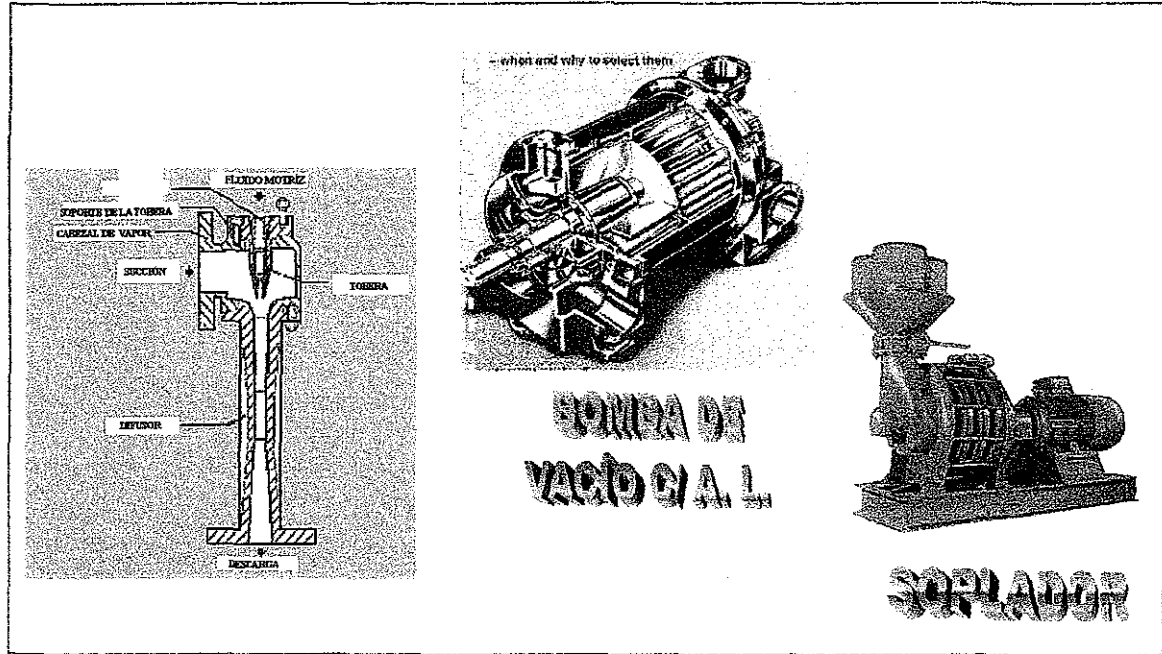


Fig. II.4. Dispositivos para la generación de vacío.

Los sopladores, son simples compresores de baja relación de compresión, pero tienen la capacidad para desplazar grandes volúmenes por unidad de tiempo, debido a que operan a grandes velocidades. Estos equipos pueden generar un vacío no muy pronunciado, lo cual limita su rango de aplicación, además de ser de empleo delicado (no manejan sedimentos, les afectan los cambios de velocidad, etc.).

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

II.2.2 ESTABILIZACIÓN DE CRUDO MEDIANTE EL INCREMENTO DE LA TEMPERATURA:

Separación multietapa con calentamiento de crudo y estabilización en separador elevado. Este método es similar al presentado anteriormente, referido a la estabilización del petróleo crudo mediante el vacío, pero cambiando fundamentalmente en que a la corriente de crudo proveniente de la separación multietapa debe ser precalentada mediante una serie de intercambiadores de calor en contra corriente con el crudo caliente proveniente del separador elevado, para que posteriormente sea calentado hasta la temperatura deseada mediante un sistema de calentamiento en circuito cerrado compuesto de un sistema de bombeo, un horno de calentamiento a fuego directo, aceite térmico mineral y una serie de intercambiadores de calor donde se lleva a cabo la transferencia de calor del aceite térmico al petróleo crudo, lo cual se puede apreciar en el diagrama mostrado en la figura II.5. Después de haber sido calentado el crudo, entra al separador elevado donde se lleva a cabo la separación de los componentes volátiles y del H₂S, para poder obtener un crudo de acuerdo con las especificaciones contratadas para su comercialización.

Normalmente para estabilizar el petróleo crudo, lo cual se logra cuando se obtiene una presión de vapor menor o igual a 11.0 lb/pg² abs. @ 60 °F, la temperatura requerida no es tan alta como la que se necesita para lograr la especificación de concentración de H₂S menor a las 70 ppm. Cabe señalar, que el calentamiento excesivo del petróleo crudo (de acuerdo con múltiples simulaciones de los procesos que se han realizado) ⁽²⁾, ⁽³⁾, provoca un fenómeno de “arrastre” de componentes del petróleo crudo (no sólo los componentes volátiles) que incrementan el flujo volumétrico de la corriente gaseosa separada (componentes volátiles y no volátiles), lo cual a su vez

incrementa sustancialmente los requerimientos de compresión de gas y por consiguiente los costos de inversión, operación y mantenimiento.

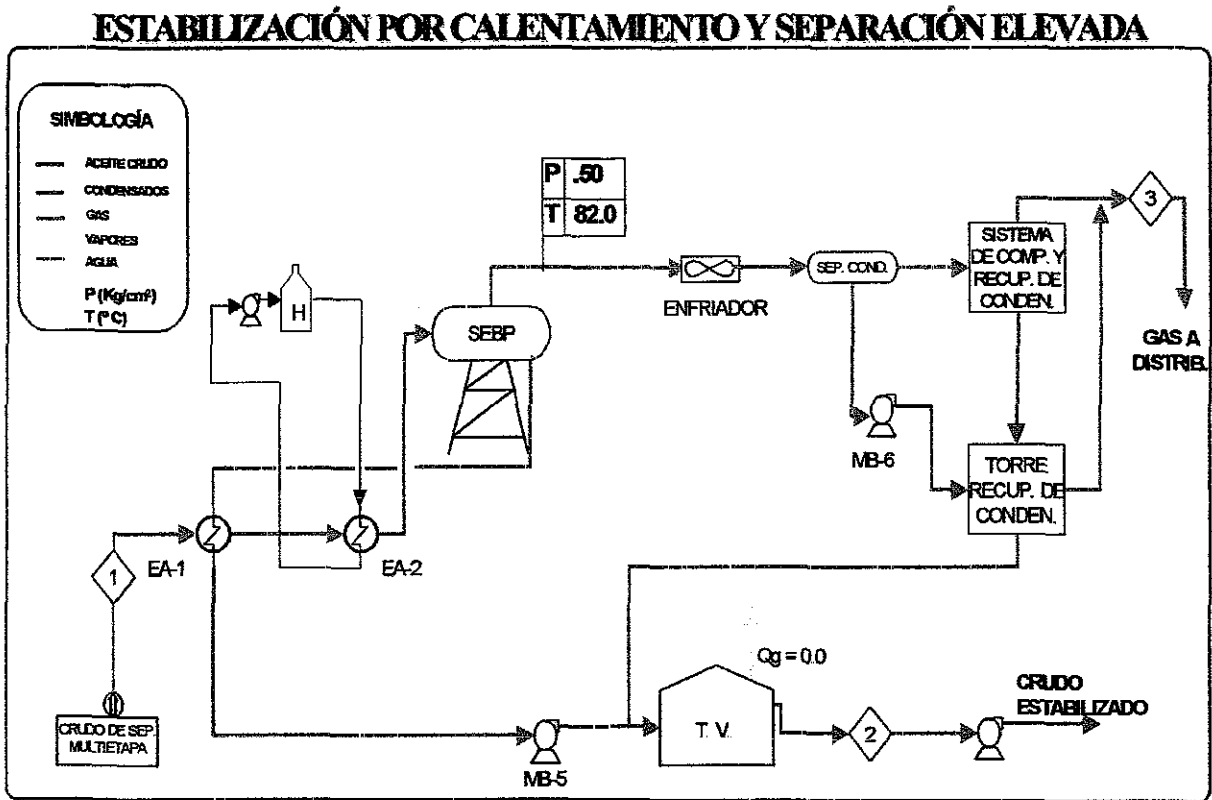


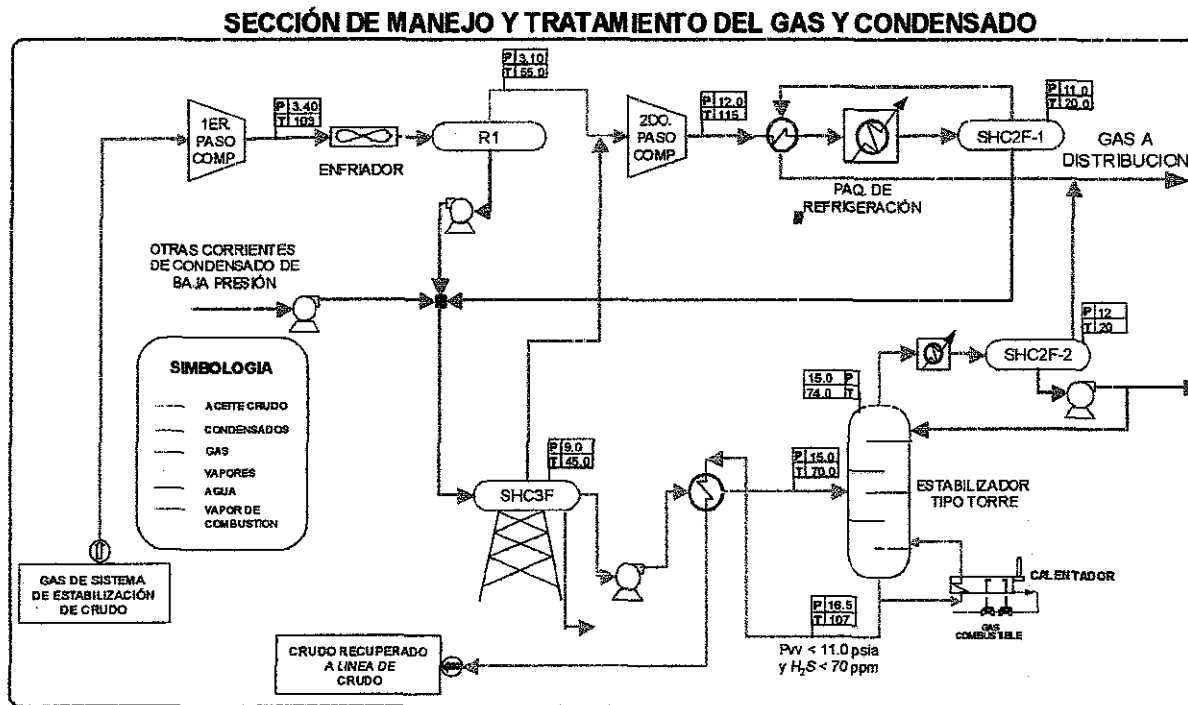
Fig. II.5. Esquema de la estabilización de crudo mediante el calentamiento del crudo y la separación elevada.

TESIS CON FALLA DE ORIGEN

Para ambos métodos de estabilización y reducción de la concentración de H₂S presentados anteriormente, se requiere de un proceso complementario para la recuperación y procesamiento de condensados, el cual consiste de la compresión del gas, su enfriamiento por medio de cambiadores de calor y de un paquete de refrigeración para estabilizar las condiciones de transporte de gas), la separación de los condensados del gas, la separación del agua en el condensado, la estabilización del condensado en una torre, el bombeo de condensado a las plantas petroquímicas y la incorporación de los fondos e la torre como crudo

estabilizado a la corriente de crudo estabilizado. Este proceso se muestra en la figura II.6, en la cual se pueden apreciar las condiciones de operación típicas en el manejo y tratamiento de condensado.

Por otra parte, es importante mencionar que la inversión y los costos de operación para el proceso para el manejo y tratamiento del gas y condensado, no son comparables con los requeridos en la alternativa de estabilización de crudo usando un estabilizador tipo torre que se presenta a continuación, ya que generalmente el volumen de condensado manejado es inferior al 5 % del volumen total de crudo manejado, además de que con este proceso complementando a los dos anteriores, es posible obtener de la totalidad de la masa de la mezcla de entrada al sistema, todo lo que corresponde de ella a crudo estabilizado, condensado y gas estabilizado, redituando en condiciones de operación óptimas técnicamente.



TESIS CON FALLA DE ORIGEN

Fig. II.6. Esquema del proceso para el manejo y acondicionamiento del gas y condensado generado en el proceso de estabilización de crudo.

Separación multietapa con estabilizador tipo torre. Este método de estabilización es totalmente distinto a los presentados anteriormente, sin embargo se clasifica dentro de las técnicas de estabilización de crudo por calentamiento, debido a que se requiere del incremento de la temperatura del crudo para lograr la adecuada operación del estabilizador tipo torre y cumplir con las especificaciones requeridas en el producto.

Este método, como los anteriores, requiere de la separación multietapa, para reducir el volumen de la mezcla que requiere ser procesada y de este modo reducir el tamaño de los equipos a utilizar.

El crudo proveniente de la última etapa de separación es succionada por un sistema de bombeo, para lo cual se requiere que el equipo de separación este ubicado en una estructura elevada, de tal manera que proporcione la carga neta positiva de succión al equipo de bombeo para su adecuada operación. Del sistema de bombeo, el crudo debe pasar por un sistema de deshidratación electrostática a presión, con la finalidad de eliminar el agua contenida en el petróleo crudo y evitar así las incrustaciones de sales y de carbonato de calcio (Ca CO_3) en el interior de los intercambiadores de calor y del estabilizador tipo torre. Después de haber sido deshidratado el petróleo crudo, este pasa por un intercambiador de calor donde se le incrementa la temperatura, para entrar a la torre estabilizadora; el gas liberado del crudo por el efecto de calentamiento se conducirá hacia el domo de la torre pasando por los capuchones de burbujeo de los platos y el líquido se conducirá hacia el fondo de la torre por los vertederos de los platos. El líquido en el fondo de la torre es calentado por medio de un sistema de calentamiento hasta la temperatura requerida y posteriormente reflujado hasta unos platos por arriba del fondo, lo cual genera un burbujeo del líquido, liberando los componentes volátiles y el H_2S del crudo, de tal forma que se logre obtener un producto que cumpla con las especificaciones en la salida por el fondo de la torre.

Debido a que el crudo que sale por el fondo de la torre mantiene una temperatura muy elevada, la capacidad calorífica es aprovechada para incrementar la temperatura del crudo que apenas va a entrar a la torre, al hacerlo pasar en contracorriente en un intercambiador de calor, lográndose también la reducción de la temperatura del crudo ya estabilizado. Sin embargo aún después de haber reducido su temperatura, en algunos casos será requerido un enfriamiento adicional del crudo para poder incorporarlo al tanque de almacenamiento.

El gas que sale del domo, requiere ser enfriado y posteriormente separarle los componentes que se condensaron (Gas licuado), lo que será bombeado para enviarlo a la planta petroquímica, enviando parcialmente una parte de estos condensados al domo de la torre como reflujo, para incrementar la eficiencia del proceso. El gas descargado por el separador, será un gas que al ser transportado por el gasoducto hasta la planta petroquímica o punto de entrega no se condensará lo cual beneficia a las condiciones de transporte y reduce la corrosión del ducto, incrementando su vida útil. En la figura II.6 se muestra el proceso de este método de estabilización, el cual ha sido descrito anteriormente.

Este método de estabilización de crudo se ha considerado como uno de los menos ineficientes debido a los altos requerimientos de energía calorífica, mismos que incrementan cuantiosamente los costos de operación. Así mismo, los requerimientos de equipo para la deshidratación electrostática del crudo hacen que después de efectuar un análisis de costos, estos sean los más altos de todos los métodos presentados en este trabajo ⁽²⁾.

En la figura II.7 se muestra el proceso de estabilización de crudo que considera al estabilizador tipo torre antes descrito.

ESTABILIZACIÓN DE CRUDO CON ESTABILIZADOR TIPO TORRE

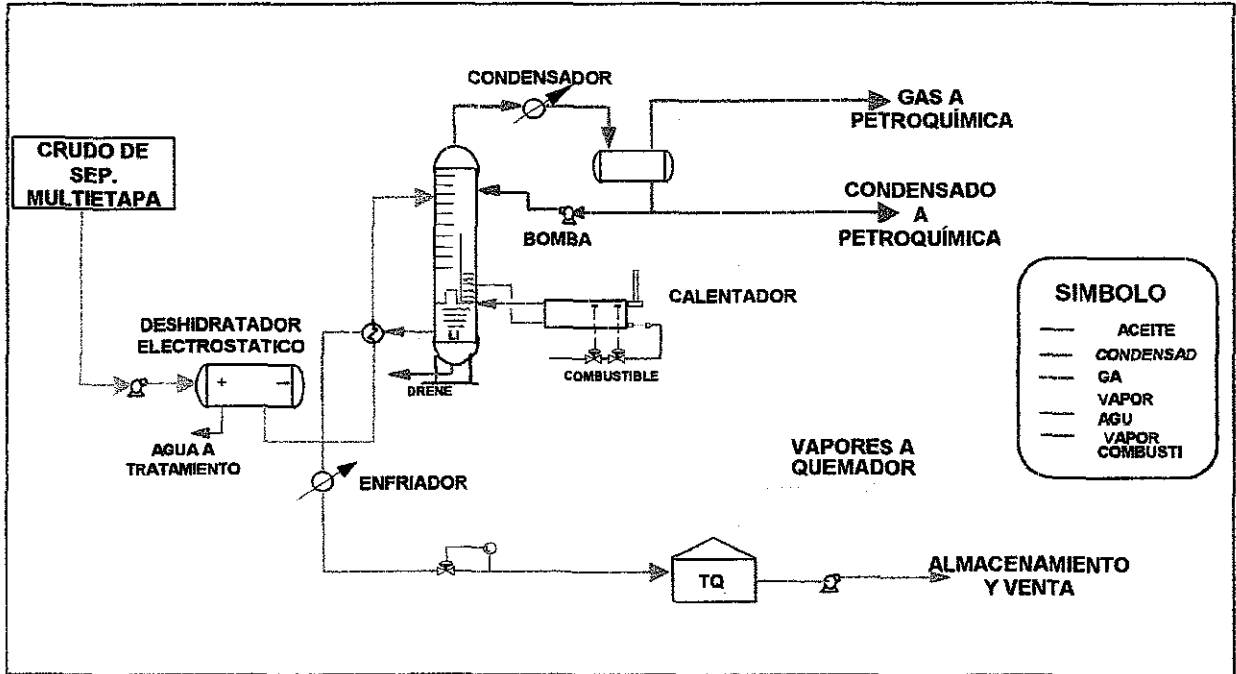


Fig. II.7. Esquema de la estabilización de crudo mediante el uso de un estabilizador tipo torre.

Separación multietapa con estabilización elevada por ultrasonido. Este método de estabilización es similar al de estabilización con separador elevado, distinguiéndose en que al crudo con gas disuelto proveniente de la etapa de separación de baja presión es excitado mediante un transductor ultrasónico, el cual promueve la liberación del gas disuelto

Este método fue propuesto y desarrollado experimentalmente por investigadores del Instituto Mexicano del Petróleo pertenecientes a la Gerencia de Geofísica de Explotación⁽⁴⁾, sin embargo aún se encuentra en etapa de experimentación y prototipo. Por razones de confidencialidad y

TESIS CON FALLA DE ORIGEN

oportunidad, en el presente trabajo no se expondrá este tema detalladamente.

En la figura II.8 se muestra el diagrama esquemático para la estabilización de crudo mediante la aplicación del ultrasonido

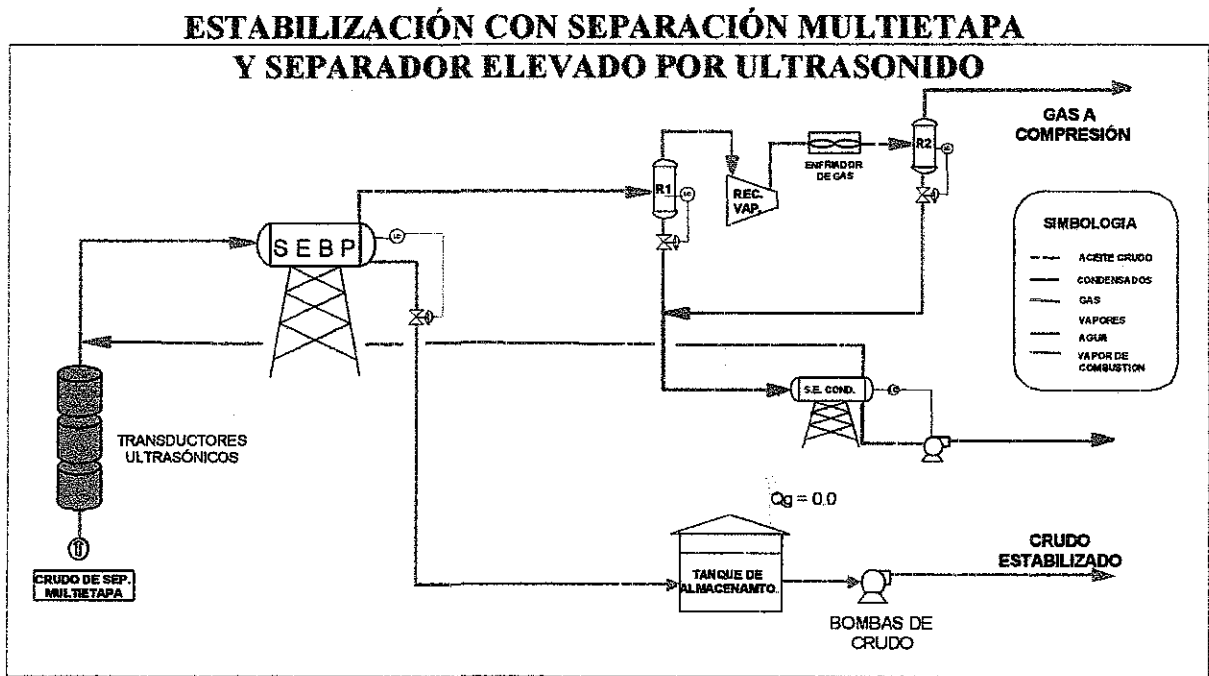


Fig. II.8. Esquema de la estabilización de crudo mediante la aplicación de ultrasonido.

TESIS CON FALLA DE ORIGEN

CAPÍTULO III

METODOLOGÍA PARA LA SELECCIÓN DEL PROCESO DE ESTABILIZACIÓN DE CRUDO EN INSTALACIONES DE PRODUCCIÓN

El presente capítulo trata de responder a la necesidad de la Industria Petrolera Mexicana, en lo relacionado a la planeación y optimización de las instalaciones de producción en materia de estabilización del petróleo crudo y de reducción de la concentración de H_2S en el mismo, como fue comentado en la sección II.1.1 del Capítulo II.

Una forma de contribuir a la planeación de la optimización de los sistemas de producción, es generando metodologías que permitan reducir el tiempo de análisis y llegar lo más pronto posible a las soluciones requeridas, para maximizar los beneficios de la explotación y procesamiento de los hidrocarburos, haciendo más eficiente el aprovechamiento de los recursos disponibles. Por tal motivo, en este capítulo se presenta una metodología que permita reducir el tiempo de análisis en la selección del proceso para estabilizar el petróleo crudo y la reducción de la concentración del H_2S en instalaciones de producción, pero específicamente de la Industria Petrolera Mexicana, tal que la solución al problema resulte ser la óptima.

Debido a que existen distintos tipos de instalaciones de producción, la metodología que se presenta a continuación, contempla los diferentes tipos de instalaciones con los que se cuenta en México. Así mismo, la metodología se basa en los resultados obtenidos en varios trabajos realizados, en los cuales se analizan comparativamente todos los métodos de estabilización de crudo (sin considerar el método de estabilización de crudo por ultrasonido, debido a que aún se encuentra en etapa de experimentación).

III.1 DEFINICIÓN DE LOS PROCESOS DE MAYOR CONVENIENCIA PARA LA INDUSTRIA PETROLERA MEXICANA.

Aunque existen numerosas derivaciones de los procesos descritos en el Capítulo II, para la estabilización del crudo y reducción de la concentración de H₂S en el mismo, se puede decir que para el manejo y tratamiento del crudo en México, estos procesos no son viables, debido a que en nuestro país la industria petrolera se encuentra organizada de tal forma que, la producción de hidrocarburos se centraliza para su procesamiento de forma masiva, lo cual encuentra justificación en el abatimiento en los costos de producción y procesamiento. Por esta razón nuestra industria petrolera está organizada en cuatro empresas: PEMEX Exploración y Producción, PEMEX Refinación, PEMEX Gas y Petroquímica Básica y PEMEX Petroquímica Secundaria. En nuestro país PEMEX Exploración y Producción no puede ni debe realizar tareas, y tampoco contar con procesos que estén siendo llevados a cabo en las otras empresas de PEMEX, a menos que se tenga una justificación técnica y económica para ello, ya que de lo contrario se estaría incurriendo en el error de la duplicidad de funciones.

En otros países donde las empresas petroleras, tienen que explotar y procesar (refinar) su producción en cada uno de los campos, los costos de producción se incrementan y por tal motivo, están obligadas a llevar a cabo procesos más complicados, para lograr un mayor aprovechamiento de los recursos de los que disponen, siendo esta razón a su vez el motivo por el cual, el proceso de estabilización del petróleo crudo, está gobernado por variables externas, como lo es la disposición de energía calorífica residual del proceso de refinación del petróleo crudo (no se dispone normalmente en México), lo cual podría reducir sustancialmente los costos de operación ^{(5), (6), (7), (8)}.

PEMEX Exploración y Producción, quien se encarga de la exploración y explotación de campos productores de hidrocarburos, lo cual involucra la explotación de pozos, separación gas-líquido, compresión y transporte de gas, y el almacenamiento, bombeo y transporte de crudo y agua, es a quien está dirigida la

metodología que a continuación se presenta, debe contar con procesos sencillos en sus instalaciones ya que su función no es la de generar subproductos del petróleo y gas sino la de acondicionarlos para el cumplimiento del control de calidad para su distribución y comercialización, minimizando los riesgos en la seguridad industrial y protección al medio ambiente.

Los procesos descritos en el Capítulo II han sido analizados en varias ocasiones tanto técnica como económicamente. De estos trabajos^{(9), (10), (11), (12)}, a manera de resumen en la tabla III.1 se presentan los resultados de algunos de ellos, considerando diferentes tipos de crudo producido en México.

Tabla III.1. Resultados de los análisis económicos efectuados para la comparación de los métodos de estabilización del petróleo crudo y reducción del contenido de H₂S.

ESTUDIO	TIPO DE CRUDO	PROD. MANEJADA (b/día)	ALTERNATIVA DE ESTABILIZACIÓN DE CRUDO											
			CALENTAMIENTO DE CRUDO			SEPARACIÓN A VACÍO			ESTABILIZADOR TIPO TORRE					
			VPI (MM\$usd)	VPN (MM\$usd)	VPN / VPI (%)	TIR (%)	VPI (MM\$usd)	VPN (MM\$usd)	VPN / VPI (%)	TIR (%)	VPI (MM\$usd)	VPN (MM\$usd)	VPN / VPI (%)	TIR (%)
Comparación de métodos de estabilización de crudo (9)	Superligero (>50 °API)	19,200	3.847	-10.877	< 0	0.00	4.394	4.814	1.096	44.60	4.172	-9.091	< 0	0.00
Optimización de las instalaciones para la estabilización del crudo ligero en una central de proceso (10)	(32 ° API)	862,000	136.76	-14.37	< 0	7.80	38,190	142.67	3.7	73.4	-----	-----	-----	-----
Estabilización de crudo ligero en la Terminal Marítima de Dos Bocas (11)	istmo (33 ° API)	587,000	15.065	45.300	3.010	59.00	7.372	58.541	7.940	107.4	7.489	28.512	3.807	48.7
Estabilización de crudo ligero y pesado en la Terminal Marítima de Dos Bocas (12)	istmo y maya (33 y 22 ° API)	587,000 1,145,000	19.7	353.000	17.930	134.10	13.200	377.000	28.560	179.9	-----	-----	-----	-----

TESIS CON FALLA DE ORIGEN

Como se puede apreciar en la tabla III.1, los procesos que más convienen a PEMEX Exploración y Producción para la estabilización del petróleo crudo y la reducción de la concentración de H_2S , son la separación a condiciones de vacío, el calentamiento del crudo si se cuenta con una fuente de energía térmica adyacente a la estación de proceso de estabilización de crudo y la combinación de ambos procesos.

El proceso basado en el estabilizador tipo torre, debido a que requiere de deshidratadores electrostáticos además de un sistema de bombeo previo a estos, para poder eliminar el agua salada del crudo y así poder introducir el crudo deshidratado a la torre para que esta no sea afectada por incrustaciones de sales y por la consecuente corrosión, no es elegible por los altos costos de inversión, operación y mantenimiento que esto implica. Sin embargo, si se requiriese estabilizar una corriente de crudo ya deshidratada, entonces probablemente este método podría ser elegible, pero no sin antes efectuar un análisis técnico y económico comparativo de todas los métodos descritos en el Capítulo II.

Dado lo anterior, este método es prácticamente inelegible para su aplicación en nuestro país, debido a que prácticamente no es posible encontrar una corriente de crudo ya deshidratada que se requiera estabilizar, ya que generalmente el proceso de deshidratación es posterior al de estabilización, debido a que cuando este es deshidratado se requiere que no libere vapores.

Debido a las necesidades previstas en materia de modificación de los procesos de estabilización de crudo y reducción en su concentración de H_2S , lo cual fue explicado detenidamente en la sección II.1.1 del Capítulo II. Por tal motivo en la sección siguiente se presenta una metodología para facilitar la selección del proceso óptimo.

III.2 METODOLOGÍA PARA LA SELECCIÓN DEL PROCESO DE ESTABILIZACIÓN DE CRUDO EN INSTALACIONES DE PRODUCCIÓN.

Para la definición de la metodología para la selección del proceso de estabilización de crudo en instalaciones de producción, se ha recurrido a la experiencia en el desarrollo de proyectos técnicos y económicos de esta naturaleza, lo cual se presentó en la sección anterior, lo que da la pauta para generalizar justificadamente la forma de elegir el proceso de estabilización de crudo de una manera rápida y que garantice la obtención de los máximos beneficios en la operación de las instalaciones de producción. En la figura III.1 se muestra el procedimiento metodológico para la selección del procesos de estabilización del petróleo crudo y reducción de la concentración de H₂S en el mismo, en instalaciones de producción.

III.2.1 Recopilación de Información Técnica y de costos en campo y oficina

Esta metodología comienza con la recopilación de información técnica y de costos en las oficinas del Activo de Producción al cual pertenezca la instalación de producción analizada.

Entre la información técnica que se debe recopilar, se encuentra:

- Esquema de la distribución de la producción de aceite, gas y condensado del Activo de Producción y de la Región a la que pertenece.
- El inventario de ductos (diámetro, longitud, espesor de pared y servicio actual).
- Corrientes de hidrocarburos manejadas en el Activo (relacionadas con el proceso de estabilización de crudo) y sus propiedades físicas.
- Diagrama de flujo de proceso.

METODOLOGÍA PARA LA SELECCIÓN DEL PROCESO DE ESTABILIZACIÓN Y REDUCCIÓN DE LA CONCENTRACIÓN DE H₂S EN EL CRUDO EN INSTALACIONES DE PRODUCCIÓN DE MÉXICO.

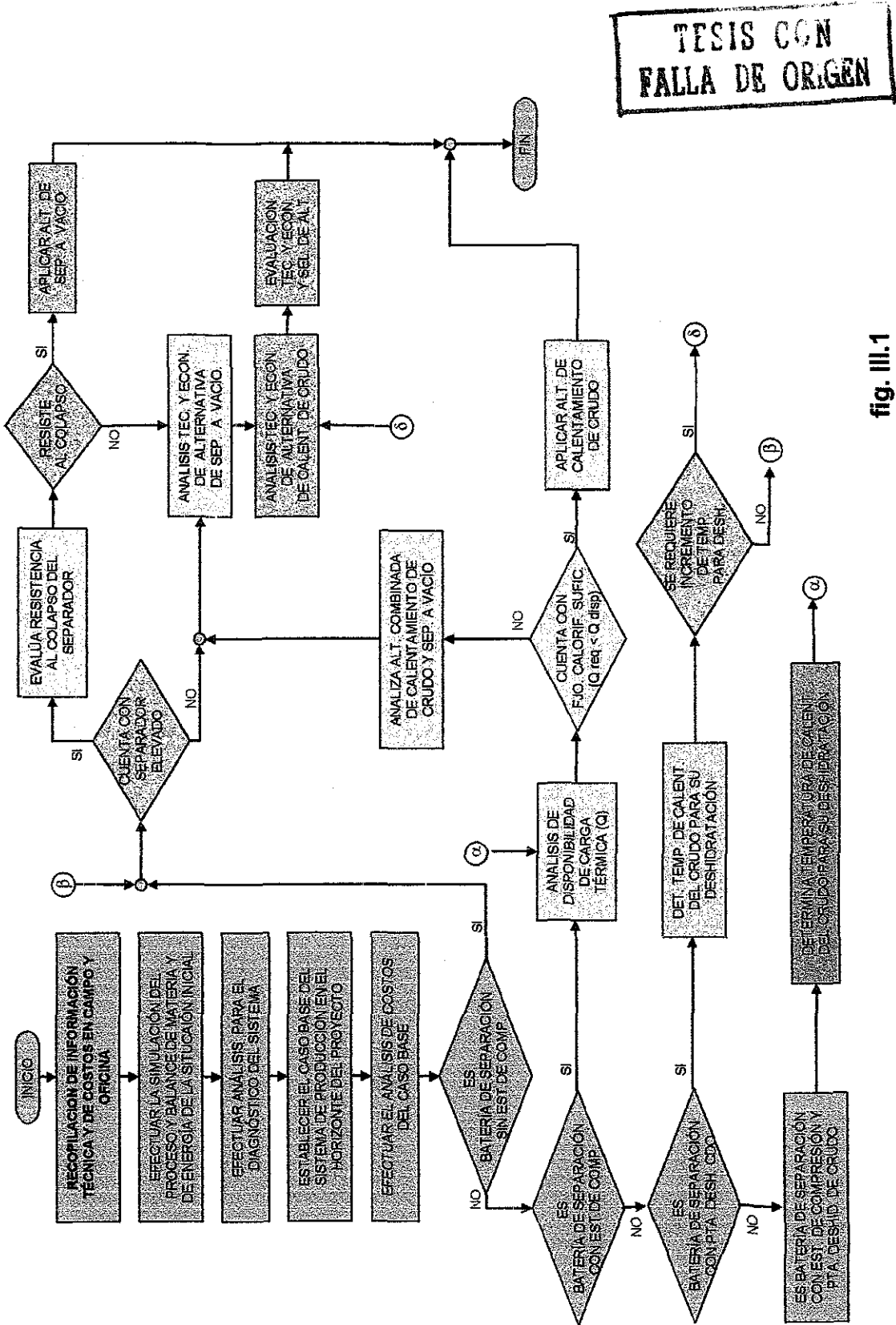


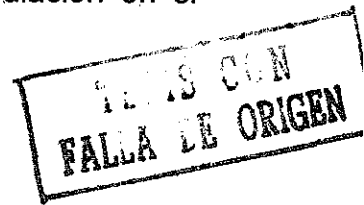
fig. III.1

- Caracterización composicional reciente de los hidrocarburos manejados en el proceso de separación y estabilización.
- Condiciones de operación en cada etapa de separación.
- Características del equipo instalado: separadores, enfriadores, rectificadores, compresores, accionadores, bombas, tanques de almacenamiento, calentadores, cambiadores de calor, paquetes de regulación de presión, controladores de nivel, etc.
- Registros de la Presión de Vapor Reid y de la concentración de H₂S del crudo que es enviado a distribución.
- Datos de medición de la producción de aceite, gas, agua y condensado manejada (registros diarios del último mes, promedio mensual de los últimos tres años).
- Pronósticos de producción para el horizonte de análisis (normalmente 15 años)
- Pronósticos de la temperatura a la cual llegará la producción en el horizonte de análisis.
- Condiciones de operación máximas, normales y mínimas.
- Área disponible para la construcción de nuevas instalaciones.
- Dirección de los vientos dominantes y reinantes.
- Especificaciones contratadas para la entrega de los hidrocarburos producidos.
- Producción comprometida para entrega.

Así mismo se requiere efectuar un reconocimiento físico de las instalaciones de producción o realizar el levantamiento de las mismas (en caso de no existir la información en libros), además de una entrevista con el personal operativo, mediante la cual se trate de obtener toda la información de la filosofía de operación real, que se sigue en las instalaciones de producción y de las anomalías existentes, mismas que podrían ser solucionadas de manera integral dentro del proyecto por desarrollar. Así mismo se entrevista al personal de diseño y de evaluación del Activo para determinar las acciones que ya se tienen planeadas

para continuar con la explotación de los hidrocarburos en el Activo (modificaciones al proceso en el horizonte del proyecto), con la finalidad de establecer el Caso Base técnico.

Por otra parte, también se requiere recopilar la información de costos de operación y mantenimiento de la situación actual y los de la inversión que se tiene contemplada para el caso base. Dichos costos de operación y mantenimiento deberán obtenerse de la manera más detallada posible, con el fin de poder desglosarlos y obtener los costos unitarios para facilitar su manipulación en el estudio económico.



III.2.2 Simulación del proceso y balance de materia y energía de la situación actual.

Para efectuar la simulación de proceso, se debe contar con un simulador composicional de proceso, mismo que cuente con ecuaciones de estado y ecuaciones con coeficientes de actividad, las cuales permiten definir el comportamiento termodinámico de los fluidos con alta concentración de H₂S y en condiciones de vacío. Entre los principales simuladores de proceso existentes a nivel mundial, se pueden encontrar: Aspen Plus⁽¹³⁾, Pro II⁽¹⁴⁾ y Hysys⁽¹⁵⁾. Así mismo es indispensable contar con la caracterización composicional y por curvas de destilación de la corriente de gas y la del petróleo crudo respectivamente, contar con su recombinación o efectuarla metodológicamente⁽¹⁶⁾. También es de primordial importancia el contar con las condiciones de operación para poder efectuar adecuadamente la simulación de proceso y el balance de materia y energía.

La simulación de proceso tiene gran importancia en el desarrollo de este tipo de proyectos, ya que es el medio por el cual se determina el rendimiento esperado de

los hidrocarburos producidos, después de haber sido tratados y acondicionados para su comercialización. Para considerar que la simulación es adecuada y así poder efectuar simulaciones de las condiciones de operación esperadas en el horizonte del proyecto para obtener los pronósticos del balance de materia y energía, se requiere manipular diversos parámetros en el simulador para ajustar los resultados obtenidos por el mismo para las condiciones iniciales del proyecto ("condiciones actuales") a las condiciones reales que se hayan presentado en la fecha de la toma de información del proceso. Para considerar que el simulador de proceso está ajustado a las condiciones reales de producción, se debe verificar que los valores del balance de materia y energía arrojados por el mismo sean coincidentes con los valores medidos en el proceso real (en las instalaciones superficiales de producción), para lo cual generalmente los parámetros que se considera deben ser coincidentes son: flujo másico y volumétrico de cada una de las fases en cada etapa de separación (líquida y vapor), y las propiedades de los fluidos que se tienen de dato (densidad, peso molecular y composición). Cuando esto ocurre, entonces se puede considerar que la simulación es confiable y se puede proseguir con el análisis.

III.2.3 Análisis para el diagnóstico del sistema.

Para el análisis de diagnóstico del sistema, se recurre a la interpretación de los resultados del balance de materia y energía obtenidos mediante la simulación composicional del proceso, debido a que esta arroja resultados que no están disponibles normalmente como datos en el sistema de producción, como lo es la presión de vapor verdadera del crudo, la cantidad de vapores que son emanados a la atmósfera durante el almacenamiento, la concentración de H₂S tanto en el crudo como en los vapores liberados al medio ambiente, con lo cual se puede detectar la presencia de riesgos al personal operativo y a la población en general. También es posible determinar la cantidad de hidrocarburos licuables que están siendo desperdiciados y afectando al medio ambiente, además de su valor económico. Así mismo el análisis para el diagnóstico del sistema, contempla la

evaluación de la capacidad de transporte de los ductos, la de manejo de la producción del equipo de separación gas-líquido, de bombeo, de compresión de gas, de almacenamiento y la de deshidratación del crudo, la evaluación del comportamiento e integridad mecánica del equipo de separación, bombeo y compresión, además de evaluar el impacto ambiental de las descargas del proceso.

En este diagnóstico, también se considera el análisis de los costos del proceso para la situación actual, la cual formará parte como caso particular en un solo período del caso base, considerando para ello los costos de operación y mantenimiento.

Como parte final del diagnóstico está el planteamiento integral del problema, sección donde se deben resumir todas las anomalías encontradas durante la evaluación del sistema de producción asociado con el proceso de estabilización de crudo

III.2.4 Definición del Caso Base del sistema de producción en el horizonte del proyecto.

Es indispensable establecer las condiciones de referencia respecto a las cuales se llevará a cabo la comparación de una alternativa de solución técnica y económica, con la finalidad de definir objetivamente los beneficios de dicha alternativa. Para ello es necesario definir el Caso Base técnico correspondiente y poder determinar con precisión lo que sucederá en el sistema de producción en el horizonte del proyecto sin considerar ninguna de las soluciones que surjan del proyecto.

Establecer el Caso Base del sistema de producción, consiste en definir la manera como estarán operando las instalaciones de producción en cada periodo del

horizonte del proyecto, prediciendo las condiciones de operación del sistema a través de la simulación del proceso, para lo cual se requiere disponer de los pronósticos de producción y sus condiciones de llegada a la instalación de producción analizada. Normalmente en los Activos de Producción de PEP se cuenta con un plan de desarrollo, el cual es un escenario que contempla las modificaciones al sistema de producción, considerando la infraestructura con la cual se deberá contar en cada periodo en el horizonte del proyecto. Este escenario podría o no ser el más conveniente técnica y económicamente, pero es con lo que se cuenta como punto de partida para un análisis multianual, por lo que dicho escenario es el considerado para su simulación para cada período correspondientemente con los pronósticos de producción, con la finalidad de obtener los valores de la producción que podrá ser comercializada (aceite, gas y condensado) y de este modo poder obtener el valor de los ingresos por este concepto.

Dada la estimación de que para finales del año 2001 se presentará la problemática de que no pueda ser comercializada la producción de crudo que contenga una concentración de H_2S mayor de 70 ppm, y una presión de vapor verdadera de 11 lb/pg² abs., en el caso base se debe considerar la solución al problema de la manera más sencilla, aunque no sea viable económicamente, la cual consiste en agregar al crudo un secuestrante de H_2S , en la concentración que sea necesaria.

III.2.5 Determinación de ingresos y costos del Caso Base.

El análisis de ingresos y costos del Caso Base, consiste en determinar los ingresos y los costos de operación, los de mantenimiento y los de inversión para el escenario planteado técnicamente.

Los ingresos del caso base (I_{CB}) son obtenidos a partir de la producción de aceite, gas y condensado que se espera manejar y comercializar, lo cual es obtenido por

medio de la simulación de proceso correspondiente a cada período del horizonte del proyecto.

Los costos de operación en valor presente ($C_{OP CB}$) son todos aquellos que se llevan a cabo cotidianamente y que serán requeridos en el horizonte del proyecto, expresados en valor presente, para lograra que el sistema opere adecuadamente y pueda obtenerse la producción para su venta, los cuales son: costos del personal operativo y administrativo, de combustibles y lubricantes, aditivos, reactivos, productos químicos para el tratamiento de la producción (desemulsificantes, antiespumantes, inhibidores de corrosión, desparafinantes, secuestrantes de H_2S , etc.). En este rubro se consideran también la pérdida de ingresos por el envío sistemático de gas y condensado a quemador, lo cual se puede considerar como el costo o el sacrificio por las ineficiencias del sistema para poder operar.

Los costos de mantenimiento en valor presente ($C_{MTO CB}$) se refieren a las erogaciones que se requerirá sean efectuadas en el horizonte del proyecto pero expresadas en valor presente, por concepto del mantenimiento preventivo y correctivo de los equipos en particular y del sistema en general. Para contar con una operación segura y sin interrupciones no previstas, es indispensable que a cada equipo que forma parte del sistema de producción, le sea proporcionado cierto mantenimiento preventivo bajo un plan o programa, lo cual implica un costo. Así mismo, aún cuando se tienen perfectamente programados los mantenimientos preventivos de dichos equipos, la presencia de anomalías de cualquier clase no pueden ser eliminadas en su totalidad, lo que da lugar a fallas en el sistema que requieren ser reparadas, lo cual se conoce como mantenimiento correctivo, que también implica un costo.

Los costos de mantenimiento se clasifican en los del equipo dinámico: bombas, compresores, enfriadores (soloaire), generadores eléctricos, motores de combustión interna, eléctricos y turbinas; y del equipo estático: ductos, válvulas,

separadores (recipientes a presión), tanques de almacenamiento, tanques deshidratadores de crudo, casas de bombas y de compresión, sistemas de desfogue, sistemas de calentamiento de crudo y gas, estructuras de soporte y la obra civil en general. Otro rubro considerado dentro de los costos de mantenimiento es el de la limpieza interna de los ductos, la cual se hace esporádicamente.

Para que el escenario de producción propuesto por el Activo pueda llevarse a cabo, este debe de contemplar programadamente los cambios y sustitución parcial de la infraestructura de producción, lo cual representa los costos de inversión (VPI_{CB}), mismos que se deben expresar en valor presente para ser congruentes en el análisis.

Debido a que generalmente este tipo de proyectos son de conversión (reingeniería), existen costos de operación y mantenimiento que se presentan tanto en el Caso Base como en las alternativa planteadas, motivo por el cual para simplificar el análisis no son tomados en cuenta, ya que no existe efecto alguno sobre los resultados del análisis económico de las alternativas.

III.2.6 Selección del tipo de instalación de producción e instalaciones asociadas.

Durante el reconocimiento y levantamiento de las instalaciones de producción normalmente se determina el tipo de situación al que se enfrenta el analista, ya que el problema de la estabilización del petróleo crudo y de la reducción en el contenido de H_2S debe ser analizado integralmente, por la fuerte interrelación que existe en la disposición de energía térmica, como lo son las estaciones de compresión o generación eléctrica. Así mismo, la dependencia del proceso de deshidratación del grado de estabilización del petróleo crudo y de las condiciones de operación a las que sale este de dicho proceso, son de primordial importancia

para su deshidratación, por lo que el proceso de estabilización requiere de un análisis que involucre desde el diagnóstico y el caso base a las instalaciones y procesos asociados al mismo. Por lo anterior el Caso Base debe ser planteado también de manera integral, si así lo amerita el caso.

Los tipos de instalaciones de producción que se pueden encontrar regularmente en PEP son:

- ❖ **Batería de Separación sin estación de compresión, planta de generación eléctrica (con equipo turbo gasógeno), ni planta deshidratadora asociados.** Lo cual indica que tanto la estación de compresión de gas, la estación de generación eléctrica (fuentes de energía calorífica); como la planta deshidratadora de crudo (con requerimientos especiales de temperatura en el crudo) se encuentran ubicadas fuera del área de influencia del proceso de estabilización de crudo, motivo por el cual el análisis del proceso de estabilización se deberá efectuar de manera independiente a dichas instalaciones.

- ❖ **Batería de separación, con estación de compresión y/o planta de generación de energía eléctrica (con equipo turbo gasógeno) asociados.** Este rubro indica que existe una estación de compresión y/o una planta de generación de energía eléctrica muy cercanas a la batería de separación, lo que implica que se dispone de energía calorífica para su aprovechamiento en el proceso de estabilización de crudo. Dicha energía calorífica en el caso de la estación de compresión puede ser obtenida del gas que sale de los compresores a una temperatura relativamente alta (115 °C) y/o de los vapores de combustión del equipo turbo gasógeno o de combustión interna que acciona a los compresores (600°C); en el caso de una planta de generación de energía eléctrica, solamente serían aprovechables los vapores de combustión.

- ❖ **Batería de separación con planta deshidratadora de crudo asociada.**
En este caso, normalmente el proceso de deshidratación impone una restricción adicional al de estabilización, al requerir que el crudo entre al primero a una temperatura específicamente, para poder obtener un crudo que cumpla con los límites establecidos en el contrato de compra y venta en cuanto al contenido de agua.

- ❖ **Batería de separación con planta deshidratadora de crudo y estación de compresión y/o planta de generación de energía eléctrica asociados.** En este caso la Batería de Separación tiene en sus alrededores una estación de compresión y/o una planta de generación de energía eléctrica mismas de las cuales se puede disponer de cierta carga térmica para el calentamiento del petróleo crudo. Así mismo, la planta deshidratadora de impone una restricción en cuanto a la temperatura requerida en el crudo para optimizar el proceso de deshidratación.

III.2.7 Análisis de alternativas de solución para el caso de una Batería de Separación sin estación de compresión, ni planta de generación eléctrica (con equipo turbo gasógeno), ni planta deshidratadora asociados .

Para iniciar el análisis de este caso, se pueden presentar a su vez dos casos, los cuales corresponden a la existencia o no de separadores gas -líquido montados en una estructura elevada, de tal forma que el líquido cuente con la suficiente carga de presión para proporcionar al sistema de bombeo el NPSH requerido:

III.2.7.1 Se cuenta con separador elevado resistente al colapso.

En este caso, después de haber efectuado la inspección y evaluación del sistema de separación para verificar la integridad mecánica del mismo, de

tal manera que se haya determinado que cuenta con la resistencia al colapso que se requiere, ya que será sometido a presiones internas inferiores a la presión atmosférica, lo cual se efectúa de acuerdo a las especificaciones del código ASME⁽¹⁷⁾. Para ello se debió previamente haber efectuado la simulación de proceso para obtener el balance de materia y energía para las condiciones futuras de operación y considerando el cumplimiento de las especificaciones en materia de presión de vapor y de concentración de H₂S en el crudo, las cuales deben ser menor que 11 lb/pg2 abs. y 70 ppm respectivamente.

Debido a que el equipo de separación gas-líquido en la etapa de estabilización cuenta con la resistencia al colapso requerida para aplicar el método de estabilización por reducción de presión, sometiendo la producción a la separación en condiciones de vacío, se recomienda la implantación de este método. Lo anterior encuentra justificación tanto en los costos de inversión como en los de operación y mantenimiento relativamente bajos, ya que se maximiza el aprovechamiento de la infraestructura existente, lo cual ha quedado de manifiesto en algunos estudios, cuyos resultados han sido presentados en la tabla III.1. Es por ello que se procede a efectuar el análisis económico de esta alternativa para determinar el comportamiento económico que se espera por implantar esta alternativa.

Después de haber tomado la decisión de implantar este método de estabilización del petróleo crudo y reducción de la concentración de H₂S en el mismo, se requerirá de la Ingeniería Básica y de detalle para llegar a la fase de la construcción y poder de este modo llegar a la operación de las instalaciones de producción con las modificaciones al proceso.

III.2.7.2 No cuenta con separador elevado o el existente no presenta resistencia al colapso.

Si no se cuenta con un separador elevado o de existir, que no cuenta con la resistencia al colapso requerida para la separación en condiciones de vacío al cual podría ser sometido, se requiere del planteamiento y análisis técnico y económico de la alternativa de separación a vacío y de la alternativa de calentamiento de crudo.

Para lo anterior, será necesario que a cada una de las alternativas, se efectúe la simulación de proceso multianual en el horizonte del proyecto, a partir de lo cual será posible obtener los valores de la producción que podrá ser comercializada y así poder determinar el valor de los ingresos de la alternativa en valor presente (I_{ALT}).

De igual manera, se requerirá de la determinación de la lista de equipo en el cual se debe de invertir para cada una de las alternativas, definir sus características de acuerdo a las necesidades del manejo futuro de la producción (obtenidas por medio de la simulación de proceso multianual de cada alternativa), determinando consecuentemente los costos de la inversión requerida para cada alternativa expresada en valor presente (VPI_{ALT}).

Similarmente a lo obtenido en el Caso Base para los costos de operación y mantenimiento, para cada una de las alternativas será necesario determinar dichos costos en valor presente, considerando la operación y mantenimiento del equipo adicional requerido para la implantación de cada alternativa ($C_{OP ALT}$ y $C_{MTO ALT}$).

Análisis Financiero de las alternativas de solución. El análisis económico de las alternativas de solución consiste en la determinación de las utilidades netas (VPN_{ALT}), la tasa interna de retorno (TIR_{ALT}), el tiempo de recuperación de inversión (TRI_{ALT}), el índice de utilidad de la inversión (VPN_{ALT} / VPI_{ALT}), y la relación beneficio / costo ($VPN_{ALT} / C_{TOT ALT}$).

Para efectuar el análisis financiero de un proyecto de inversión o de reingeniería, es indispensable determinar los indicadores de rentabilidad que permitan determinar la conveniencia de alguna de las alternativas propuestas, para lo cual se requiere expresar el valor de los ingresos y el de los costos en general en valor presente, requiriéndose de las siguientes definiciones:

Flujo de efectivo. Se refiere a la diferencia de los ingresos menos los egresos expresados en valor presente. Para poder determinar el flujo de efectivo, se requiere definir previamente lo que son los egresos (E), mismos que corresponden a la suma de los costos de operación y los de mantenimiento para cada período del horizonte del proyecto:

$$E = C_{OP} + C_{MTO} \quad \dots\dots\dots(1)$$

$$E_{CB} = C_{OP CB} + C_{MTO CB} \quad \dots\dots\dots(2)$$

$$E_{ALT} = C_{OP ALT} + C_{MTO ALT} \quad \dots\dots\dots(3)$$

$$F = \text{Ingresos} - \text{Egresos} = I - E \quad \dots\dots\dots(4)$$

Para determinar la diferencia de flujo de efectivo (diferencia de ingresos menos la diferencia de egresos: ΔFt), se requiere contar para cada

período del proyecto con el valore de los ingresos y egresos, tanto del Caso Base como de la Alternativa a evaluar.

$$\Delta F = \Delta I - \Delta E \quad \dots\dots\dots(5)$$

$$\Delta I_{ALT} = \text{Diferencia de Ingresos} = I_{ALT} - I_{CB} \quad \dots\dots\dots(6)$$

$$\Delta E_{ALT} = E_{ALT} - E_{CB} \quad \dots\dots\dots(7)$$

y así tenemos que:

$$\Delta F_{ALT} = F_{ALT} - F_{CB} \quad \dots\dots\dots(8)$$

De este modo, para determinar las utilidades netas o Valor Presente Neto (VPN) de la alternativa evaluada, se utiliza la siguiente expresión⁽³⁾:

$$VPN = \sum_{t=1}^n \frac{\Delta F_t}{(1+i)^t} - VPI \quad \dots\dots\dots(9)$$

En este caso. El Valor Presente de la Inversión (VPI) será igual a:

$$VPI = VPI_{ALT} - VPI_{CB} \quad \dots\dots\dots(10)$$

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 valor de t cuando se cumpla lo siguiente:

$$0 = \sum_{t=1}^t \frac{\Delta F_t}{(1+i)^t} - VPI \quad \dots\dots\dots(11)$$

de tal manera que cuando se cumpla la igualdad anterior, entonces **TRI = t**

Donde:

ΔF_{ALTt} ; Diferencial de Flujo de Efectivo (\$).

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

n ; Horizonte del proyecto (años).

Para 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 y se obtiene con precisión el valor del tiempo de recuperación de la inversión.

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

TIR = R cuando:

$$0 = \sum_{t=1}^n \frac{\Delta F_t}{(1+R)^t} - VPI \quad \dots\dots\dots(12)$$

para lo cual se hace variar R desde un valor relativamente alto hasta donde se cumpla la condición anterior, evaluándose la expresión anterior para cada valor supuesto de R.

El Índice de utilidad de la inversión (IUI) indica la ganancia que será obtenida por cada unidad monetaria que sea invertida en el proyecto, determinándose por medio del cociente de las utilidades netas (VPN) entre el valor presente de la inversión (VPI):

$$IUI = VPN / VPI \quad \dots\dots\dots (13)$$

La relación beneficio costo (RBC) Indica la magnitud de los beneficios expresados por el VPN respecto a los costos totales del proyecto (C_{TOT} : Costos de operación, Costos de mantenimiento y los costos de inversión expresados todos en valor presente). Cabe señalar que si se trata de un proyecto de reingeniería en el cual se hace una comparación respecto a un caso base, los costos totales que deben ser considerados son la diferencia de costos totales de la alternativa menos los costos totales del caso base:

$$RBC = VPN / C_{TOT} \quad \dots\dots\dots (14)$$

$$C_{TOT} = C_{TOT \text{ ALT.}} - C_{TOT \text{ CB}} \quad \dots\dots\dots (15)$$

Evaluación técnica y económica y selección de la alternativa óptima.

En esta sección de la metodología propuesta, se efectúa una evaluación técnica de las alternativas propuestas, clasificándolas de acuerdo a su complejidad. De este modo se podrá distinguir durante la evaluación económica, la cual involucra los aspectos financieros y los sociales,

aquellas alternativas que requieran de un cambio tecnológico sustantivo y que no se obtenga de ellas los beneficios económicos sustanciales que justifiquen dichos cambios (mismos que pueden representar un factor de riesgo adicional), para declinar en su selección.

La evaluación económica se compone de la evaluación financiera de las alternativas analizadas previamente, mismas que han sido comparadas respecto al caso base (para proyectos de reingeniería), para distinguir comparativamente los beneficios que entregarían cada una de ellas basándose en los resultados obtenidos de los indicadores financieros (VPI, VPN, TIR, etc....) y de la evaluación del impacto de las alternativas sobre la sociedad (ej. la liberación al medio ambiente de vapores venenosos cuyo impacto puede no ser inmediato sobre los seres vivos, lo cual no es cuantificable o que puede pagarse las sanciones a las dependencias de gobierno correspondientes, al no erradicar el problema). Lo anterior implica entonces, que la toma de decisiones para la selección de la alternativa óptima también puede ser subjetiva y apegada al concepto arquimediano ⁽¹⁸⁾ de la Ingeniería.

Cabe mencionar que la alternativa óptima no implica que siempre se deba seleccionar la alternativa que proporcione las mayores utilidades netas o la mayor rentabilidad, ya que pueden existir otros factores como el técnico y el social que puede tener una mayor repercusión en los resultados del proyecto. Por ello, se requiere que la toma de decisiones esté a cargo de verdaderos profesionales de la Ingeniería y Administración, que cuenten con la experiencia necesaria y sobre todo con ética profesional.

Para este caso que corresponde a una batería de separación sin estación de compresión ni planta deshidratadora cercana asociada, con la selección de la alternativa óptima se llegaría al fin del procedimiento.

III.2.8 Análisis de alternativas de solución para el caso de una Batería de Separación que cuenta con estación de compresión o planta de generación eléctrica (con equipo turbo gasógeno o de combustión interna), pero sin planta deshidratadora asociada.

El análisis de las alternativas en este caso, debe comenzar con la simulación composicional y del balance de materia y energía del proceso de estabilización de crudo por calentamiento, determinando los requerimientos de energía calorífica para lograr el objetivo. Así mismo, se debe llevar a cabo el balance de materia y energía para la estación de compresión o de la planta de generación eléctrica que cuente con equipo turbo gasógeno o de combustión interna, con la finalidad de determinar la disponibilidad de la carga térmica disponible para el calentamiento del crudo, la cual podría ser obtenida del gas natural caliente descargado por los compresores o de los vapores de combustión de los accionadores de los compresores (turbina de gas o motor de combustión interna) en el caso de la estación de compresión, o de los vapores de combustión de los accionadores de los generadores de energía eléctrica (turbina de gas o motor de combustión interna).

En el caso de que se cuente con la suficiente carga térmica como para calentar la corriente de crudo que se desea estabilizar, considerando las pérdidas de energía durante el transporte del fluido portador de la carga térmica de la estación de compresión o planta de generación de energía eléctrica a la batería de separación, considerando los requerimientos futuros de energía térmica de acuerdo a los pronósticos de producción, entonces se procederá a efectuar un análisis financiero de esta alternativa para la implantación de la misma. Esta alternativa es recomendada debido a que se ha encontrado en la generalidad de los casos que los costos de operación son abatidos enormemente por el aprovechamiento de la energía disponible (ahorro de energía), lo cual justifica los costos de inversión (cambiadores de calor ductos con asilamiento térmico para el caso del gas natural caliente y bombas del fluido portador de la carga térmica adicionales para el caso

de vapores de combustión), por lo cual los costos totales de esta alternativa serían menores que los costos de cualquier otra alternativa y que los del caso base.

Este caso concluiría entonces con la implantación de la alternativa de calentamiento de crudo considerando la carga térmica disponible externamente a la batería de separación.

III.2.8.1 No se cuenta con una carga térmica suficiente para el calentamiento del crudo hasta la temperatura requerida.

Si no se cuenta con la suficiente carga térmica para el calentamiento del crudo, entonces se deberá continuar con los pasos descritos a partir de la sección III.2.7.1, analizando además de las alternativas de vacío y la de calentamiento, la combinación de ambas.

III.2.9 Análisis de alternativas de solución para el caso de una Batería de Separación que cuenta con una planta deshidratadora de crudo asociada cercana.

Para la deshidratación del petróleo crudo, es indispensable que este se encuentre a una temperatura mínima determinada, la cual dependerá de la efectividad en la aplicación de productos químicos desemulsificantes. Es por ello que el análisis de las alternativas debe iniciar mediante la determinación del comportamiento de la temperatura a la cual podrá ser entregado el crudo a la planta deshidratadora, respecto al tiempo (considerando los pronósticos de producción).

Generalmente los encargados del proceso de deshidratación conocen a que temperatura el proceso comienza a presentar complicaciones, especificando entonces que les sea entregada la producción con una temperatura más alta, o consideran entonces la adición de calor al crudo para su adecuada deshidratación, sin embargo, si esta cantidad de calor puede ser adicionada previamente al proceso de estabilización, entonces el aprovechamiento de la energía calorífica adicionada sería mayor.

Después de haber determinado el comportamiento de la temperatura del crudo respecto al tiempo se efectúa la comparación respecto a la temperatura requerida en el proceso de estabilización, determinándose si se requerirá o no de la adición de calor al crudo para incrementar su temperatura.

En el caso de no requerir del incremento de temperatura, entonces se deberá continuar con el análisis a partir de lo descrito en la sección III.2.7, efectuando el análisis de una batería de separación que no cuenta con fuente de energía calorífica cercana.

Para el caso de requerirse de un incremento de temperatura en el crudo, entonces se deberá efectuar el análisis técnico y económico de la alternativa combinada de

calentamiento del crudo y separación a vacío, continuando con el análisis técnico y económico de la alternativa de calentamiento del crudo para que posteriormente pueda llevarse a cabo la evaluación y selección de la alternativa óptima, como se describe en la sección III.2.8.1.

III.2.10 Análisis de alternativas de solución para el caso de una Batería de Separación que cuenta con una planta deshidratadora de crudo y una estación de compresión o planta de generación de energía eléctrica asociadas.

En este caso, se procede a determinar los requerimientos de temperatura en el crudo respecto al tiempo para la adecuada deshidratación del mismo y posteriormente a efectuar el análisis de la disponibilidad de energía térmica para el calentamiento del crudo, como se describe a partir de la sección III.2.7.

CAPÍTULO IV

EJEMPLO DE APLICACIÓN EN LA TERMINAL MARÍTIMA DE DOS BOCAS⁽¹²⁾

Considerando el análisis metodológico para la selección del proceso de estabilización y reducción de la concentración de H₂S en el crudo en instalaciones de producción, el cual fue propuesto en el Capítulo III, se requiere iniciar con la etapa de recopilar la información técnica y de costos, lo que se efectuó satisfactoriamente, motivo por el cual se continúa con la siguiente actividad marcada en la metodología propuesta.

IV.1 SIMULACIÓN DE PROCESO DE LA SITUACIÓN ACTUAL Y DEFINICIÓN DEL CASO BASE.

IV.1.1 Descripción del Proceso Actual

El crudo marino proveniente de las plataformas marinas de producción que llega a la Terminal Marítima de Dos Bocas en el Estado de Tabasco, sigue la trayectoria que a continuación se describe: El aceite crudo ligero (líneas 3 y 4), antes de entrar a los separadores elevados de baja presión, se mezcla con la corriente de condensados recuperados en los rectificadores de las unidades de compresión, posteriormente pasa a los tanques estabilizadores (SEBP), donde se separan los componentes ligeros contenidos en el aceite, la fase gaseosa pasa por un tanque rectificador (mismo que sirve como equipo de protección para casos en los que el proceso se salga de control), con el fin de recuperar los condensados arrastrados. La fase líquida (aceite semi estabilizado) se envía a los tanques deshidratadores por gravedad (TD), donde se les elimina el contenido de agua previa adición de agentes desemulsificantes; después de la etapa de deshidratación, el aceite

deshidratado y estabilizado se envía a los tanques de almacenamiento (TA). Una vez en almacenamiento, el aceite es enviado a distribución (exportación y refinación). El aceite crudo pesado (Líneas 1 y 2), pasa directamente a los tanques de estabilizado (SEBP), en donde al igual que con el crudo ligero se separan los componentes más volátiles; la fase líquida obtenida (aceite estabilizado), pasa directamente a los tanques de almacenamiento para posteriormente ser enviados a distribución. La fase gaseosa, se mezcla con el gas obtenido en los separadores de crudo ligero y ambos entran a la sección de compresión, en esta sección el gas pasa por tres etapas de compresión (RVAP, C1 y C2), así como a los respectivos rectificadores asociados a éstos equipos, después de la última etapa de compresión (C2), el gas es enviado al complejo petroquímico de Cactus.

Simulación del Proceso

En las **Figura IV.1**, se muestra el diagrama de flujo del proceso actual. Para efectos de comparación de resultados de simulación, el caso base se simula incluyendo las condiciones de operación esperadas con los nuevos paquetes de compresión (contemplándose así la sustitución del equipo existente por compresores de accionador eléctrico en el año 2001, lo cual no se considera como un producto de la optimización que se pretende realizar). De la simulación del proceso se pudo apreciar que el contenido de ácido sulfhídrico es bastante elevado y por tanto se requiere una dosificación considerable de agente secuestrante de H₂S, a fin de mantener el crudo dentro de especificaciones (< 70 ppm); lo anterior aplica únicamente al crudo de exportación (23% del total de crudo ligero y 30% del crudo pesado, a partir del año 2001, fecha prevista en que entre en vigor esta nueva restricción); puede verse también, que la presión de vapor de dicho producto esta por encima de lo que se considera un aceite estabilizado, por lo que se tienen problemas de emanación de vapores durante el transporte y almacenamiento de los hidrocarburos, con la consecuente pérdida por la “merma” que sufre el crudo. También puede observarse que la corriente de gas

que es enviada al complejo petroquímico de Cactus, no pasa por un enfriador al salir de la última etapa de compresión, por tanto se presenta un problema muy fuerte de condensación en esta línea. En la **Tabla IV.1**, podemos ver un resumen en todo el horizonte del proyecto de las principales variables a controlar, haciendo énfasis en las que mencionamos en éste párrafo.

Situación Actual

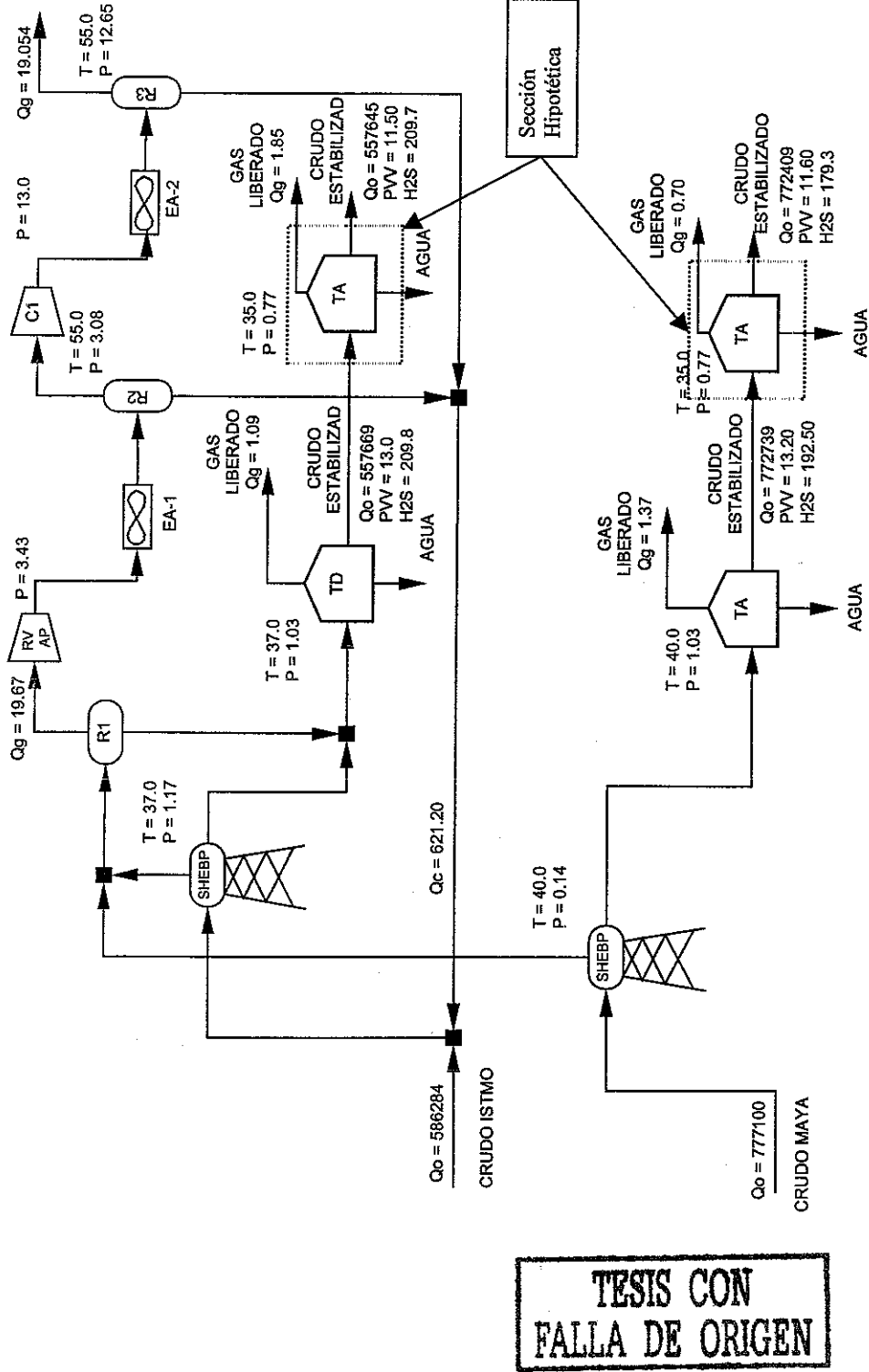


Figura IV.1

Año	Flujo de Aceite		Aceite Estabilizado		Condensado		Flujo de Gas		Flujo de Gas		H2S en Aceite Estabilizado	
	Ligero	Pesado	Ligero	Pesado	Recuperados	Pesado	Ligero	Pesado	Compresión	Cunduacan	Ligero	Pesado
2000	587296	777100	557669	772739	0.003	7.083	12.603	19.686	19.054	209.801	192.503	
2001	504180	1127400	478864	1121070	0.002	10.276	10.292	20.569	20.176	216.207	192.503	
2002	423101	1136400	401915	1130020	0.001	8.376	10.359	18.734	18.468	219.854	192.503	
2003	370231	1148200	351733	1141760	0.002	7.108	10.466	17.574	17.373	223.225	192.503	
2004	315652	1145600	299904	1139170	0.004	5.913	10.442	16.355	16.158	225.737	192.503	
2005	275112	1140700	267400	1134300	0.008	5.059	10.398	15.457	15.259	227.515	192.503	
2006	257791	1135800	244945	1129430	0.012	4.712	10.353	15.065	14.866	228.087	192.503	
2007	238848	1130900	226954	1124550	0.016	4.312	10.308	14.62	14.422	229.203	192.503	
2008	205880	1125000	195633	1118690	0.033	3.671	10.255	13.925	13.723	230.279	192.503	
2009	177143	1120000	168331	1113710	0.057	3.119	10.209	13.328	13.122	231.316	192.503	
2010	132894	1115000	126287	1108740	0.137	2.311	10.163	12.474	12.259	232.314	192.503	
2011	74731	1110000	71017	1103770	0.398	1.283	10.118	11.401	11.168	233.272	192.503	
2012	62139	1105000	59051	1098800	0.492	1.074	10.072	11.146	10.909	232.797	192.503	

Tabla IV.1

**TESIS CON
FALLA DE ORIGEN**

IV.1.2 Análisis técnico y económico del Caso Base

Los aspectos planteados en el Caso Base, consideran todas aquellas acciones o eventos que tendrían lugar sin tomar en cuenta las alternativas de proceso definidas para el presente proyecto y que de una u otra forma son comparables técnica y económicamente con las propuestas de solución. Por ejemplo, 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 vacuométricas (de vacío). Sin embargo, si no se contempla tal acción correctiva, el recurso más comúnmente conocido para la remoción de H₂S, es la inyección de un secuestrante de dicho componente a la corriente bajo estudio; esto resulta muy sencillo de realizar, sin embargo, el precio y la dosificación requerida del producto químico son elevados lo que ocasiona que los costos de tratamiento sean muy elevados. Por lo anterior, es necesario analizar y comparar no sólo la situación actual, sino también el Caso Base, el cual nos proporcionará la pauta para definir la viabilidad técnica y económica de las alternativas.

El Caso Base que se define a continuación, contempla las acciones que lógicamente se efectuarían con el tiempo (horizonte de 15 años) ya sea por mantenimiento, para cumplir con ciertas normas y especificaciones que puedan ser impuestas y las ocasionadas por necesidades de incrementar o reducir la infraestructura para el manejo de la producción. Todo ello sin considerar que se llegara a implantar alguna de las alternativas que se proponen en el presente estudio.

Análisis Económico del Caso Base.

Para poder efectuar la evaluación económica de un proyecto de ingeniería 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 dicho análisis deberá ser de 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.

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/98):	8.59 pesos/dólar
Horizonte de Estudio:	15 años
Precios:	
Crudo Ligero:	11.45 Dls/bl.
Crudo Pesado:	9.6 Dls/bl
Gas Húmedo Amargo:	2,016 Dls/MMPCS
Gas Combustible:	2,270 Dls/MMPCS
Desemulsificante:	2.91 Dls/lt.
Secuestrante de H_2S :	12.7 Dls/gal.

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

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.

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 cual fue acordado con otras entidades participantes en el proyecto y con la coordinación misma por parte de la Coordinación Técnico Operativa de la Región Marina Sur Oeste (CTO de la RMSO) de PEMEX Exploración y Producción. 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 Dos Bocas (que aún contiene gas disuelto por no estar estabilizado completamente). Además, para este proyecto se definieron por parte de la coordinación del proyecto, las condiciones de presión de vapor verdadera de 11 lb/pg²abs @ 38°C, como condiciones para crudo estabilizado y no la PVR óptima como fue propuesto inicialmente en el proyecto.

En la **Tabla IV.2**, se muestran los gastos del gas amargo que sería comercializado para el caso base, así como los ingresos, considerando un precio de \$17,318.00 por millón de pie cúbico a condiciones estándar (\$2,016.00 USD/MMPCS).

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

Inversión en el Caso Base

En el Caso Base se ha considerado la inversión requerida para el manejo integral del crudo ligero y pesado en la TMDB para el horizonte del proyecto, contemplando la adquisición de equipo de compresión para la sustitución de los existentes, equipo de deshidratación electrostática para el crudo pesado y el sistema de refrigeración de gas para reducir su condensación en el ducto de transporte. En la **Tabla IV.3**, se muestran los tres conceptos principales de dicha inversión, con un desglose en lo referente al equipo de compresión de gas, su costo unitario, el costo total y el monto de la inversión del Caso Base, que asciende a 25.06 millones de dólares.

Costos de Operación y Mantenimiento del Caso Base

Para efectuar un correcto análisis económico, fue necesario determinar los costos de operación y mantenimiento por el manejo y transporte del crudo ligero y pesado en la TMDB, los cuales se obtuvieron para las áreas de: trampas y ductos, estabilizado, casas de bombas, deshidratación de crudo ligero, deshidratación de crudo pesado, compresión de gas, gasoducto y en la reducción de la concentración de H₂S, lo cual se considera para el estudio que afectará solamente en la producción de exportación, estimada en un 21 % en ambos tipos de crudo, a partir del año 2001. Probablemente la producción de exportación del crudo pesado será mayor que lo considerado, pero este porcentaje justifica perfectamente la necesidad de plantear nuevos esquemas de manejo y tratamiento del crudo. En la **Tabla IV.4** se presenta el comportamiento de los costos de operación y mantenimiento del Caso Base, contemplando su determinación para cada año en el horizonte del proyecto.

Los ingresos y costos antes presentados, servirán como una referencia comparativa de los que serán obtenidos en las alternativas que sean planteadas, para su análisis económico de tipo incremental.

Tabla IV.2
INGRESOS POR COMERCIALIZACION DE GAS

Caso Base	Horizonte												
	2000	2001	2002	2003	2004	2005	2006	2007	2008	2009	2010	2011	2012
Q DE GAS AMARGO COMERCIALIZADO (MMPCD)	19.05	20.18	18.47	17.37	16.16	15.26							
Q DE GAS AMARGO COMERCIALIZADO (MMPCAño)	6954.71	7364.24	6740.82	6341.15	5897.67	5569.54							
INGRESOS POR COMERC. DEL GAS (MMUSD/Año)	14.02	14.85	13.59	12.78	11.89	11.23							
Caso Base													
Q DE GAS AMARGO COMERCIALIZADO (MMPCD)	14.87	14.42	13.72	13.12	12.26	11.17							
Q DE GAS AMARGO COMERCIALIZADO (MMPCAño)	5426.09	5264.03	5008.90	4789.53	4474.54	4076.32							
INGRESOS POR COMERC. DEL GAS (MMUSD/Año)	10.94	10.61	10.10	9.66	9.02	8.22							

$P_{gas} = 17318.00 \text{ \$/MMPCS (2016 \$UDS/MMPCS)}$

**TESIS CON
FALLA DE ORIGEN**

TABLA IV.3

**INVERSIÓN REQUERIDA PARA EL CASO BASE
MANEJO Y TRATAMIENTO INTEGRAL DE CRUDO LIGERO Y PESADO EN LA TMDB
(NUEVA COMPOSICIÓN)**

DESCRIPCIÓN	CANTIDAD	CLAVE	UBICACIÓN	COSTO UNITARIO (MM USD*)	COSTO TOTAL (MM USD*)	OBSERVACIONES Y COMENTARIOS
1.- Motocompresores centrífugos de motor eléctrico 1er. Paso	3	CMC-1	Cerca de área de estabilizado y CB-5E	1.7011	5.1033	1 Op. y 1 rel. P. succión min. = 15.0 psia P. desc. = 54 psia Cap. = 15 MMPCD c/uno Incluye solbaira.
2.- Rectificador gas 1er. paso comp.	3	R1	Área de compresores	0.1	0.3000	Bifásico horizontal 72" x 20'
3.- Motobomba de condensados 1er. paso.	3	MB-3	Descarga de líquido de rectificador R1	0.001	0.0030	Capacidad para 25 GPM c/una
4.- Motocompresores centrífugos de motor eléctrico 2do. Paso	3	CMC-2	Cerca de área de estabilizado y CB-5E	1.246	3.7366	1 Op. y 1 rel. P. Desc. = 185.37 psia Incluye solbaira.
5.- Rectificador gas 2do. paso comp.	3	R2	Área de compresores	0.1	0.3000	Bifásico horizontal 72" x 20'
6.- Obra Civil e Ingeniería	1			1.24	1.24	
7.- Deshidratador electrostático de crudo pesado	7	TDE	Cerca de área de batería de separación.	2.055	14.3836	Tratador de 200 MBPD c/uno
TOTAL					25.0665	

* Paridad del dólar (Mayo/98): 1USD = \$8.59

**TESIS CON
FALLA DE ORIGEN**

TABLA IV.4

COSTOS DE OPERACIÓN Y MANTENIMIENTO PARA EL CRUDO LIGERO Y PESADO
CASO BASE CONSIDERANDO INVERSIÓN EN COMPRESIÓN
(NUEVA COMPOSICIÓN)

CONCEPTO	EQUIPO	CONCEPTO	1998	1999	2000	2001	2002	2003	2004	2005	2006	2007	2008	2009	2010	2011	2012
AREA DE TRAMPAS			0.630				0.630	0.000	0.000	0.000	0.630	0.000	0.000	0.000	0.630		
	CONDUCTOS DE TUBERIAS	COSTO MITO. ANUAL (MMUSD)	0.630	0.000	0.000	0.000	0.630	0.000	0.000	0.000	0.630	0.000	0.000	0.000	0.630	0.000	0.000
		SUBTOTAL (MMUSD)	0.630	0.000	0.000	0.000	0.630	0.000	0.000	0.000	0.630	0.000	0.000	0.000	0.630	0.000	0.000
ESTABILIZADO			8.000	8.000	8.000	8.000	8.000	8.000	8.000	8.000	8.000	8.000	8.000	8.000	8.000	8.000	8.000
	VASIAS	EQUIPO EN OPER.	8.000	8.000	8.000	8.000	8.000	8.000	8.000	8.000	8.000	8.000	8.000	8.000	8.000	8.000	8.000
		COSTO OP. PERSONAL (MMUSD)	0.193	0.193	0.193	0.193	0.193	0.193	0.193	0.193	0.193	0.193	0.193	0.193	0.193	0.193	0.193
		COSTO MITO. ANUAL (MMUSD)	0.404	0.404	0.404	0.404	0.404	0.404	0.404	0.404	0.404	0.404	0.404	0.404	0.404	0.404	0.404
		MITO. TUBERIAS Y VALVULAS	0.250				0.250				0.250				0.250		
		SUBTOTAL (MMUSD)	0.847	0.193	0.193	0.193	0.847	0.193	0.193	0.193	0.847	0.193	0.193	0.193	0.847	0.193	0.193
	SEPARADOR DE CONDENSADOS	EQUIPO EN OPER.	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000
		COSTO MITO. ANUAL (MMUSD)	0.055				0.055				0.055				0.055		
		SUBTOTAL (MMUSD)	0.055	0.000	0.000	0.000	0.055	0.000	0.000	0.000	0.055	0.000	0.000	0.000	0.055	0.000	0.000
	SIST. DE DESFOGUEA QUEMADOR	COSTO MITO. ANUAL (MMUSD)	0.500				0.500				0.500				0.500		
		SUBTOTAL (MMUSD)	0.500	0.000	0.000	0.000	0.500	0.000	0.000	0.000	0.500	0.000	0.000	0.000	0.500	0.000	0.000
	MOTOBOMBA DE TRASIEGO (SEP. DE CONDENSADOS)	EQUIPO EN OPER.	3.000	3.000	3.000	3.000	3.000	3.000	3.000	3.000	3.000	3.000	3.000	3.000	3.000	3.000	3.000
		COSTO MITO. ANUAL (MMUSD)	0.015	0.015	0.015	0.015	0.015	0.015	0.015	0.015	0.015	0.015	0.015	0.015	0.015	0.015	0.015
		SUBTOTAL (MMUSD)	0.015	0.015	0.015	0.015	0.015	0.015	0.015	0.015	0.015	0.015	0.015	0.015	0.015	0.015	0.015
CASA DE BOMBAS Y SE	MOTOBOMBAS (4 HP 300 MMPS)	EQUIPO EN OPERACION NORMAL	7.000	7.000	7.000	7.000	7.000	7.000	7.000	7.000	7.000	7.000	7.000	7.000	7.000	7.000	7.000
		COSTO OP. GAS COMB. (MMUSD)	2.250	2.250	1.920	2.572	2.572	2.572	2.572	2.250	2.250	2.250	2.250	2.250	2.250	2.250	2.250
		COSTO DE PERSONAL (MMUSD)	0.303	0.303	0.303	0.303	0.303	0.303	0.303	0.303	0.303	0.303	0.303	0.303	0.303	0.303	0.303
		COSTO MITO. (MMUSD)	0.255	0.255	0.219	0.291	0.291	0.291	0.291	0.255	0.255	0.255	0.255	0.255	0.255	0.255	0.255
		COSTO MITO. MAYOR (MMUSD)	0.467	0.467	0.400	0.800	0.800	0.800	0.800	0.700	0.700	0.700	0.700	0.700	0.700	0.700	0.700
		SUBTOTAL (MMUSD)	3.275	3.275	2.850	3.966	3.966	3.966	3.966	3.508	3.508	3.508	3.508	3.508	3.508	3.508	3.508
CASA DE BOMBAS	MOTOBOMBAS (1 HP 240 MMPS)	EQUIPO EN OPERACION NORMAL	7.000	7.000	7.000	7.000	7.000	7.000	7.000	7.000	7.000	7.000	7.000	7.000	7.000	7.000	7.000
		COSTO ENERGIA ELEC. (MMUSD)	0.906	0.906	0.906	1.165	1.036	1.036	1.036	1.036	1.036	0.906	0.906	0.906	0.906	0.906	0.906
		COSTO DE PERSONAL (MMUSD)	0.113	0.113	0.113	0.113	0.113	0.113	0.113	0.113	0.113	0.113	0.113	0.113	0.113	0.113	0.113
		COSTO MITO. (MMUSD)	0.051	0.051	0.051	0.051	0.051	0.051	0.051	0.051	0.051	0.051	0.051	0.051	0.051	0.051	0.051
		SUBTOTAL (MMUSD)	1.070	1.070	1.070	1.344	1.236	1.236	1.236	1.236	1.236	1.173	1.173	1.173	1.173	1.173	1.173

TABLA IV.4

**COSTOS DE OPERACIÓN Y MANTENIMIENTO PARA EL CRUDO LIGERO Y PESADO
CASO BASE CONSIDERANDO INVERSIÓN EN COMPRESIÓN
(NUEVA COMPOSICIÓN)**

CONCEPTO	EQUIPO	1998	1999	2000	2001	2002	2003	2004	2005	2006	2007	2008	2009	2010	2011	2012	
CASA DE BOMBAS 7		3,000	3,000	3,000	3,000	2,000	2,000	2,000	2,000	2,000	1,000	1,000	1,000	1,000	1,000	1,000	
	EQUIPO EN OPERACIÓN NORMAL	7,000	7,000	9,000	9,000	8,000	8,000	8,000	8,000	8,000	7,000	7,000	7,000	7,000	7,000	7,000	7,000
	COSTO ENERGÍA ELEC. (MMUSD)	4,532	4,532	5,528	5,528	5,179	5,179	5,179	5,179	5,179	5,179	4,532	4,532	4,532	4,532	4,532	4,532
	COSTO DE PERSONAL (MMUSD)	0.151	0.151	0.151	0.151	0.151	0.151	0.151	0.151	0.151	0.151	0.151	0.151	0.151	0.151	0.151	0.151
	COSTO MITO. (MMUSD)	0.154	0.154	0.154	0.154	0.284	0.284	0.284	0.284	0.284	0.284	0.462	0.462	0.462	0.462	0.462	0.462
	SUBTOTAL (MMUSD)	4,837	4,837	6,176	6,176	5,594	5,594	5,594	5,594	5,594	5,145	5,145	5,145	5,145	5,145	5,145	5,145
CASA DE BOMBAS 41		13,000	13,000	12,000	15,000	14,000	14,000	13,000	13,000	13,000	12,000	12,000	12,000	12,000	12,000	12,000	11,000
	EQUIPO EN OPERACIÓN NORMAL	7,614	7,614	7,029	8,768	8,200	8,200	7,614	7,614	7,614	7,029	7,029	7,029	7,029	7,029	7,029	6,443
	COSTO ENERGÍA ELEC. (MMUSD)	0.151	0.151	0.151	0.151	0.151	0.151	0.151	0.151	0.151	0.151	0.151	0.151	0.151	0.151	0.151	0.151
	COSTO DE PERSONAL (MMUSD)	0.286	0.286	0.264	0.330	0.308	0.308	0.286	0.286	0.286	0.286	0.264	0.264	0.264	0.264	0.264	0.242
	COSTO MITO. (MMUSD)	8,051	8,051	7,444	9,267	8,659	8,659	8,051	8,051	8,051	8,051	7,444	7,444	7,444	7,444	7,444	6,836
	SUBTOTAL (MMUSD)	3,000	3,000	3,000	3,000	3,000	3,000	2,000	2,000	2,000	2,000	1,000	1,000	1,000	1,000	1,000	1,000
DESHIDRATACION	ESAV	12,000	12,000	14,000	16,000	20,000	24,000	16,000	20,000	22,000	24,000	14,000	16,000	16,000	22,000	24,000	24,000
GRUPO LIBERO		0.169	0.169	0.169	0.169	0.169	0.169	0.113	0.113	0.113	0.113	0.058	0.058	0.058	0.058	0.058	0.058
	EQUIPO EN OPER. (TD \$)	1,717	1,631	1,471	1,421	1,192	1,043	988	861	807	823	709	610	610	610	610	610
	TIEMPO DE RESIDENCIA (Hrs.)	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
	COSTO MITO. TANQ. DESH. (MMUSD)	0.002	0.002	0.002	0.003	0.003	0.003	0.003	0.003	0.003	0.003	0.003	0.003	0.003	0.003	0.003	0.003
	DOSEF. DESEMULSIFICANTE (LTS/SBL)	1,171	1,631	1,471	1,421	1,192	1,043	988	861	807	823	709	610	610	610	610	610
	COSTO DEL TRATAMIENTO (MMUSD)	0.000	0.000	0.000	10,083.600	8,462.020	7,404.620	8,313.040	5,602.240	5,155.920	4,776.960	4,117.600	3,542.860	3,542.860	2,687.860	1,494.620	1,242.780
	LBS. SAL EXCEDIDAS AL DIA (ZOMBIL)	0.000	0.000	0.000	0.201	0.169	0.145	0.126	0.110	0.103	0.095	0.082	0.071	0.065	0.060	0.050	0.025
	SANCIÓN POR EXCESO DE SAL (MMUSD)	5,000	5,000	5,000	5,000	3,000	3,000	3,000	3,000	3,000	3,000	3,000	3,000	3,000	3,000	3,000	3,000
	EQUIPO EN OPER. (TV \$)	0.550	0.550	0.550	0.550	0.330	0.330	0.330	0.330	0.330	0.330	0.330	0.330	0.330	0.330	0.330	0.330
	COSTO MITO. TANQ. ALIMC. (MMUSD)	2,436	2,349	2,190	2,341	1,860	1,690	1,557	1,414	1,353	1,361	1,178	1,067	1,067	1,067	1,067	1,067
	SUBTOTAL (MMUSD)	7,000	7,000	7,000	7,000	7,000	7,000	7,000	7,000	7,000	7,000	7,000	7,000	7,000	7,000	7,000	7,000
DESHIDRATACION	ESAV	0.394	0.394	0.394	0.394	0.394	0.394	0.394	0.394	0.394	0.394	0.394	0.394	0.394	0.394	0.394	0.394
GRUPO PESADO		0.655	0.655	0.655	0.655	0.655	0.655	0.655	0.655	0.655	0.655	0.655	0.655	0.655	0.655	0.655	0.655
	EQUIPO EN OPER. (TD \$)	2,434	2,434	2,434	2,434	2,434	2,434	2,434	2,434	2,434	2,434	2,434	2,434	2,434	2,434	2,434	2,434
	COSTO MITO. DESH. ELECT. (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	0.064
	COSTO OP. DESH. ELECT. (MMUSD)	2,000	2,000	2,000	2,000	2,000	2,000	2,000	2,000	2,000	2,000	2,000	2,000	2,000	2,000	2,000	2,000
	COSTO DE PERSONAL (MMUSD)	2,434	2,434	2,434	2,434	2,434	2,434	2,434	2,434	2,434	2,434	2,434	2,434	2,434	2,434	2,434	2,434
	SUBTOTAL (MMUSD)	7,772.6	7,772.6	7,772.6	7,772.6	7,772.6	7,772.6	7,772.6	7,772.6	7,772.6	7,772.6	7,772.6	7,772.6	7,772.6	7,772.6	7,772.6	7,772.6
DESHIDRATACION	ESAV	60,596.3	60,596.3	58,371.920	58,371.920	78,296.6	78,296.6	78,296.6	78,296.6	78,296.6	78,296.6	78,296.6	78,296.6	78,296.6	78,296.6	78,296.6	78,296.6
GRUPO PESADO		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
	EQUIPO EN OPER. (TD \$)	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000

TABLA IV.4

**COSTOS DE OPERACIÓN Y MANTENIMIENTO PARA EL GRUPO LIGERO Y PESADO
CASO BASE CONSIDERANDO INVERSIÓN EN COMPRESIÓN
(NUEVA COMPOSICIÓN)**

CONCEPTO	EQUIPO	CONCEPTO	1998	1999	2000	2001	2002	2003	2004	2005	2006	2007	2008	2009	2010	2011	2012
		SANCIÓN POR EXCESO DE SAL (MMUSD)	1.209	1.189	1.166	1.562	1.531	1.524	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
		SUBTOTAL (MMUSD)	1.209	1.189	1.166	1.562	1.531	1.524	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
COMPRESIÓN	COMPRESORES	EQUIPO EN OPER.	6.000	5.000	2.000	2.000	2.000	2.000	2.000	2.000	2.000	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000
		COSTO ENERGÍA ELECT. (MMUSD)	1.916	1.598	0.947	0.947	0.947	0.947	0.947	0.947	0.947	0.474	0.474	0.474	0.474	0.474	0.474
		EQUIPO EN OPER. (COM. INT.) (MMUSD)	5.000	4.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
		COSTO DE GAS COME. (MMUSD)	1.291	1.033	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
		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
		COSTO MITO. MC. C.I. (MMUSD)	1.063	0.875	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
		COSTO MITO. MC. ELECT. (MMUSD)	0.893	0.736	0.294	0.294	0.294	0.294	0.294	0.294	0.294	0.147	0.147	0.147	0.147	0.147	0.147
		SUBTOTAL (MMUSD)	5.248	4.305	1.305	1.305	1.305	1.305	1.305	1.305	1.305	0.685	0.685	0.685	0.685	0.685	0.685
GASOLUCIÓN	CORRIJIDA DE DIABLOS	Nº. DE CORRIDAS DE DIABLOS/AÑO	4.000	4.000	4.000	4.000	4.000	4.000	4.000	4.000	4.000	4.000	4.000	4.000	4.000	4.000	4.000
		GAS AMARGO QUEMADO (MMPC/AÑO)	64.000	52.000	78.744	82.276	74.936	70.296	65.420	61.829	60.260	58.480	55.700	53.312	49.866	45.604	44.506
		COSTO DEL GAS QUEMADO (MMUSD)	0.128	0.105	0.159	0.166	0.151	0.142	0.132	0.125	0.121	0.118	0.112	0.107	0.101	0.092	0.090
		SUBTOTAL (MMUSD)	0.128	0.105	0.159	0.166	0.151	0.142	0.132	0.125	0.121	0.118	0.112	0.107	0.101	0.092	0.090
REDUCCIÓN DE H2S	SECUESTRANTE DE H2S	DOOSIFICACION (GALUBL)	0.000	0.000	0.000	0.035	0.035	0.035	0.035	0.035	0.035	0.035	0.035	0.035	0.035	0.035	0.035
		DOOSIFICACION (GALUDIA)*	0.000	0.000	0.000	3683.37	3074.25	2690.09	2283.52	1908.96	1873.10	1785.47	1495.92	1287.12	995.608	542.895	451.502
		COSTO DE REACTIVO (MMUSD)	0.000	0.000	0.000	16.982	14.251	12.470	10.632	8.266	8.683	8.045	6.934	5.966	4.476	2.517	2.093
		SUBTOTAL (MMUSD)	0.000	0.000	0.000	16.982	14.251	12.470	10.632	8.266	8.683	8.045	6.934	5.966	4.476	2.517	2.093
REDUCCIÓN DE H2S	SECUESTRANTE DE H2S	DOOSIFICACION (GALUBL)	0.000	0.000	0.000	0.038	0.038	0.038	0.038	0.038	0.038	0.038	0.038	0.038	0.038	0.038	0.038
		DOOSIFICACION (GALUDIA)*	0.000	0.000	0.000	12848.6	12281.0	11957.6	11607.3	11149.5	10974.5	10766.7	10480.6	10215.0	9827.16	9329.75	9191.22
		COSTO DE REACTIVO (MMUSD)	0.000	0.000	0.000	59.560	56.929	55.450	53.342	51.684	50.872	50.002	48.583	47.352	45.554	43.248	42.006
		SUBTOTAL (MMUSD)	0.000	0.000	0.000	59.560	56.929	55.450	53.342	51.684	50.872	50.002	48.583	47.352	45.554	43.248	42.006
GASTO TOTAL DE OPERACIÓN Y MANTENIMIENTO (MMUSD)			28.302	25.400	21.228	102.886	97.523	92.223	89.570	85.924	81.194	78.460	76.132	74.524	67.558	66.424	

* Se considera el 21% del flujo total para exportación
 Sección por exceso de sal: 0.0547 USD = \$ 0.47/LB
 Precio del gas húmedo amargado: \$17.318/MMPC = 2016 USD/MMPC

TESIS CON
FOLIA DE ORIGEN

El análisis metodológico propuesto contempla como paso siguiente, la clasificación del tipo de Batería de separación, con la finalidad de que en función de ello se realice la selección del proceso para la estabilización y reducción del contenido de H₂S en el petróleo crudo.

En nuestro caso, se trata de una Batería de separación que cuenta con el proceso de deshidratación del petróleo crudo asociado, además de una estación de compresión y una planta generadora de energía eléctrica, sin embargo aún cuando se analizó la factibilidad del aprovechamiento de la energía térmica de los turbogeneradores, no se contó con la autorización por parte del cliente. Por lo anterior, se ha de considerar entonces que se cuenta con una Batería de separación con una planta deshidratadora de crudo asociada.

Por lo anterior y de acuerdo al procedimiento metodológico que se está siguiendo, se requiere determinar la temperatura a la cual debe entrar el petróleo crudo a los separadores de estabilización, para lo cual se efectuó el análisis correspondiente en conjunto con el personal encargado del proceso de deshidratación de crudo, determinándose que se requiere de una temperatura de 56 °C para el crudo Istmo y de 65 °C para el crudo Maya y debido a que se requiere incrementar la temperatura de ambas corrientes de crudo, entonces se procede a la evaluación de las alternativas de solución, considerando calentamiento de crudo y la alternativa combinada de calentamiento de crudo y vacío, como se indica en la metodología propuesta. Sin embargo, con la finalidad de demostrar que lo propuesto en la metodología es correcto, se analizará también la alternativa de estabilización de crudo mediante un estabilizador tipo torre.

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

IV.2 ANÁLISIS TÉCNICO ECONÓMICO DE ALTERNATIVAS.

IV.2.1 Análisis técnico y económico de la Alternativa 1 “Estabilización por calentamiento y vacío”

Análisis técnico de la alternativa 1

Una de las formas de estabilizar el crudo es someterlo a una etapa de separación a vacío (presión reducida), antes de enviarlo a almacenamiento, este método es una mejora a la separación multietapa simple. El método es ideal para remover la mayor parte de componentes ligeros presentes en el crudo, incluyendo el ácido sulfhídrico. La última etapa de separación opera a condiciones de presión vacuométrica y es quien determina el grado de estabilización requerido, aunque generalmente este no suele ser tan pronunciado, si este es el caso, es factible precalentar el crudo antes de entrar a la última etapa de separación a vacío. La recuperación del petróleo crudo es ligeramente superior al método de calentamiento, sin embargo dichos incrementos no serán considerados en cuenta por un previo acuerdo, lo cual representa un mayor reto para este proceso.

El método es viable cuando el crudo proveniente de las etapas de separación previas, se encuentra muy cercano a la condición de estabilización ya que de otra manera se requeriría equipo de vacío de alta capacidad, además de reducir la recuperación de crudo. La etapa de vacío es equivalente a la última etapa de separación con calentamiento, y la selección entre una y otra será función de las características de la corriente y de los servicios auxiliares disponibles. Mejora la recuperación del producto con respecto a la separación multietapa simple y la separación multietapa con calentamiento. La recuperación del producto y su contenido de ácido sulfhídrico son función de la presión vacuométrica y del precalentamiento en su caso, en la última etapa de separación.

Descripción del proceso

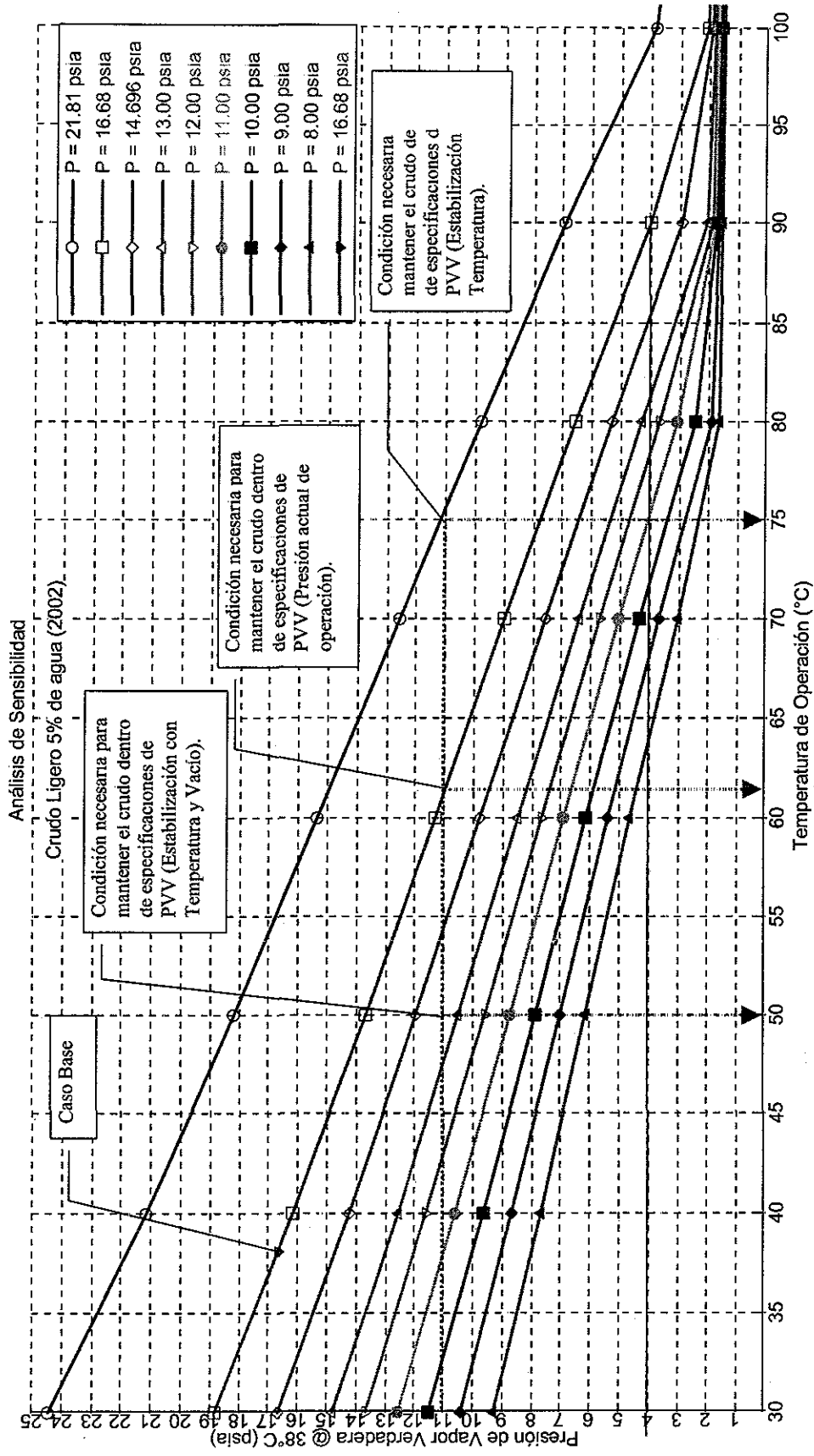
Al igual que el Caso Base, la Alternativa propuesta para la estabilización con calentamiento y vació, recibe el crudo ligero y pesado provenientes de plataformas y los canaliza a una primera etapa de calentamiento, esta etapa es necesaria para mejorar la separación en los tanques elevados y suavizar las condiciones de operación de los mismos. Una vez calentados, el crudo continúa su trayectoria hacia los tanques separadores, mismos que operan a presión vacuométrica (TD'S). La corriente gaseosa, se dirige a la zona de compresión, donde se le cambia las condiciones de presión y temperatura, al salir de la última etapa de compresión, la corriente de gases rica en condensados y humedad, ingresa a un circuito de refrigeración con el objeto de eliminar los condensados y el agua presente en dicha corriente, posteriormente, el gas se mezcla con la corriente de domos de la columna estabilizadora de condensados y continúa su viaje hacia el complejo petroquímico de Cactus. La corriente de aceite obtenida en el separador elevado, para el caso del crudo pesado, continúa su viaje hacia la zona de almacenamiento así como su bombeo para exportación y distribución a las refinerías, el crudo ligero por su parte, continúa a la sección de deshidratación por gravedad para seguir la misma trayectoria que el crudo pesado (distribución, almacenamiento y exportación). Los condensados recuperados en las interetapas de compresión, así como el recuperado en el ciclo de refrigeración, pasan por un separador de tres fases para posteriormente entrar a la torre estabilizadora de condensados, los fondos de esta torre (condensados estabilizados), se integran a la corriente de crudo ligero. Los domos se integran a la corriente de gases que van hacia el complejo petroquímico de Cactus.

Simulación del proceso

Especificar las condiciones de operación de un proceso, generalmente requiere de vasta experiencia en el área, así como un exhaustivo estudio sobre los efectos de las variables de operación en los rendimientos deseados de los productos. En este

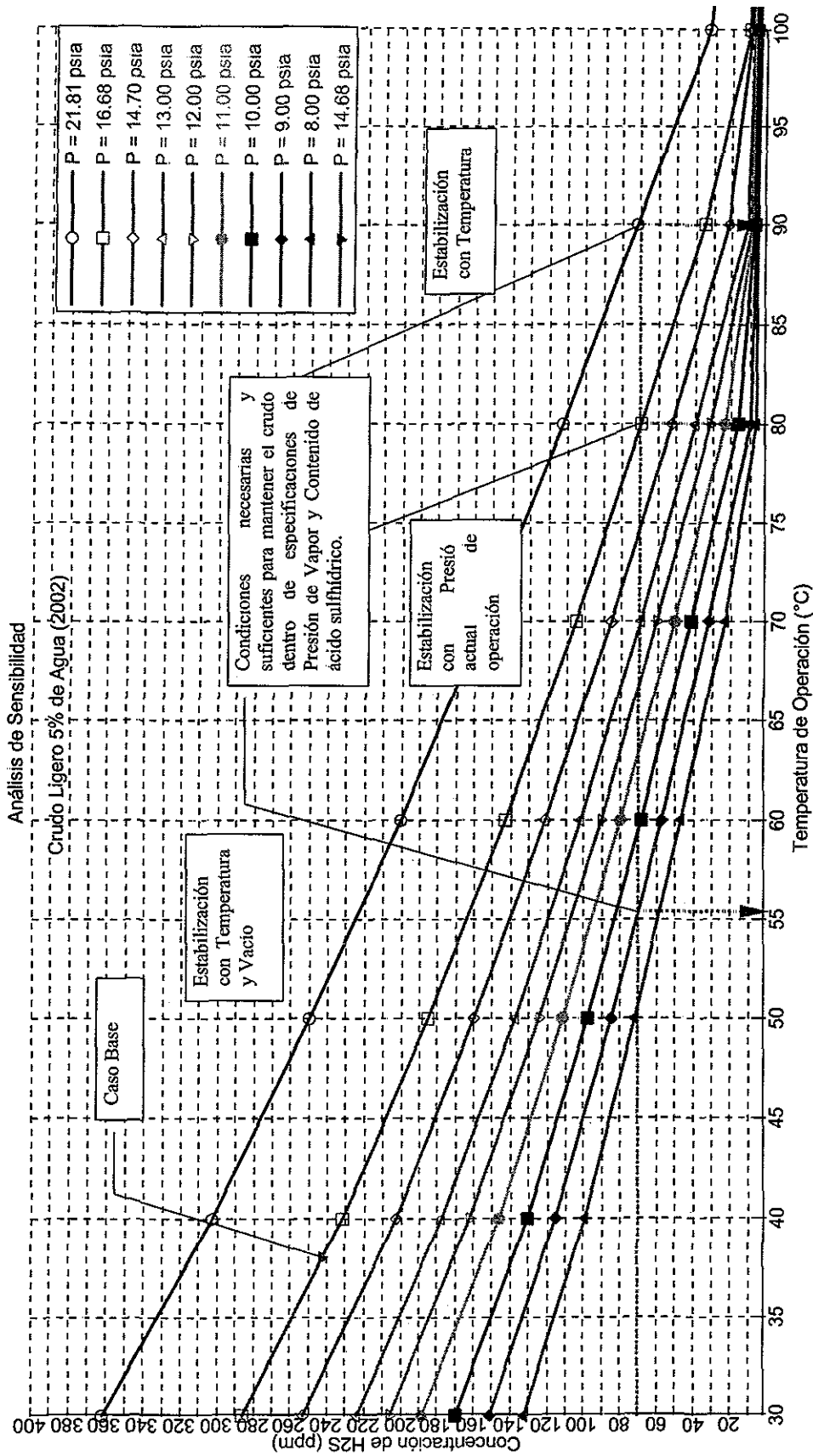
sentido, nuestra propuesta integró un extenso análisis para determinar las condiciones óptimas de operación de la planta; para determinar el grado de vacío y calentamiento requerido se simularon todas las posibles condiciones de operación, verificando que se cumpliera las condiciones especificadas en el estudio, es decir, que el crudo quedara estabilizado y libre de contaminantes (ligeros y H_2S , principalmente). El resumen lo podemos ver en las **Figura IV.2**. Podemos observar que conforme incrementamos la temperatura mejoramos la estabilización a una presión constante, el mismo efecto se observa cuando mantenemos fija la temperatura y variamos la presión, en este punto sin embargo, es preciso analizar los efectos, incrementar la temperatura a los valores señalados en la **Figura IV.3**, resulta en un costo de operación y mantenimiento elevados, para el caso de reducción de la presión, el costo es bajo pero se tiene el límite de resistencia mecánica de los estabilizadores, por tanto es preciso hallar dichas condiciones de forma tal que resulte viable tanto técnica como económicamente, estas condiciones las podemos apreciar con líneas punteadas en las **Figura IV.4 y IV.5**.

Al igual que con el Caso Base, en esta Alternativa se utilizó el modelo de Grayson Streed para el cálculo de las propiedades termodinámicas, los resultados para el año 2000 y la gráfica para esta Alternativa se presentan en la **Figura IV.6** y en la **Tabla IV.5**.



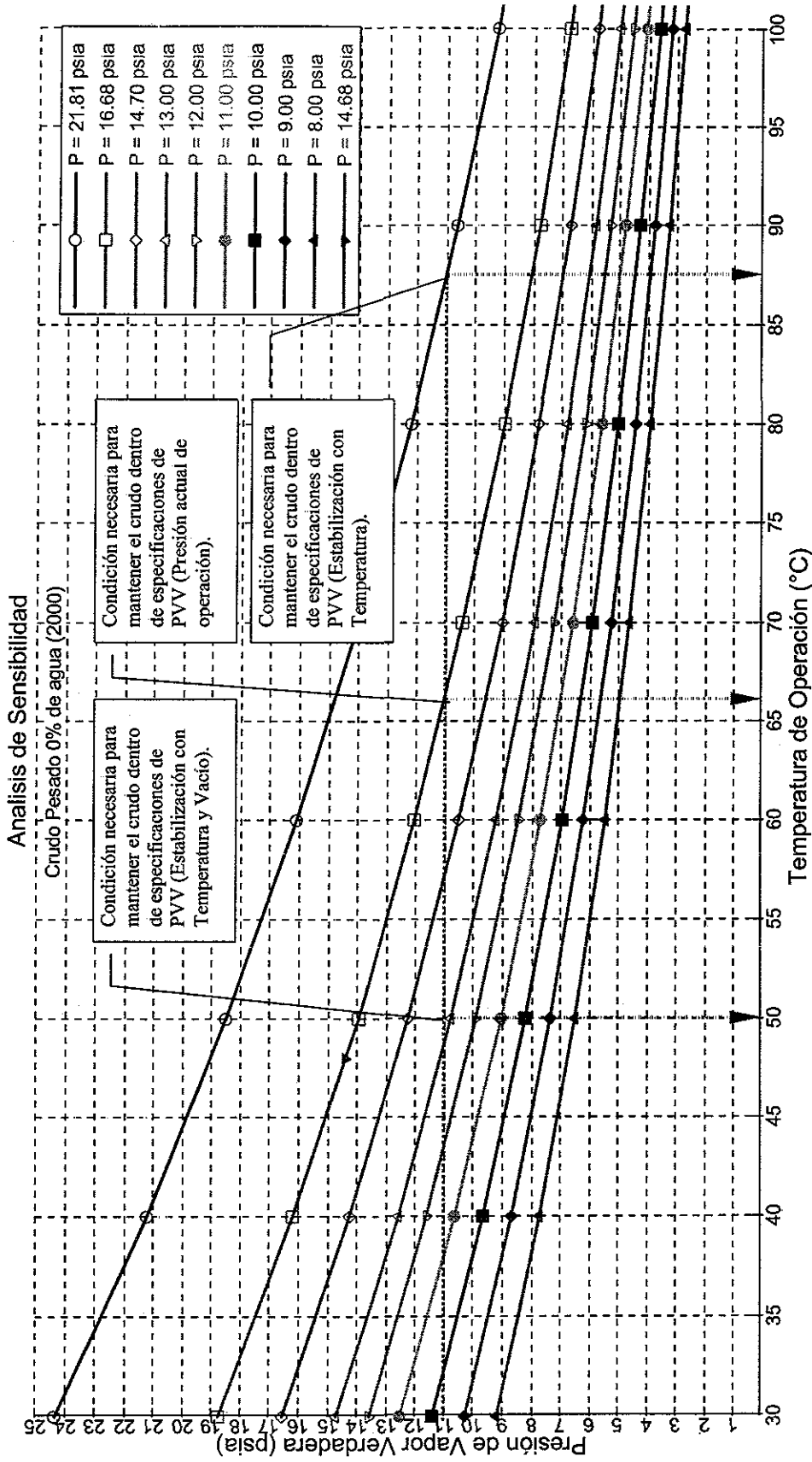
**TESIS CON
FALLA DE ORIGEN**

Figura IV.2



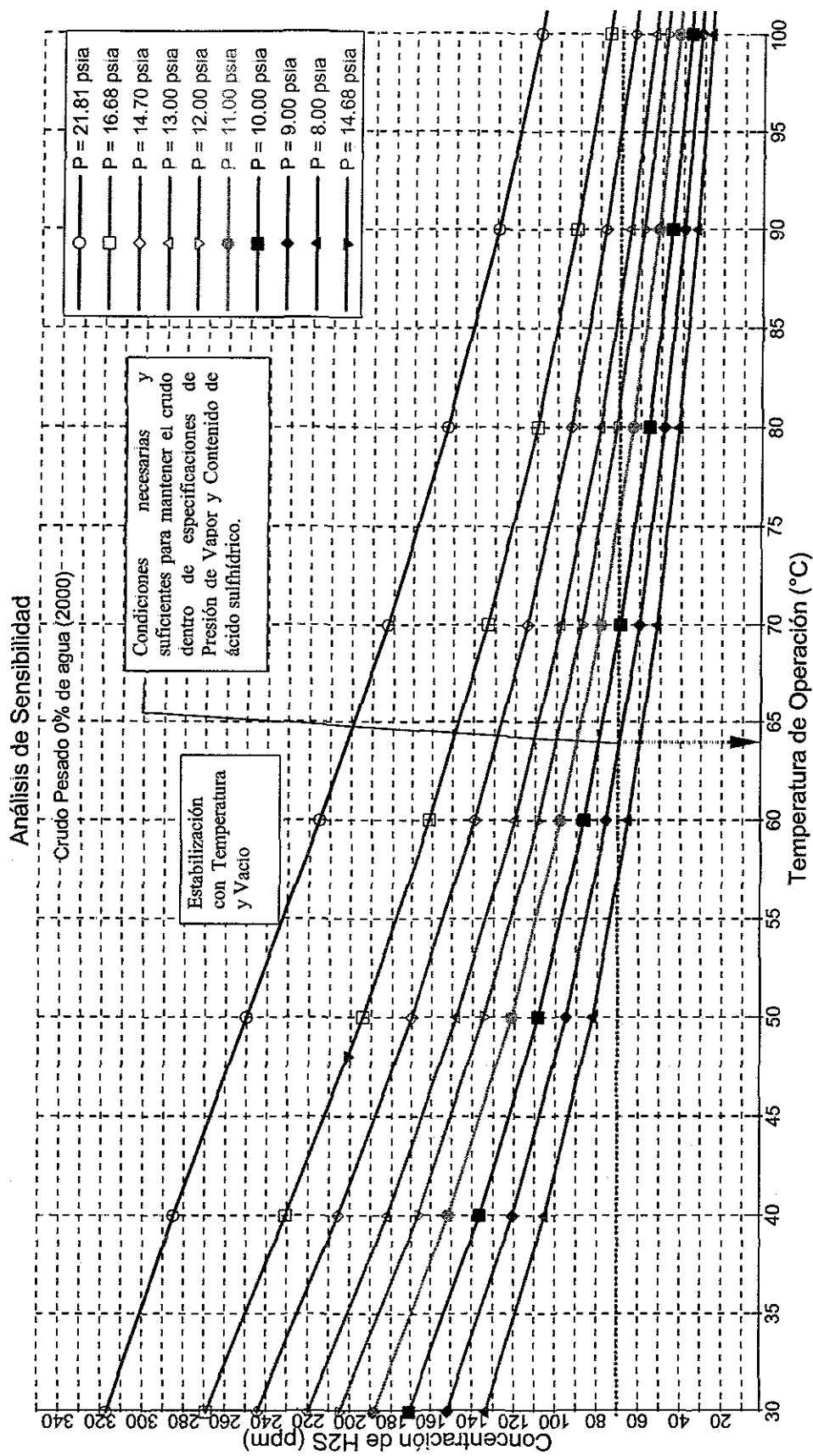
TESIS CON FALLA DE ORIGEN

Figura VI.3



TESIS CON
 FALLA DE ORIGEN

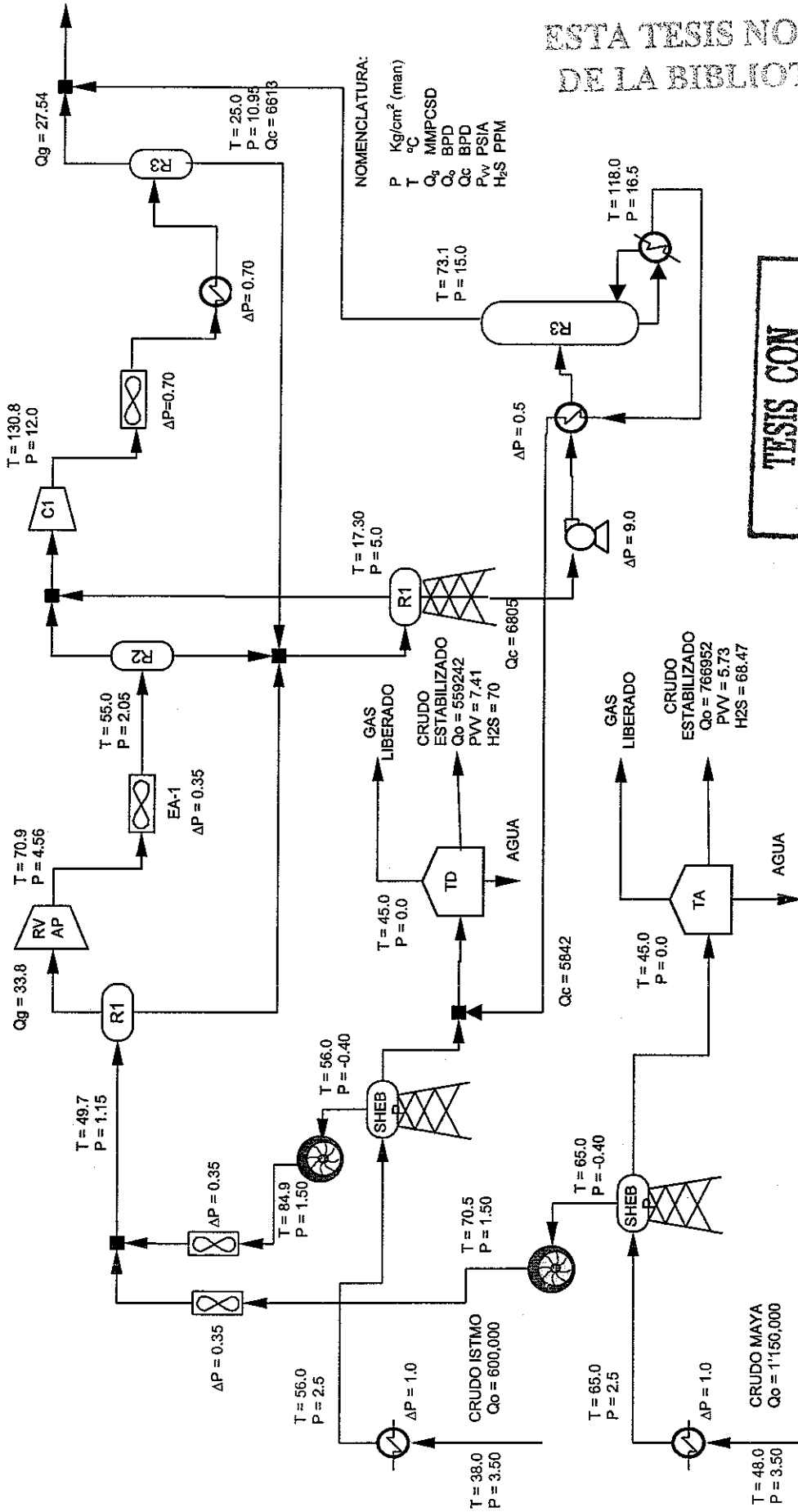
Figura IV.4



**TESIS CON
FALLA DE ORIGEN**

Figura IV.5

Alternativa 1 "Estabilización por calentamiento y vacío"



TESIS CON FALLA DE ORIGEN

Figura IV.6

ESTA TESIS NO SALE DE LA BIBLIOTECA

ALTERNATIVA 1
ESTABILIZACIÓN POR CALENTAMIENTO Y VACIO

Año	Alimentación de Crudo		Area Req. en Cond. M2	Aceite		Condensado Recuperado		Alimentación a la Torre		Gas a Bombas de Vacío	
	Ligero (BPD)	Pesado (BPD)		Ligero (BPD)	Pesado (BPD)	(BPD)	(BPD)	(MMPCD)	Ligero (MMPCD)	Pesado (MMPCD)	
2000	587296	777100	140.367	559242.877	5842.923	6805.853	24.254	15.005			
2001	504180	1127400	220.090	482151.819	7070.786	8584.435	20.822	21.769			
2002	423101	1136400	228.651	405469.947	6788.403	8356.532	17.473	21.943			
2003	370231	1148200	236.704	355495.593	6632.634	8250.099	15.290	22.171			
2004	315652	1145600	242.463	303840.656	6406.645	8055.042	13.036	22.121			
2005	275112	1140700	246.718	265460.109	6226.315	7895.280	11.362	22.026			
2006	257791	1135800	248.030	249049.354	6136.870	7810.517	10.646	21.931			
2007	238848	1130900	249.506	231103.363	6040.576	7719.462	9.864	21.837			
2008	205880	1125000	253.213	199883.183	5885.633	7579.276	8.502	21.723			
2009	177143	1120000	257.030	172673.397	5751.960	7460.339	7.316	21.626			
2010	132894	1115000	264.835	130785.537	5559.913	7298.797	5.488	21.530			
2011	74731	1110000	283.974	75495.071	5333.109	7143.310	3.086	21.433			
2012	62139	1105000	289.549	63379.766	5262.222	7066.729	2.566	21.337			

TESIS CON FALLA DE ORIGEN

Año	Gas a		Conc de H2S		Energía para Calentamiento		Q rehervidor (MMBTU/HR)
	Compresor (MMPCD)	Cundiuacan (MMPCD)	Ligero (PPM)	Pesado (PPM)	Ligero (MMBTU/HR)	Pesado (MMBTU/HR)	
2000	33.802	27.538	70.524	68.471	120496768	141976381	2412838.67
2001	37.877	30.373	70.415	68.471	103443682	205976286	3383547.01
2002	35.448	28.265	70.362	68.471	86808531.3	207620588	3389602.14
2003	33.977	26.975	70.313	68.471	75961081	209776451	3414568.26
2004	32.174	25.426	70.252	68.471	64762991.6	209301431	3400033.61
2005	30.777	24.231	70.192	68.471	56445313.7	208406199	3382412.27
2006	30.126	23.679	70.161	68.471	52891527.3	207510968	3366964.49
2007	29.423	23.083	70.124	68.471	49004951.7	206615737	3350007.89
2008	28.249	22.083	70.040	68.471	42240837.1	205537805	3329637.34
2009	27.229	21.212	69.942	68.471	36344805.7	204624304	3313913.89
2010	25.709	19.909	69.709	68.471	27266144.4	203710802	3301029.07
2011	23.646	18.193	45.814	68.471	15332718.1	202797301	3329182.33
2012	23.095	17.770	34.530	68.471	12749190.7	201883800	3335946.03

Tabla IV.5

Análisis económico de la alternativa 1 “Estabilización con temperatura y vacío”

Para la realización del análisis económico de esta Alternativa, fue necesario efectuar el análisis técnico presentado anteriormente, para que a partir de este se determinaran los ingresos de la alternativa, en función solamente del incremento en el gasto de gas comercializado como fue mencionado en el Caso Base, la inversión requerida por la infraestructura adicional al caso base necesaria para la operación del proceso planteado y los costos de operación y mantenimiento estimados para esta alternativa.

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. Para estas condiciones, se requiere de 7 paquetes de calentamiento de 35 MMBTU/hr cada uno, 18 cambiadores de calor rehabilitados (podrán ser trasladados de Tula, Hgo.), 4 bombas de vacío de anillo líquido con sus servicios auxiliares, con capacidad total para manejar 70 MMPCD @ c.s. , un sistema de reflujo de gas y cuatro enfriadores del gas de descarga de las bombas de vacío. Así mismo, para la sección de compresión se requiere de la adquisición de tres paquetes de compresión (dos en operación y otro más disponible), un paquete de refrigeración para el enfriamiento del gas de -12 MMBtu/hr, un tren de 7 tratadores electrostáticos para la deshidratación del crudo pesado de 200 MBPD cada uno.

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 1^{er} paso. Además, se ha considerado la rehabilitación de un cambiador de calor (también de

Tula) 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 para el gas frío proveniente del paquete de refrigeración.

En la **Tabla IV.6**, se presenta la lista de los requerimientos de equipo y sus costos de inversión para la implantación de la Alternativa 1. Los costos correspondientes al mecanismo de generación de vacío, fueron proporcionados por la Cía. LUBOSA, representante de NASH en México.

Costos de Operación y Mantenimiento

De forma similar a la manera como fueron determinados los costos de operación y mantenimiento en el Caso 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, la bomba de vacío, los de estabilización de condensados que comprenden la Torre, las bombas y al separador de tres fases. En el rubro de reducción de la concentración de H₂S en el crudo a 70 ppm, se puede apreciar el mayor de los beneficios económicos de esta alternativa ya que la implantación del proceso propuesto eliminará la dosificación de secuestrante de H₂S en el crudo. En la **Tabla IV.7**, se muestran los costos de operación y mantenimiento para la Alternativa 1, para el horizonte del proyecto.

Ingresos

Los ingresos de esta alternativa fueron obtenidos a partir del gasto de gas que sería comercializado (salida de TMDB), mismos que fueron obtenidos por simulación composicional para cada año del proyecto y en forma comparativa respecto a los del Caso Base, los ingresos diferenciales.

En la **Tabla IV.8**, se presentan 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, considerando un precio del gas de \$17,318.00 por cada millón de pie cúbico comercializado.

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

Tabla IV.6 INVERSIÓN REQUERIDA PARA LA ALTERNATIVA 1

CALENTAMIENTO Y VACIO PARA CRUDO LIGERO Y PESADO
T calent c. lig. = 56 °C y T calent c. pes. = 65 °C

DESCRIPCIÓN	CANTIDAD	CLAVE	UBICACIÓN	COSTO UNITARIO (MIM USD*)	COSTO TOTAL (MIM USD*)	OBSERVACIONES Y COMENTARIOS
SECCIÓN DE TRAT. DE CRUDO						
PAQUETE DE CALENTAMIENTO						
C.LIG.	3	EA-1	Atras de Batería de Sep.	0.575	1.725	35 MMBTU c/uno (Incluye horno, bombas, tubería, tanque de balance, accesorios, etc.)
C.PES	4	EA-3	Atras de Batería de Sep.	0.575	2.300	
C.LIG.	6	EA-2	Atras de Batería de Sep.	0.070	0.420	Transf. Calor entre Aceite Térmico - C. Ligero en paralelo; Recup. Tula o Hujmanguillo
C.PES	12	EA-4	Atras de Batería de Sep.	0.070	0.840	Capacidad para manejar 52.5 MMPCD en operación
BOMBA DE VAC. DE ANILLO LIQ.	4	BV-1	Area de estabilizado	1.000	4.000	17.5 MMPCD de relvto y generar un vacío de 9 psia. Reflujo para el control de la succión en bombas de vacío, a vel. Cte. De las mismas.
REFLUJO DE GAS EN BOMBA VAC.	2	PV	Area de estabilizado	0.070	0.140	
ENFRIADOR DE GAS	4	EA-5	Separador de cond.	0.138	0.552	
DESHIDRATADOR ELECTROSTATIC C.PES	7	TDE	Atras de Batería de Sep.	2.055	14.384	Tratador de 200 MBPD c/ú
SUBTOTAL						24.981
SECCIÓN DE COMPRESIÓN						
MOTOCOMPRESORES CENTRIF. DE MOTOR ELÉCTRICO 1er. PASO						
MOTOBOMBA DE CONDENSADO 1er PASO.	3	CMC-1	Cerca de área de estabilizado y CB-5E	1.945	5.835	2 Op. y 1 rel. Psucción = 31.0 psia Pdesc. = 82 psia Cap. = 27.5 MMPCD c/uno 1600 BHP. Incluye soloaire y rectificador. Capacidad para 25 GPM c/una 258BHP
MOTOCOMPRESORES CENTRIF. DE MOTOR ELÉCTRICO 2do. PASO	3	MB-3	Descarga de líquido de rectificador R1	0.032	0.095	
SEPARADOR DE COND. DE 3 FASES	1	CMC-2	Cerca de área de estabilizado y CB-5E	1.194	3.561	2 Op. y 1 rel. Psucción = 76.0 psia. Pdesc = 190 psia Cap. = 27.5 MMPCD c/uno, 1500 BHP Horizontal 84" x 30'
MOTOBOMBA DE CONDENSADO	3	SHC3F	Area de compresores	0.250	0.250	Capacidad para 150 GPM c/una 30 BHP
SUBTOTAL						9.587
SECCIÓN DE ENFRIAMTO. DE GAS						
SMA. DE REFRIGERACIÓN						
SEPARADOR DE DOS FASES	1	EA-6	Area de compresores	3.200	3.200	con capacidad para -12 MMBTU/HR.
	1	SHC2F	Area de compresores	0.130	0.130	Horizontal 72" x 20' Cq = 58 MMPCD y Qo = 50 MBPD
SUBTOTAL						3.330
SECCIÓN DE ESTABIL. DE COND.						
CAMB. DE CALOR REHABILITADO.						
TORRE ESTABILIZ. DE COND. REHERVADOR DE TORRE	1	EA-7	Area de compresores	0.070	0.070	35 MMBTU; Recuperado de Tula o Hujmanguillo carga de torre estabilizadora de condensado. Incluye bombas de refujo; 16 platos 15 MMBTU/HR.
MOTOBOMBA DE CONDENSADO	3	TDE	Area de compresores	0.450	0.450	Fondos calientes de torre
	1	EA-8	Area de compresores	0.040	0.040	Capacidad para 350 GPM c/una 30 BHP
SUBTOTAL						0.896
TOTAL						38.264

* Paridad del dólar (Mayo/98): 1USD = \$6.59

**TESIS CON
FALLA DE ORIGEN**

Tabla IV.7 COSTOS DE OPERACION Y MANTENIMIENTO DEL CRUDO LIGERO Y PESADO

ALTERNATIVA 1
CALENTAMIENTO Y VACIO CON BOMBA DE VACIO CON ANILLO LIQUIDO
T calent. Lig. = 56 °C Y T calent. Pes = 65 °C

CONCEPTO	EQUIPO	CONCEPTO	1998	1999	2000	2001	2002	2003	2004	2005	2006	2007	2008	2009	2010	2011	2012
AREA DE TRAMPAS Y SISTEMA DE CALENT. DE GRUPO	CORREDOR DE TUBERIAS EA-1, YEA-2	COSTO MITO. ANUAL (MMUSD)	0.420		0.300	0.300	0.300	0.300	0.300	0.300	0.300	0.300	0.300	0.300	0.300	0.300	0.300
		COSTO MITO. SMA. CAL. EA-1 (MMUSD)			0.096	0.096	0.096	0.096	0.096	0.096	0.096	0.096	0.096	0.096	0.096	0.096	0.096
		COSTO MITO. CAMB. CAL. EA-2 (MMUSD)			0.096	0.096	0.096	0.096	0.096	0.096	0.096	0.096	0.096	0.096	0.096	0.096	0.096
		COSTO OP. PERSONAL (MMUSD)			6.658	7.848	7.468	6.951	6.718	6.805	6.484	6.285	6.112	5.859	5.533	5.444	5.444
		SUBTOTAL (MMUSD)	0.420	0.000	7.054	8.244	8.284	8.769	7.347	7.114	7.421	8.005	6.681	6.508	6.675	7.054	5.840
ESTABILIZADO	VASIJAS	EQUIPO EN OPER.	8.000	8.000	8.000	8.000	8.000	8.000	8.000	8.000	8.000	8.000	8.000	8.000	8.000	8.000	8.000
		COSTO OP. PERSONAL (MMUSD)	0.154	0.154	0.154	0.154	0.154	0.154	0.154	0.154	0.154	0.154	0.154	0.154	0.154	0.154	0.154
		COSTO MITO. (MMUSD)	0.202		0.076						0.051				0.025		
		MITO. TUB. Y VALVULAS (MMUSD)	0.200		0.200						0.200				0.200		
		SUBTOTAL (MMUSD)	0.556	0.154	0.154	0.154	0.154	0.154	0.154	0.154	0.154	0.154	0.154	0.154	0.154	0.154	0.154
SISTEMA DE BOMBAS DE VACIO		EQUIPO EN OPERACION	3.000	3.000	3.000	3.000	3.000	3.000	3.000	3.000	3.000	3.000	3.000	3.000	3.000	3.000	3.000
		COSTO DE OP. BOMBAS (MMUSD)	0.694	0.694	0.694	0.694	0.694	0.694	0.694	0.694	0.694	0.694	0.694	0.694	0.694	0.694	0.694
		COSTO DE MITO. (MMUSD)	0.1125	0.1125	0.1125	0.1125	0.1125	0.1125	0.1125	0.1125	0.1125	0.1125	0.1125	0.1125	0.1125	0.1125	0.1125
		COSTO DE OP. ENFRIADORES (MMUSD)	0.018	0.018	0.018	0.018	0.018	0.018	0.018	0.018	0.018	0.018	0.018	0.018	0.018	0.018	0.018
		COSTO OP. 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
		SUBTOTAL (MMUSD)	0.888	0.888	0.888	0.888	0.888	0.888	0.888	0.888	0.888	0.888	0.888	0.888	0.888	0.888	0.888
SEPARADOR DE CONDENSADOS		EQUIPO EN OPER.	2.000	2.000	2.000	2.000	2.000	2.000	2.000	2.000	2.000	2.000	2.000	2.000	2.000	2.000	2.000
		COSTO MITO. ANUAL (MMUSD)	0.044		0.044						0.044				0.044		
		SUBTOTAL (MMUSD)	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.044	0.000	0.000	0.000	0.044	0.000	0.000
SIST. DE DESFOGUE A QUEMADOR		COSTO MITO. ANUAL (MMUSD)	0.200		0.200						0.200				0.200		
		SUBTOTAL (MMUSD)	0.200	0.000	0.000	0.200	0.000	0.000	0.000	0.000	0.200	0.000	0.000	0.000	0.200	0.000	0.000
MOTOR BOMBA 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
		COSTO MITO. ANUAL (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
		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 5T Y 5E	MOTOR BOMBAS (7.46 300 MBPD) Consumo de 0.388 MHPGD óvire	EQUIPO EN OPERACION NORMAL	7.000	7.000	7.000	7.000	7.000	7.000	7.000	7.000	7.000	7.000	7.000	7.000	7.000	7.000	7.000
		COSTO OP. GAS COMB. (MMUSD)	2.250	2.250	1.929	2.250	2.250	2.250	2.250	2.250	1.929	1.929	1.929	1.929	1.929	1.929	1.929
		COSTO DE PERSONAL (MMUSD)	0.303	0.303	0.303	0.303	0.303	0.303	0.303	0.303	0.303	0.303	0.303	0.303	0.303	0.303	0.303
		COSTO MITO. (MMUSD)	0.255	0.255	0.219	0.255	0.255	0.255	0.255	0.219	0.219	0.219	0.219	0.219	0.219	0.219	0.219
		COSTO MITO. MAYOR (MMUSD)	0.467	0.467	0.400	0.700	0.700	0.700	0.700	0.800	0.600	0.600	0.600	0.600	0.600	0.600	0.600
		SUBTOTAL (MMUSD)	3.275	3.275	2.850	3.508	3.508	3.508	3.508	3.050	3.050	3.050	3.050	3.050	3.050	3.050	3.050
CASA DE BOMBAS 4	MOTOR BOMBAS (4 de 240 MBPD) (1750 HP óvire)	EQUIPO EN OPERACION NORMAL	7.000	7.000	7.000	7.000	7.000	7.000	7.000	7.000	7.000	7.000	7.000	7.000	7.000	7.000	7.000
		COSTO ENERGIA ELEC. (MMUSD)	0.906	0.906	0.906	1.165	1.036	1.036	1.036	1.036	1.036	0.906	0.906	0.906	0.906	0.906	0.906
		COSTO DE PERSONAL (MMUSD)	0.113	0.113	0.113	0.113	0.113	0.113	0.113	0.113	0.113	0.113	0.113	0.113	0.113	0.113	0.113
		COSTO MITO. (MMUSD)	0.051	0.051	0.051	0.066	0.066	0.066	0.066	0.066	0.066	0.066	0.066	0.066	0.066	0.066	0.066
		COSTO MITO. (MMUSD)	0.051	0.051	0.051	0.066	0.066	0.066	0.066	0.066	0.066	0.066	0.066	0.066	0.066	0.066	0.066

TESIS CON FALLA DE ORIGEN

Tabla IV.7 COSTOS DE OPERACIÓN Y MANTENIMIENTO DEL CRUDO LIGERO Y PESADO
ALTERNATIVA 1
CALENTAMIENTO Y VACIO CON BOMBA DE VACIO CON ANILLO LIQUIDO
T calent. Lig. = 55 °C Y T calent. Pes. = 65 °C

CONCEPTO	EQUIPO	1998	1999	2000	2001	2002	2003	2004	2005	2006	2007	2008	2009	2010	2011	2012	
CASA DE BOMBAS 2	SUBTOTAL (MMUSD)	1.070	1.070	1.070	1.344	1.236	1.236	1.236	1.236	1.236	1.173	1.173	1.173	1.173	1.173	1.173	
	EQUIPO EN OPERACIÓN NORMAL	7.000	7.000	7.000	9.000	8.000	8.000	8.000	8.000	8.000	8.000	7.000	7.000	7.000	7.000	7.000	7.000
	COSTO ENERGIA ELEC. (MMUSD)	4.532	4.532	4.532	5.826	5.179	5.179	5.179	5.179	5.179	5.179	4.532	4.532	4.532	4.532	4.532	4.532
CASA DE BOMBAS 4T	COSTO DE PERSONAL (MMUSD)	0.151	0.151	0.151	0.151	0.151	0.151	0.151	0.151	0.151	0.151	0.151	0.151	0.151	0.151	0.151	0.151
	COSTO MITO. (MMUSD)	0.154	0.154	0.154	0.198	0.264	0.264	0.264	0.264	0.264	0.264	0.264	0.264	0.264	0.264	0.264	0.264
	SUBTOTAL (MMUSD)	4.837	4.837	4.837	6.178	5.594	5.594	5.594	5.594	5.594	5.594	4.832	4.832	4.832	4.832	4.832	4.832
DESHIDRATACION	EQUIPO EN OPERACIÓN NORMAL	13.000	13.000	12.000	15.000	14.000	14.000	13.000	13.000	13.000	12.000	12.000	12.000	12.000	12.000	11.000	11.000
	COSTO ENERGIA ELEC. (MMUSD)	7.614	7.614	7.029	8.786	8.200	8.200	7.614	7.614	7.614	7.029	7.029	7.029	7.029	7.029	6.443	6.443
	COSTO DE PERSONAL (MMUSD)	0.151	0.151	0.151	0.151	0.151	0.151	0.151	0.151	0.151	0.151	0.151	0.151	0.151	0.151	0.151	0.151
CRUDO LIGERO	COSTO MITO. (MMUSD)	0.286	0.286	0.284	0.330	0.308	0.308	0.286	0.286	0.286	0.284	0.284	0.284	0.284	0.284	0.284	0.284
	SUBTOTAL (MMUSD)	3.051	3.051	2.744	3.267	3.000	3.000	2.744	2.744	2.744	2.744	2.744	2.744	2.744	2.744	2.744	2.744
	EQUIPO EN OPER. (TD's)	3.000	3.000	3.000	3.000	3.000	3.000	3.000	3.000	3.000	3.000	2.000	2.000	2.000	2.000	2.000	2.000
DESHIDRATACION	TIEMPO DE RESIDENCIA (Hrs.)	12.000	12.000	14.000	16.000	20.000	20.000	24.000	18.000	20.000	22.000	24.000	14.000	16.000	22.000	24.000	24.000
	COSTO MITO. TANG. DESH. (MMUSD)	0.169	0.169	0.169	0.169	0.169	0.169	0.169	0.169	0.169	0.169	0.169	0.169	0.169	0.169	0.169	0.169
	DOSIF. DESEMULSIFICANTE (LTS/BL)	0.002	0.002	0.002	0.003	0.003	0.003	0.003	0.003	0.003	0.003	0.003	0.003	0.003	0.003	0.003	0.003
CRUDO PESADO	COSTO DEL TRATAMIENTO (MMUSD)	1.717	1.631	1.471	1.421	1.192	1.043	0.988	0.861	0.807	0.823	0.709	0.610	0.499	0.281	0.233	0.233
	LBS. SAL EXCEDIDAS AL DIA (20/MBIS)	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
	SANCION POR EXCESO DE SAL (MMUSD)	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
COMPRESION	EQUIPO EN OPER. (TV's)	5.000	5.000	5.000	5.000	3.000	3.000	3.000	3.000	3.000	3.000	3.000	3.000	3.000	3.000	3.000	3.000
	COSTO MITO. TANG. ALMC. (MMUSD)	0.550	0.550	0.550	0.550	0.330	0.330	0.330	0.330	0.330	0.330	0.330	0.330	0.330	0.330	0.330	0.330
	SUBTOTAL (MMUSD)	2.436	2.349	2.190	2.140	1.691	1.542	1.431	1.304	1.250	1.265	1.095	0.996	0.886	0.667	0.620	0.620
CRUDO PESADO	EQUIPO EN OPER. (TD's)	7.000	7.000	7.000	7.000	7.000	7.000	7.000	7.000	7.000	7.000	7.000	7.000	7.000	7.000	7.000	7.000
	COSTO MITO. DESH. ELECT. (MMUSD)								0.394	0.394	0.394	0.394	0.394	0.394	0.394	0.394	0.394
	COSTO OP. DESH. ELECT. (MMUSD)								0.655	0.652	0.649	0.646	0.643	0.640	0.637	0.634	0.631
COMPRESION	COSTO OP. PERSONAL (MMUSD)								0.064	0.064	0.064	0.064	0.064	0.064	0.064	0.064	0.064
	DOSIF. DESEMULSIFICANTE (LTS/BL)								2.000	2.000	2.000	2.000	2.000	2.000	2.000	2.000	2.000
	COSTO DEL TRATAMIENTO (MMUSD)								766.46.0	766.46.0	766.46.0	766.46.0	766.46.0	766.46.0	766.46.0	766.46.0	766.46.0
COMPRESION	LBS. SAL EXCEDIDAS AL DIA (20/MBIS)								60536.3	60064.4	58371.9	56227.6	54084.0	51940.0	50000.0	48000.0	46000.0
	SANCION POR EXCESO DE SAL (MMUSD)								00	00	00	00	00	00	00	00	00
	SUBTOTAL (MMUSD)	1.209	1.199	1.166	1.152	1.151	1.152	1.152	1.152	1.152	1.152	1.152	1.152	1.152	1.152	1.152	1.152
COMPRESION	EQUIPO EN OPERACIÓN (M.E.)	6.000	5.000	2.000	2.000	2.000	2.000	2.000	2.000	2.000	2.000	2.000	2.000	2.000	2.000	2.000	2.000
	COSTO ENERGIA ELEC. (MMUSD)	0.386	0.383	1.020	1.020	1.020	1.020	1.020	1.020	1.020	1.020	1.020	1.020	1.020	1.020	1.020	1.020
	EQUIPO EN OPERACIÓN	5.000	4.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000

TESIS CON FALLA DE ORIGEN

TESIS CON FALLA DE ORIGEN

Tabla IV.7 COSTOS DE OPERACION Y MANTENIMIENTO DEL CRUDO LIGERO Y PESADO
ALTERNATIVA 1
CALENTAMIENTO Y VACIO CON BOMBA DE VACIO CON ANILLO LIQUIDO
 T calent. Lq. = 56 °C Y T calent. Pes. = 65 °C

CONCEPTO	EQUIPO	CONCEPTO	1999	2000	2001	2002	2003	2004	2005	2006	2007	2008	2009	2010	2011	2012	
	(M.C.I.)																
		COSTO DE GAS COMB. (MMUSD)	1.291	1.033	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	
		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	
		COSTO MITO. MC. C.I. (MMUSD)	1.093	0.875	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	
		COSTO MITO. MC. ELECT. (MMUSD)	0.176	0.177	0.294	0.294	0.294	0.294	0.294	0.294	0.294	0.294	0.294	0.294	0.294	0.147	
		COSTO OP. MB-3 COND (MMUSD)			0.001	0.001	0.001	0.001	0.001	0.001	0.001	0.001	0.001	0.001	0.001	0.001	
		COSTO MITO. MB-3 (MMUSD)			0.001	0.001	0.001	0.001	0.001	0.001	0.001	0.001	0.001	0.001	0.001	0.001	
		COSTO OP. PAQ. REFRIG. (MMUSD)			0.593	0.609	0.581	0.548	0.522	0.510	0.497	0.476	0.457	0.429	0.392	0.383	
		COSTO MITO. PAQ. REFRIG. (MMUSD)			0.280	0.280	0.280	0.280	0.280	0.280	0.280	0.280	0.280	0.280	0.280	0.280	
		SUBTOTAL (MMUSD)	3.013	2.531	2.253	2.241	2.269	2.208	2.182	2.170	2.157	2.136	2.117	2.069	1.395	1.366	
ESTABILIZACION DE		COSTO DE MITO. SHC3F (MMUSD)				0.010	0.010				0.010				0.010		
DE		COSTO DE MITO. SHC2F (MMUSD)				0.010	0.010				0.010				0.010		
CONDENSADOS		COSTO DE GAS COMB. (MMUSD)			0.123	0.147	0.141	0.137	0.133	0.129	0.128	0.128	0.123	0.120	0.116	0.111	
BOMBAS Y SEPARADORES		COSTO DE OP. MB-4 (MMUSD)			0.015	0.015	0.015	0.008	0.008	0.008	0.008	0.008	0.004	0.004	0.004	0.004	
		COSTO DE MITO. MB-4 (MMUSD)			0.030	0.030	0.030	0.020	0.020	0.020	0.020	0.020	0.015	0.015	0.015	0.015	
		COSTO DE OP. TORRE (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	
		COSTO DE MITO. TORRE (MMUSD)			0.076	0.076	0.076	0.068	0.058	0.051	0.047	0.043	0.037	0.032	0.024	0.012	
		COSTOS OP. EA-4 (MMUSD)			0.109	0.093	0.079	0.068	0.058	0.051	0.047	0.043	0.037	0.032	0.024	0.012	
		COSTO DE MITO. SHC (MMUSD)					0.010				0.010				0.010		
		COSTOS OP. MB-8 (MMUSD)			0.099	0.083	0.070	0.061	0.052	0.045	0.039	0.034	0.029	0.022	0.012	0.010	
		COSTO DE MITO. MB-8 (MMUSD)			0.030	0.030	0.030	0.020	0.020	0.020	0.020	0.020	0.015	0.015	0.015	0.015	
		SUBTOTAL (MMUSD)	0.000	0.000	0.470	0.462	0.429	0.511	0.355	0.337	0.329	0.425	0.305	0.279	0.342	0.231	
GASODUCTO		Nº. DE CORRIDAS DE DIABLOS/ANO	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	
		GAS AMARGO QUEMADO (MMPC/ANO)	16.000	13.000	27.540	30.370	28.260	26.970	25.430	24.230	23.680	23.080	21.210	19.910	18.190	17.770	
		COSTO DEL GAS QUEMADO (MMUSD)	0.032	0.026	0.056	0.061	0.067	0.054	0.051	0.049	0.048	0.047	0.045	0.043	0.040	0.036	
		SUBTOTAL (MMUSD)	0.032	0.026	0.056	0.061	0.067	0.054	0.051	0.049	0.048	0.047	0.045	0.043	0.040	0.036	
REDUCCION DE H2S		DOSIFICACION (GAL/BL)	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	
		DOSIFICACION (GAL/DIA)**	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	
		COSTO DE REACTIVO (MMUSD)	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	
		SUBTOTAL (MMUSD)	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	
		GRAN TOTAL (MMUSD)	25.104	23.499	30.437	36.146	34.626	34.687	34.577	33.240	33.952	33.006	31.352	30.912	31.297	29.751	28.356
		Precio del gas comb.: \$19 500/MMPC															
		Costo del Kw/hr. CFE (Tarifa hora sur este): \$0.04528 USD = \$ 0.389															
		Sanción por exceso de sal: 0.5471 USD															
		Precio del gas húmedo amargo: \$17 318/MMPC = 2016 USD/MMPC															
		Costo del secusifrante de H2S: 12.7 USD/gal															

Tabla IV.8 INGRESOS POR COMERCIALIZACION DE GAS

Alternativa 1	Horizonte												
	2000	2001	2002	2003	2004	2005	2006	2007	2008	2009	2010	2011	2012
Q DE GAS AMARGO COMERCIALIZADO (MMPCD)	27.54	30.37	28.26	26.97	25.43	24.23							
Q DE GAS AMARGO COMERCIALIZADO (MMPC/Año)	10051.25	11085.99	10316.63	9845.79	9280.35	8844.16							
INGRESOS POR COMERC. DEL GAS (MMUSD/Año)	20.26	22.35	20.80	19.85	18.71	17.83							
Caso Base													
Q DE GAS AMARGO COMERCIALIZADO (MMPCD)	19.05	20.18	18.47	17.37	16.16	15.26							
Q DE GAS AMARGO COMERCIALIZADO (MMPC/Año)	6954.71	7364.24	6740.82	6341.15	5897.67	5569.54							
INGRESOS POR COMERC. DEL GAS (MMUSD/Año)	14.02	14.85	13.59	12.78	11.89	11.23							
Diferencial de Ingresos:	6.24	7.50	7.21	7.07	6.82	6.60							
Alternativa 1													
Q DE GAS AMARGO COMERCIALIZADO (MMPCD)	23.68	23.08	22.08	21.21	19.91	18.19							
Q DE GAS AMARGO COMERCIALIZADO (MMPC/Año)	8642.83	8425.21	8060.24	7742.45	7266.71	6640.43							
INGRESOS POR COMERC. DEL GAS (MMUSD/Año)	17.42	16.99	16.25	15.61	14.65	13.39							
Caso Base													
Q DE GAS AMARGO COMERCIALIZADO (MMPCD)	14.87	14.42	13.72	13.12	12.26	11.17							
Q DE GAS AMARGO COMERCIALIZADO (MMPC/Año)	5426.09	5264.03	5008.90	4789.53	4474.54	3981.79							
INGRESOS POR COMERC. DEL GAS (MMUSD/Año)	10.94	10.61	10.10	9.66	9.02	8.22							
Diferencial de Ingresos:	6.49	6.37	6.15	5.95	5.63	5.17							

**TESIS CON
FALLA DE ORIGEN**

Análisis de Rentabilidad

Para efectuar el análisis económico comparativo (incremental) de la Alternativa 1, se utilizó el programa ECONOPET⁽¹⁹⁾ (elaborado en el IMP), obteniendo los resultados que se presentan en la **Tabla IV.9**. De esta tabla, resalta la alta tasa interna de retorno (TIR) o tasa de rendimiento, que resultó de **179.9 %** y el valor presente neto (VPN) de 384.87 millones de dólares, para una inversión efectiva de 10.0 millones de dólares.

ANÁLISIS ECONOMICO DE LA ALTERNATIVA 1 DEL CRUDO LIGERO Y PESADO CALENTAMIENTO Y VACIO CON BOMBA DE ANILLO LIQUIDO EN LA TMDB ALT1.BAS					
AÑO	INGRESOS (\$)	EGRESOS (\$)	FLUJO EFECT. (\$)	FJO. EFECT ACUM (\$)	VPN (\$)
1	6240000	9209000	-2969000	-2699091	-1.59E+07
2	7500000	-6.68E+07	7.43E+07	5.87E+07	4.55E+07
3	7210000	-6.27E+07	6.99E+07	1.11E+08	9.80E+07
4	7070000	-5.75E+07	6.46E+07	1.55E+08	1.42E+08
5	6820000	-5.50E+07	6.18E+07	1.94E+08	1.81E+08
6	6600000	-5.27E+07	5.93E+07	2.27E+08	2.14E+08
7	6490000	-5.23E+07	5.88E+07	2.57E+08	2.44E+08
8	6370000	-4.82E+07	5.46E+07	2.83E+08	2.70E+08
9	6150000	-4.71E+07	5.33E+07	3.05E+08	2.92E+08
10	5950000	-4.52E+07	5.12E+07	3.25E+08	3.12E+08
11	5630000	-4.32E+07	4.89E+07	3.42E+08	3.29E+08
12	5170000	-3.78E+07	4.30E+07	3.56E+08	3.43E+08
13	5050000	-3.81E+07	4.31E+07	3.68E+08	3.55E+08
14	5050000	-3.81E+07	4.31E+07	3.80E+08	3.67E+08
15	5050000	-3.81E+07	4.31E+07	3.90E+08	3.77E+08
EL VAL. PRES. DE LA INV. DE LA ALT. ES:				VPIALT = \$	3.82E+07
EL VAL. PRES. DE LA INV. EN EL CASO BASE ES:				VPICB = \$	2.51E+07
LA DIFERENCIAL DE INVERSION ES:				VPIALT - VPICB = \$	1.32E+07
LOS EGRESOS TOTALES DE LA ALTERNATIVA SON:				SETALT = \$	4.79E+08
LOS EGRESOS TOTALES DEL CASO BASE SON:				SETBASE = \$	1.15E+09
LA DIFERENCIAL DE EGRESOS TOT. (AHORRO) ES:				ETDIF = \$	-6.74E+08
EL VALOR PRESENTE NETO ES:				VPN = \$	3.77E+08
EL TIEMPO DE RECUPERACION DE LA INVERSION ES: (AÑOS)				Tri = \$	1.259056
LA TASA INTERNA DE RETORNO O DE RENDIMIENTO ES:				TIR = \$	179.90%
EL INDICE DE UTILIDAD DE LA INVERSION ES:				VPN/ VPI = \$	28.559
LA TASA DE DESCUENTO ES:				i =	10 %

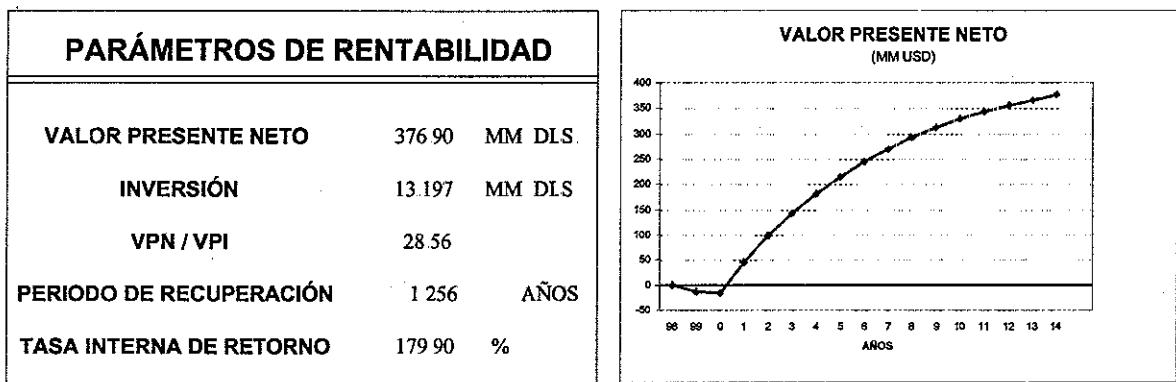
Tabla IV.9

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

En la **Figura IV.7**, se presentan los parámetros indicativos de la rentabilidad de la alternativa y el comportamiento de las utilidades netas (VPN) con respecto al tiempo.

Fig. IV.7

**RESULTADO DEL ANÁLISIS ECONÓMICO PARA LA ALTERNATIVA 1:
VACÍO CON BOMBAS DE ANILLO LÍQUIDO Y CALENTAMIENTO DE CRUDO**



**TESIS CON
FALLA DE ORIGEN**

IV.2.2 Análisis técnico y económico de la alternativa 2 “Estabilización de crudo por calentamiento”

Análisis técnico de la alternativa 2

El calentamiento es una de las operaciones más antiguas y mejor conocidas en toda la industria, es el medio por excelencia utilizado con diferentes fines, separación de componentes, purificación de mezclas, evaporación, etc., a pesar de ser un método muy conocido y empleado, su uso requiere de extensos análisis para justificarlo. Como método de estabilización es útil, sin embargo es poco recomendada su aplicación debido a los elevados costos de operación y mantenimiento requeridos. Respecto a la calidad del producto obtenido, este cumple con las condiciones requeridas.

Descripción del proceso

Al igual que el Caso Base, la Alternativa propuesta para la estabilización del crudo por calentamiento, recibe el crudo ligero y pesado provenientes de plataformas y los canaliza a una primera etapa de calentamiento, una vez calentados, el crudo continúa su trayectoria hacia los tanques separadores, (TD'S). La corriente gaseosa, se dirige a la zona de compresión, donde se le cambia las condiciones de presión y temperatura, al salir de la última etapa de compresión, la corriente de gases rica en condensados, ingresa a un circuito de refrigeración con el objeto de eliminar los condensados y el agua presente en dicha corriente, posteriormente, el gas se mezcla con la corriente de domos de la columna estabilizadora de condensados y continúa su viaje hacia el complejo petroquímico de Cactus. La corriente de aceite obtenida en el separador elevado, para el caso del crudo pesado, continúa su viaje hacia la zona de almacenamiento así como su bombeo para exportación y distribución a las refinerías, el crudo ligero por su parte,

continúa a la sección de deshidratación por gravedad para seguir la misma trayectoria que el crudo pesado (distribución, almacenamiento y exportación). Los condensados recuperados en las interetapas de compresión, así como el recuperado en el ciclo de refrigeración, pasan por un separador de tres fases para posteriormente entrar a la torre estabilizadora de condensados, los fondos de esta torre (condensados estabilizados), se integran a la corriente de crudo ligero. Los domos se integran a la corriente de gases que van hacia el complejo petroquímico de Cactus.

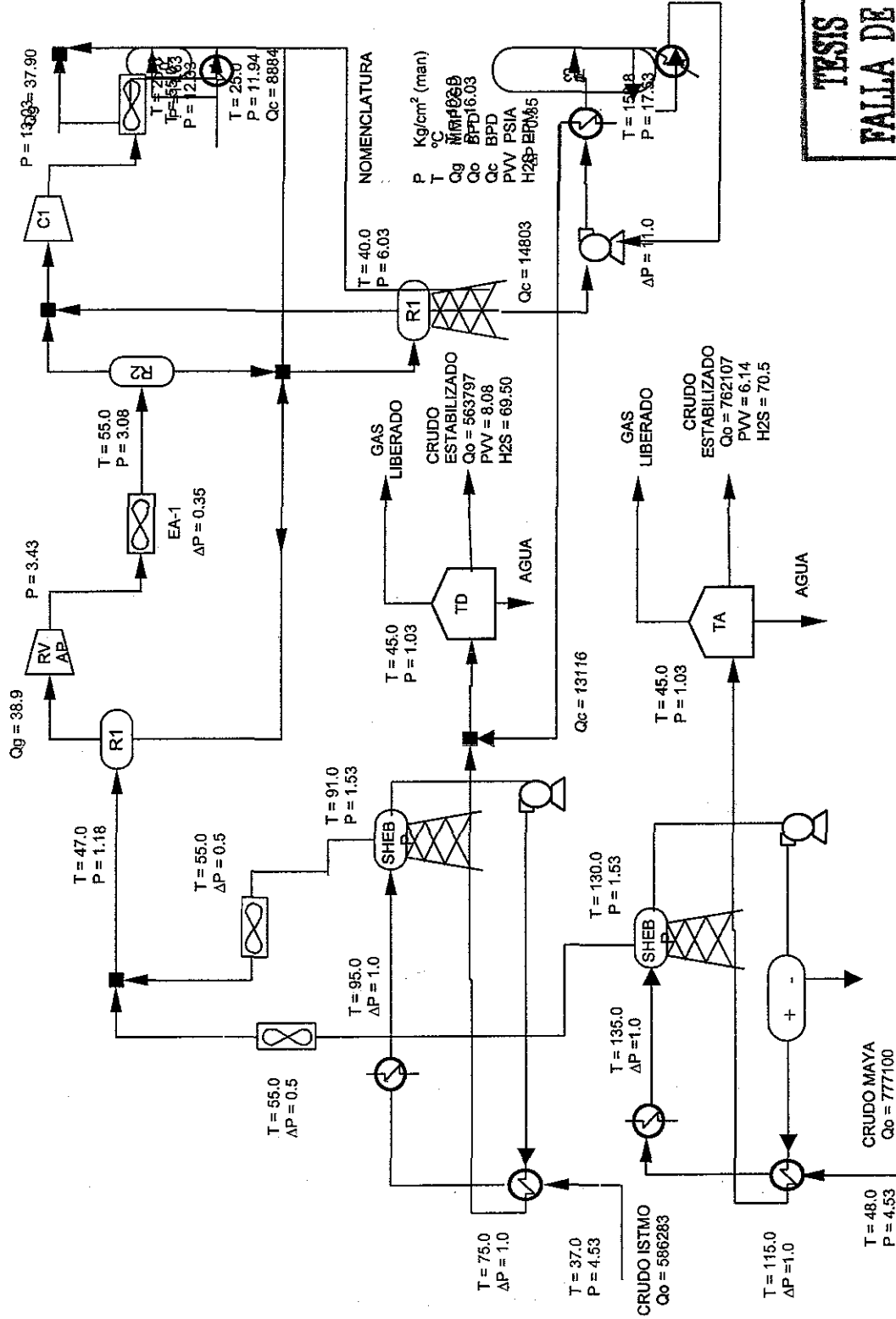
Simulación del proceso

De manera similar a la alternativa y bajo las mismas circunstancias, se efectuó la simulación del proceso para esta alternativa, sustituyendo el vacío por el calentamiento del crudo. En **Figura IV.8** se presenta el diagrama representativo de este proceso, el cual muestra las condiciones de operación que serían requeridas en caso de implantar esta alternativa.

Análisis Económico de la Alternativa 2

Como se presentó anteriormente en el análisis técnico de esta alternativa, este método de estabilización que consiste del calentamiento de crudo para vaporizar los componentes ligeros que provocan alta concentración de H_2S y presión de vapor, requiere de la adquisición de algunos equipos para tal fin, la rehabilitación de cambiadores de calor y de la implantación del proceso de estabilización de condensados por columna de destilación, la cual también sería adquirida. Para este proceso, también se determinaron incrementos en la producción de gas enviado al complejo petroquímico de Cactus, lo cual también proporciona un incremento en los ingresos respecto al Caso Base.

Alternativa 2. "Estabilización de crudo por calentamiento"



TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

Figura IV.8

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. Para estas condiciones, se requiere de 13 paquetes de calentamiento de 35 MBtu/hr cada uno, 35 cambiadores de calor rehabilitados (podrán ser trasladados de Tula, Hgo.), cuatro paquetes de compresión (tres en operación y otro más disponible para las condiciones de máxima producción manejada), un paquete de refrigeración para el enfriamiento del gas de -14 MMBtu/hr, un tren de 7 tratadores electrostáticos para la deshidratación del crudo pesado de 200 MBPD cada uno.

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 1^{er} paso. Además, se ha considerado la rehabilitación de un cambiador de calor (también de Tula) 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 para el gas frío proveniente del paquete de refrigeración.

En la **Tabla IV.10**, se presenta la lista de los requerimientos de equipo y sus costos de inversión para la implantación de la Alternativa 2.

Costos de Operación y Mantenimiento

De forma similar a la manera como fueron determinados los costos de operación y mantenimiento en el Caso 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 estabilización de condensados que comprenden la Torre, las bombas y al separador de tres fases. Similarmente a la Alternativa 1, en el rubro de reducción de la concentración de H₂S en el crudo a 70 ppm, se puede apreciar el mayor de los beneficios económicos de esta alternativa ya que la implantación del proceso propuesto eliminará la dosificación de secuestrante de H₂S en el crudo. En la **Tabla IV.11**, se muestran los costos de operación y mantenimiento para la Alternativa 1, para el horizonte del proyecto.

Ingresos

Los ingresos de esta alternativa al igual que para la anterior, fueron obtenidos a partir del gasto de gas que sería comercializado (salida de TMDB), mismos que fueron obtenidos por simulación composicional para cada año del proyecto. Estos ingresos al ser comparados respecto a los del Caso Base nos proporcionan los ingresos adicionales de esta alternativa

En la **Tabla IV.12**, se presentan 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, considerando un precio del gas de \$17,318.00 por cada millón de pie cúbico comercializado.

Análisis de Rentabilidad

Para efectuar el análisis económico comparativo (incremental) de la Alternativa 2, se utilizó el programa ECONOPET⁽¹⁹⁾ (elaborado en el IMP), obteniendo los resultados que se presentan en la Tabla IV.13. En esta tabla se puede apreciar que la tasa interna de retorno (TIR) o tasa de rendimiento fue de 151.9 % y el valor

presente neto (VPN) de 360.54 millones de dólares, para una inversión efectiva de 16.46 millones de dólares y una inversión total de 44.73 millones de dólares.

En la **Figura IV.9**, se presentan los parámetros indicativos de la rentabilidad de la alternativa 2 y el comportamiento de las utilidades netas (VPN) con respecto al tiempo.

TABLA IV.10 INVERSIÓN REQUERIDA PARA LA ALTERNATIVA 2

ESTABILIZACIÓN DE CRUDO LIGERO Y PESADO POR CALENTAMIENTO

DESCRIPCIÓN	CANTIDAD	CLAVE	UBICACIÓN	COSTO UNITARIO (MM USD*)	COSTO TOTAL (MM USD*)
SECCIÓN DE TRAT. DE CRUDO					
PAQUETE DE CALENTAMIENTO					
C.LIG.	4	EA-1	Altras de Batería de	0.575	2.300
C.PES.	9	EA-3	Altras de Batería de	0.575	5.175
CAMB. DE CALOR PRECALENTADOR.	10	EA-2	Altras de Batería de	0.070	0.700
REHABILITADOS	25	EA-4	Altras de Batería de	0.070	1.750
CAMB. DE CALOR CALENTADOR	8	EA-2	Altras de Batería de	0.070	0.560
REHABILITADOS	17	EA-4	Altras de Batería de	0.070	1.190
ENFRIADOR DE GAS	5	EA-5	Separador de cond.	0.138	0.690
DES HIDRATADOR ELECTROSTATICO	7	TDE	Altras de Batería de	2.055	14.384
SUBTOTAL					26.749
SECCIÓN DE COMPRESIÓN					
SEPARADOR DE GAS A COMPRESIÓN	4	S. COND.	Area de compresión	0.080	0.320
ENFRIADOR DE GAS	4	ENF. 1	Area de compresión	0.120	0.480
COMPRESOR CENT. ELECT. 1a.	4	C-1	Area de compresión	1.701	6.804
RECTIFICADOR DE GAS 1a.	4	R1a.	Area de compresión	0.080	0.320
BOMBA DE CONDENSADOS	4	MB-1a.	Area de compresión	0.027	0.108
COMPRESOR CENT. ELECT. 2a.	4	C-2	Area de compresión	1.245	4.980
RECTIFICADOR DE GAS 2a.	4	R2a.	Area de compresión	0.080	0.320
BOMBA DE CONDENSADOS	4	MB-2a.	Area de compresión	0.027	0.108
SUBTOTAL					19.440
SECCIÓN DE ENFRIAMTO. DE GAS					
SMA. DE REFRIGERACION	1	EA-6	Area de compresore	3.730	3.730
SEPARADOR DE DOS FASES	1	SHC2F	Area de compresore	0.130	0.130
SUBTOTAL					3.860
SECCIÓN DE ESTABIL. DE COND.					
CAMB. DE CALOR REHABILITADO.	1	EA-7	Area de compresore	0.070	0.070
TORRE ESTABILIZ. DE COND.	1	TDE	Area de compresore	0.450	0.450
REHERVIDOR DE TORRE	1	EA-8	Area de compresore	0.040	0.040
MOTOBOMBA DE CONDENSADO	3	MB-8	Area de compresore	0.042	0.126
SUBTOTAL					0.636
TOTAL					44.735

* Paridad del dólar (Mayo/98): 1USD = \$6.59

**TESIS CON
FALTA DE ORIGEN**

TESIS CON FALLA DE ORIGEN

Tabla IV.11 COSTOS DE OPERACIÓN Y MANTENIMIENTO DEL CRUDO LIGERO Y PESADO ALTERNATIVA 2

CONCEPTO	EQUIPO	T calent. Lig. = 80 °C Y T calent. Pes. = 96 °C														
		1998	1999	2000	2001	2002	2003	2004	2005	2006	2007	2008	2009	2010	2011	2012
AREA DE TRAMPAS Y SISTEMA DE CALENT. DE CRUDO	CORREIDOR DE TUBERIAS EA-1, EA-2 Y EA-3	0.420														
	COSTO MITO. ANUAL (MMUSD)	0.420														
	COSTO MITO. SMA. CAL. EA-1 (MMUSD)		0.429	0.429	0.429	0.429	0.429	0.429	0.429	0.429	0.429	0.429	0.429	0.429	0.429	0.429
	COSTO OP. PERSONAL (MMUSD)															
	COSTO OP. SMA. CAL. EA-2 Y3 (MMUSD)		0.096	0.096	0.096	0.096	0.096	0.096	0.096	0.096	0.096	0.096	0.096	0.096	0.096	0.096
	SUBTOTAL (MMUSD)	0.420	0.096	0.096	0.096	0.096	0.096	0.096	0.096	0.096	0.096	0.096	0.096	0.096	0.096	0.096
ESTABILIZADO	EQUIPO EN OPER.	8.000	8.000	8.000	8.000	8.000	8.000	8.000	8.000	8.000	8.000	8.000	8.000	8.000	8.000	8.000
	COSTO OP. PERSONAL (MMUSD)	0.154	0.154	0.154	0.154	0.154	0.154	0.154	0.154	0.154	0.154	0.154	0.154	0.154	0.154	0.154
	COSTO MITO. (MMUSD)	0.202														
	MITO. TUB. Y VALVULAS (MMUSD)	0.200														
	SUBTOTAL (MMUSD)	0.556	0.154	0.154	0.154	0.154	0.154	0.154	0.154	0.154	0.154	0.154	0.154	0.154	0.154	0.154
	EQUIPO EN OPER.		2.000	2.000	2.000	2.000	2.000	2.000	2.000	2.000	2.000	2.000	2.000	2.000	2.000	2.000
	COSTO MITO. ANUAL (MMUSD)	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
	SUBTOTAL (MMUSD)	0.200	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
	SIST. DE DESFOGUEO A QUEMADOR	0.200														
	COSTO MITO. ANUAL (MMUSD)	0.200														
	SUBTOTAL (MMUSD)	0.200														
	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
	COSTO MITO. ANUAL (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
	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 1 Y 2	MOTOBOMBAS (4 de 300 MBPD) Consumo de 0.368 MMPCD c/u/m.	7.000	7.000	7.000	7.000	7.000	7.000	7.000	7.000	7.000	7.000	7.000	7.000	7.000	7.000	7.000
	COSTO OP. GAS COMB. (MMUSD)	2.250	2.250	2.250	2.250	2.250	2.250	2.250	2.250	2.250	2.250	2.250	2.250	2.250	2.250	2.250
	COSTO DE PERSONAL (MMUSD)	0.303	0.303	0.303	0.303	0.303	0.303	0.303	0.303	0.303	0.303	0.303	0.303	0.303	0.303	0.303
	COSTO MITO. (MMUSD)	0.255	0.255	0.255	0.255	0.255	0.255	0.255	0.255	0.255	0.255	0.255	0.255	0.255	0.255	0.255
	COSTO MITO. MAYOR (MMUSD)	0.467	0.467	0.400	0.700	0.700	0.700	0.700	0.700	0.700	0.700	0.700	0.700	0.700	0.700	0.700
	SUBTOTAL (MMUSD)	3.275	3.275	2.850	3.508	3.508	3.508	3.508	3.508	3.508	3.508	3.508	3.508	3.508	3.508	3.508
	EQUIPO EN OPERACIÓN NORMAL	7.000	7.000	7.000	7.000	7.000	7.000	7.000	7.000	7.000	7.000	7.000	7.000	7.000	7.000	7.000
	COSTO ENERGIA ELEC. (MMUSD)	0.906	0.906	0.906	1.165	1.036	1.036	1.036	1.036	1.036	1.036	1.036	1.036	1.036	1.036	1.036
	COSTO DE PERSONAL (MMUSD)	0.113	0.113	0.113	0.113	0.113	0.113	0.113	0.113	0.113	0.113	0.113	0.113	0.113	0.113	0.113
	COSTO MITO. (MMUSD)	0.051	0.051	0.051	0.066	0.088	0.088	0.088	0.088	0.088	0.088	0.088	0.088	0.088	0.088	0.088
	SUBTOTAL (MMUSD)	1.070	1.070	1.344	1.236	1.236	1.236	1.236	1.236	1.236	1.236	1.236	1.236	1.236	1.236	1.236
CASA DE BOMBAS 2	MOTOBOMBAS (4 de 240 MBPD) 2500 HP c/u/m	7.000	7.000	7.000	7.000	7.000	7.000	7.000	7.000	7.000	7.000	7.000	7.000	7.000	7.000	7.000
	COSTO ENERGIA ELEC. (MMUSD)	4.532	4.532	4.532	5.826	5.179	5.179	5.179	5.179	5.179	5.179	5.179	5.179	5.179	5.179	5.179
	COSTO DE PERSONAL (MMUSD)	0.151	0.151	0.151	0.151	0.151	0.151	0.151	0.151	0.151	0.151	0.151	0.151	0.151	0.151	0.151
	SUBTOTAL (MMUSD)	11.683	11.683	11.683	12.977	12.328	12.328	12.328	12.328	12.328	12.328	12.328	12.328	12.328	12.328	12.328

**Tabla IV.11 COSTOS DE OPERACIÓN Y MANTENIMIENTO DEL CRUDO LIGERO Y PESADO ALTERNATIVA 2
CALENTAMIENTO**

T calent. Lig. = 80 °C Y T calent. Pes. = 96 °C

CONCEPTO	EQUIPO	1998	1999	2000	2001	2002	2003	2004	2005	2006	2007	2008	2009	2010	2011	2012
CASA DE BOMBAS 4T	COSTO MITO (MMUSD)	0.154	0.154	0.154	0.198	0.264	0.264	0.264	0.264	0.264	0.462	0.462	0.462	0.462	0.462	0.462
	SUBTOTAL (MMUSD)	4.837	4.837	4.837	6.176	5.594	5.594	5.594	5.594	5.594	5.145	5.145	5.145	5.145	5.145	5.145
MOTOBOMBAS (7 de 120 NBPD)	EQUIPO EN OPERACIÓN NORMAL	13.000	13.000	12.000	15.000	14.000	14.000	13.000	13.000	13.000	12.000	12.000	12.000	12.000	11.000	11.000
	COSTO ENERGIA ELEC. (MMUSD)	7.614	7.614	7.029	8.786	8.200	8.200	7.614	7.614	7.614	7.614	7.029	7.029	7.029	6.443	6.443
DESHDRATACION	COSTO DE PERSONAL (MMUSD)	0.151	0.151	0.151	0.151	0.151	0.151	0.151	0.151	0.151	0.151	0.151	0.151	0.151	0.151	0.151
	COSTO MITO (MMUSD)	0.286	0.286	0.284	0.330	0.308	0.308	0.286	0.286	0.286	0.284	0.284	0.284	0.284	0.242	0.242
CRUDO LIGERO	SUBTOTAL (MMUSD)	8.051	8.051	7.444	9.267	8.659	8.659	8.051	8.051	8.051	7.444	7.444	7.444	7.444	6.836	6.836
	EQUIPO EN OPER. (TD's)	3.000	3.000	3.000	3.000	3.000	3.000	2.000	2.000	2.000	2.000	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000
CRUDO PESADO	TIEMPO DE RESIDENCIA (Hrs.)	12.000	12.000	14.000	16.000	20.000	20.000	18.000	18.000	20.000	24.000	14.000	14.000	16.000	24.000	24.000
	COSTO MITO. TANQ. DESH. (MMUSD)	0.169	0.169	0.169	0.169	0.169	0.169	0.113	0.113	0.113	0.113	0.056	0.056	0.056	0.056	0.056
DESHDRATACION	DOSE DESEMULSIFICANTE (LTS/BL)	0.002	0.002	0.002	0.003	0.003	0.003	0.003	0.003	0.003	0.003	0.003	0.003	0.003	0.004	0.004
	COSTO DEL TRATAMIENTO (MMUSD)	1.717	1.631	1.471	1.421	1.192	1.043	0.988	0.861	0.861	0.807	0.823	0.709	0.610	0.499	0.281
CRUDO PESADO	LBS. SAL. EXCEDIDAS AL DIA (20/MBIS.)	0.000	0.000	0.000	0.614	0.573	0.548	0.518	0.495	0.485	0.472	0.453	0.436	0.412	0.380	0.312
	SANCIÓN POR EXCESO DE SAL (MMUSD)	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
COMPRESION	EQUIPO EN OPER. (TV's)	5.000	5.000	5.000	5.000	3.000	3.000	3.000	3.000	3.000	3.000	3.000	3.000	3.000	3.000	3.000
	COSTO MITO. TANQ. ALMC. (MMUSD)	0.550	0.550	0.550	0.550	0.330	0.330	0.330	0.330	0.330	0.330	0.330	0.330	0.330	0.330	0.330
CRUDO PESADO	SUBTOTAL (MMUSD)	2.436	2.349	2.190	2.140	1.691	1.542	1.431	1.304	1.250	1.265	1.095	0.996	0.886	0.667	0.620
	EQUIPO EN OPER. (TD's)	7.000	7.000	7.000	7.000	7.000	7.000	7.000	7.000	7.000	7.000	7.000	7.000	7.000	7.000	7.000
COMPRESION	COSTO MITO. DESH. ELECT. (MMUSD)								0.394	0.394	0.394	0.394	0.394	0.394	0.394	0.394
	COSTO OP. DESH. ELECT. (MMUSD)								0.655	0.649	0.646	0.643	0.640	0.637	0.634	0.631
COMPRESION	COSTO OP. PERSONAL (MMUSD)								0.064	0.064	0.064	0.064	0.064	0.064	0.064	0.064
	DOSE DESEMULSIFICANTE (LTS/BL)								2.000	2.000	2.000	2.000	2.000	2.000	2.000	2.000
COMPRESION	COSTO DEL TRATAMIENTO (MMUSD)								2.434	2.423	2.413	2.390	2.380	2.369	2.358	2.348
	LBS. SAL. EXCEDIDAS AL DIA (20/MBIS.)								76646.0	76236.6	75826.6	75416.6	75006.6	74596.6	74186.6	
COMPRESION	SANCIÓN POR EXCESO DE SAL (MMUSD)	1.209	1.199	1.166	1.552	1.531	1.524	1.530	1.530	1.530	1.530	1.530	1.530	1.530	1.530	1.530
	COSTO MITO. DESH. ELECT. (MMUSD)								0.394	0.394	0.394	0.394	0.394	0.394	0.394	0.394
COMPRESION	SUBTOTAL (MMUSD)	1.209	1.199	1.166	1.552	1.531	1.524	1.530	1.530	1.530	1.530	1.530	1.530	1.530	1.530	1.530
	EQUIPO EN OPERACIÓN (M.E.)	6.000	5.000	3.000	3.000	3.000	3.000	3.000	3.000	3.000	3.000	3.000	3.000	3.000	2.000	2.000
COMPRESION	COSTO ENERGIA ELEC. (MMUSD)	0.386	0.383	1.530	1.530	1.530	1.530	1.530	1.530	1.530	1.530	1.530	1.530	1.530	1.530	1.530
	EQUIPO EN OPERACIÓN (M.C.I.)	5.000	4.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
COMPRESION	COSTO DE GAS COMB. (MMUSD)	1.281	1.033	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
	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
COMPRESION	COSTO MITO. MC. C.I. (MMUSD)	1.093	0.875	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
	COSTO MITO. MC. (MMUSD)	0.178	0.177	0.442	0.442	0.442	0.442	0.442	0.442	0.442	0.442	0.442	0.442	0.442	0.284	0.284

Tabla IV.11 COSTOS DE OPERACIÓN Y MANTENIMIENTO DEL CRUDO LIGERO Y PESADO

**ALTERNATIVA 2
CALENTAMIENTO**

T calent. Lig. = 80 °C Y T calent. Pes. = 96 °C

CONCEPTO	EQUIPO	1999	1999	2000	2001	2002	2003	2004	2005	2006	2007	2008	2009	2010	2011	2012
	ELECT. (MMUSD)															
	COSTO OP. MB-3 COND (MMUSD)		0.001	0.001	0.001	0.001	0.001	0.001	0.001	0.001	0.001	0.001	0.001	0.001	0.001	0.001
	COSTO MITO. MB-3 (MMUSD)		0.001	0.001	0.001	0.001	0.001	0.001	0.001	0.001	0.001	0.001	0.001	0.001	0.001	0.001
	COSTO OP. PAQ. REFRIG. (MMUSD)		0.597	0.662	0.617	0.590	0.558	0.533	0.523	0.509	0.509	0.488	0.470	0.443	0.409	0.336
	COSTO MITO. PAQ. REFRIG. (MMUSD)		0.280	0.280	0.280	0.280	0.280	0.280	0.280	0.280	0.280	0.280	0.280	0.280	0.280	0.280
	SUBTOTAL (MMUSD)		3.013	2.979	2.934	2.907	2.875	2.850	2.840	2.826	2.805	2.787	2.767	2.743	2.719	2.695
ESTABILIZACIÓN DE TORRE DE N. ESTABILIZACIÓN DE CONDENSADOS							0.010				0.010				0.010	
	COSTO DE MITO. SHC2F (MMUSD)						0.010				0.010				0.010	
	COSTO DE GAS COMB. (MMUSD)		0.278	0.330	0.316	0.308	0.296	0.286	0.283	0.276	0.268	0.262	0.251	0.238	0.234	0.234
	COSTO DE OP. MB-4 (MMUSD)		0.015	0.015	0.015	0.015	0.008	0.008	0.008	0.008	0.008	0.004	0.004	0.004	0.004	0.004
	COSTO DE MITO. MB-4 (MMUSD)		0.030	0.030	0.030	0.030	0.020	0.020	0.020	0.020	0.020	0.020	0.015	0.015	0.015	0.015
BOMBAS Y SEPARADORES																
	COSTO DE OP. TORRE (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
	COSTO DE MITO. TORRE (MMUSD)					0.076					0.076				0.076	
	COSTOS OP. EA-4 (MMUSD)					0.109					0.109				0.109	
	COSTO DE MITO. SHC (MMUSD)					0.010					0.010				0.010	
	COSTOS OP. MB-8 (MMUSD)		0.089	0.083	0.070	0.061	0.052	0.045	0.043	0.039	0.034	0.029	0.022	0.012	0.010	0.010
	COSTO DE MITO. MB-8 (MMUSD)		0.030	0.030	0.030	0.030	0.020	0.020	0.020	0.020	0.020	0.015	0.015	0.015	0.015	0.015
	SUBTOTAL (MMUSD)		0.000	0.625	0.645	0.604	0.682	0.518	0.494	0.484	0.376	0.451	0.395	0.467	0.355	0.355
GASODUCTO																
	Nc. DE CORRIDAS DE DIABLO/ANO		1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000
	GAS AMARGO QUEMADO (MMPC/ANO)		16.000	27.705	30.711	28.640	27.380	25.880	24.730	24.270	23.620	22.660	21.820	20.580	18.990	15.590
	COSTO DEL GAS QUEMADO (MMUSD)		0.032	0.026	0.056	0.058	0.055	0.052	0.050	0.049	0.048	0.046	0.044	0.041	0.038	0.031
	SUBTOTAL (MMUSD)		0.032	0.026	0.056	0.058	0.055	0.052	0.050	0.049	0.048	0.046	0.044	0.041	0.038	0.031
REDUCCIÓN DE H2S																
	SECUESTRAJE DE H2S															
	DOSIFICACIÓN (GAL/BL)		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
	DOSIFICACIÓN (GAL/DIA)**		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
	COSTO DE REACTIVO (MMUSD)		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
	SUBTOTAL (MMUSD)		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
	GRAN TOTAL (MMUSD)		25.104	23.499	32.639	38.841	37.448	36.858	35.911	36.624	36.731	33.894	33.510	33.240	33.381	30.763
	Precio del gas comb.; \$19 500/MMPC															
	Costo del Kw/hr. CFE (Tarifa horaria sureste); \$0.04528 USD = \$ 0.389															
	Sanción por exceso de sal; 0.5471 USD = \$ 0.47/lb															
	Precio del gas húmedo amargo; \$17 318/MMPC = 2016 USD/MMPC															
	Costo actual por barril de crudo deshidratado; \$ H2S: 12.7 USD/gal															
	Costo del secuestro de H2S															

TSIS CON FALLA DE ORIGEN

INGRESOS POR COMERCIALIZACION DE GAS

	Horizonte					
	2000	2001	2002	2003	2004	2005
Alternativa 2.						
Q DE GAS AMARGO COMERCIALIZADO (MMPCD)	27.71	30.71	28.64	27.38	25.88	24.27
Q DE GAS AMARGO COMERCIALIZADO (MMPC/año)	10112.33	11209.52	10453.60	9993.70	9436.20	8858.55
INGRESOS POR COMERC. DEL GAS (MMUSD/año)	20.39	22.60	21.08	20.15	19.04	17.86

	Horizonte					
	2000	2001	2002	2003	2004	2005
Caso Base						
Q DE GAS AMARGO COMERCIALIZADO (MMPCD)	19.05	20.18	18.47	17.37	16.16	15.26
Q DE GAS AMARGO COMERCIALIZADO (MMPC/año)	6954.71	7364.24	6740.82	6341.15	5897.67	5569.54
INGRESOS POR COMERC. DEL GAS (MMUSD/año)	14.02	14.85	13.59	12.78	11.89	11.23

Diferencial de Ingresos: 6.37 7.75 7.49 7.36 7.15 6.97 6.92

INGRESOS POR COMERCIALIZACION DE GAS

	Horizonte					
	2007	2008	2009	2010	2011	2012
Alternativa 2.						
Q DE GAS AMARGO COMERCIALIZADO (MMPCD)	23.62	22.66	21.82	20.58	18.99	18.59
Q DE GAS AMARGO COMERCIALIZADO (MMPC/año)	8621.30	8270.90	7964.30	7511.70	6931.35	6785.35
INGRESOS POR COMERC. DEL GAS (MMUSD/año)	17.38	16.67	16.06	15.14	13.97	13.68

	Horizonte					
	2007	2008	2009	2010	2011	2012
Caso Base						
Q DE GAS AMARGO COMERCIALIZADO (MMPCD)	14.42	13.72	13.12	12.26	11.17	10.91
Q DE GAS AMARGO COMERCIALIZADO (MMPC/año)	5264.03	5008.90	4789.53	4474.54	4076.32	3981.79
INGRESOS POR COMERC. DEL GAS (MMUSD/año)	10.61	10.10	9.66	9.02	8.22	8.03

Diferencial de Ingresos: 6.77 6.58 6.40 6.12 5.76 5.65

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

TESIS CON FALTA DE ORIGEN

Tabla IV.12

ANÁLISIS ECONOMICO DE LA ALTERNATIVA 1 DEL CRUDO LIGERO Y PESADO CALENTAMIENTO Y VACIO CON BOMBA DE ANILLO LIQUIDO EN LA TMDB ALT1.BAS					
AÑO	INGRESOS (\$)	EGRESOS (\$)	FLUJO EFE (\$)	FJO. EFECT. (\$)	VPN (\$)
1	6370000	1.14E+07	-5041000	-4582728	-2.43E+07
2	7750000	-6.40E+07	7.18E+07	5.47E+07	3.51E+07
3	7490000	-6.01E+07	6.76E+07	1.06E+08	8.58E+07
4	7360000	-5.38E+07	6.12E+07	1.47E+08	1.28E+08
5	7150000	-5.27E+07	5.99E+07	1.84E+08	1.65E+08
6	6970000	-5.00E+07	5.70E+07	2.17E+08	1.97E+08
7	6920000	-4.97E+07	5.66E+07	2.46E+08	2.26E+08
8	6770000	-4.45E+07	5.12E+07	2.70E+08	2.50E+08
9	6580000	-4.46E+07	5.11E+07	2.91E+08	2.72E+08
10	6400000	-4.26E+07	4.90E+07	3.10E+08	2.91E+08
11	6120000	-4.13E+07	4.74E+07	3.27E+08	3.07E+08
12	5760000	-3.42E+07	3.99E+07	3.40E+08	3.20E+08
13	5650000	-3.57E+07	4.13E+07	3.51E+08	3.32E+08
14	5650000	-3.57E+07	4.13E+07	3.62E+08	3.43E+08
15	5650000	-3.57E+07	4.13E+07	3.72E+08	3.53E+08
EL VAL. PRES. DE LA INV. DE LA ALT. ES:				VPIALT = \$	4.47E+07
EL VAL. PRES. DE LA INV. EN EL CASO BASE ES:				VPICB = \$	2.51E+07
LA DIFERENCIAL DE INVERSION ES:				VPIALT - VPICB = \$	1.97E+07
LOS EGRESOS TOTALES DE LA ALTERNATIVA SON:				SETALT = \$	5.20E+08
LOS EGRESOS TOTALES DEL CASO BASE SON:				SETBASE = \$	1.15E+09
LA DIFERENCIAL DE EGRESOS TOT. (AHORRO) ES:				ETDIF = \$	-6.33E+08
EL VALOR PRESENTE NETO ES:				VPN = \$	3.53E+08
EL TIEMPO DE RECUPERACION DE LA INVERSION ES: (AÑOS)				Tri = \$	1.408
LA TASA INTERNA DE RETORNO O DE RENDIMIENTO ES:				TIR = \$	134.10%
EL INDICE DE UTILIDAD DE LA INVERSION ES:				VPN/ VPI = \$	17.926
LA TASA DE DESCUENTO ES:				i =	10%

Tabla IV.13

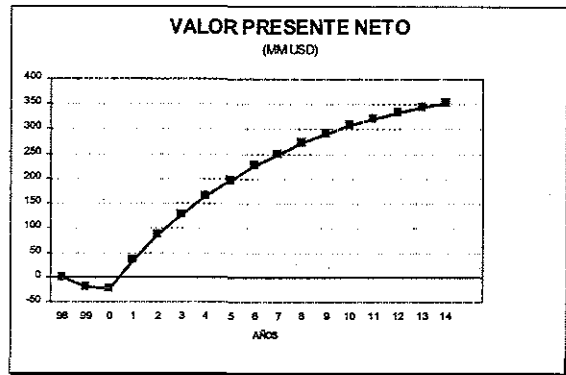
**TESIS CON
FALLA DE ORIGEN**

FIGURA IV.9

RESULTADO DEL ANÁLISIS ECONÓMICO PARA LA ALTERNATIVA 2:

CALENTAMIENTO DE CRUDO

PARÁMETROS DE RENTABILIDAD		
VALOR PRESENTE NETO	352.58	MM DLS
INVERSIÓN	19 668	MM DLS.
VPN / VPI	17.92	
PERIODO DE RECUPERACIÓN	1.40	AÑOS
TASA INTERNA DE RETORNO	134.10	%



TESIS CON FALLA DE ORIGEN

IV.3 EVALUACIÓN ECONÓMICA DE OPCIONES.

Después de haber efectuado el análisis técnico y económico de las dos alternativas presentadas en la sección anterior del presente capítulo, y de compararlas respecto al Caso Base planteado en la sección IV.1, se efectuó un análisis comparativo de los parámetros de rentabilidad obtenidos con cada una de ellas.

En la **Tabla IV.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 la alternativa que involucra al vacío cuenta con los mejores resultados en cuanto a rentabilidad se refiere, además de no tener problemas en su factibilidad técnica, debido a que la bomba de vacío con anillo líquido para la generación del vacío cuenta con precedentes favorables en el Golfo de Omán donde fue implantada satisfactoriamente.

En la **Figura IV.10**, se muestra comparativamente el comportamiento del VPN respecto al tiempo de las dos alternativas analizadas. En ella se puede apreciar con claridad la conveniencia económica que presenta la Alternativa 1 (vacío) respecto a la Alternativa 2 (calentamiento).

TABLA 1V.13
EVALUACIÓN ECONÓMICA DE ALTERNATIVAS

CONCEPTO	ALT. 1 VACÍO	ALT. 2 CALENTAMIENTO
VPI_{ALT} (MM\$USD)	38.20	44.70
VPI_{CB} (MM\$USD)	25.10	25.10
VPI_{ALT}-VPI_{CB} (MM\$USD)	13.20	19.70
VPN	377.00	353.00
Tri (Años)	1.26	1.41
TIR	179.90	134.10
VPN/VPI	28.56	17.93
CT_{CB} (MM\$USD)	1150.00	1150.00
CT_{ALT} (MM\$USD)	479.00	520.00
DCT=CT_{ALT}-CT_{CB}	- 674.00	- 633.00

**TESIS CON
FALLA DE ORIGEN**

CAPÍTULO V

CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

- El proceso al cual es sometida la producción de crudo actualmente, provoca problemas que afectan al medio ambiente, riesgos al personal operativo, a terceros y en las instalaciones de producción, debido al grado de emanación de vapores del crudo con concentraciones de ácido sulfhídrico que llegan a ser la mayoría de los casos de consecuencias fatales para el ser humano. Lo anterior es provocado por un proceso de estabilización de crudo deficiente, ya que su presión de vapor y concentración de H₂S a la salida de dicho proceso son relativamente altos.
- De continuar operando con este proceso en el futuro, a corto o mediano plazo, se presentarán problemas severos ya que existe la posibilidad de que se impongan fuertes sanciones por parte del cliente y por las autoridades en materia ambiental por exceder los límites de las emisiones contaminantes que están previstos para su aplicación en los próximos años y en grado extremo la pérdida de los mercados de exportación. Para evitar la pérdida de dichos mercados se cuenta con una solución inmediata, que consiste en la adición al crudo de un producto químico secuestrante de H₂S, la cual es excesivamente costosa, misma que provocaría una importante reducción en las utilidades netas y rentabilidad en la explotación del petróleo para nuestro país.
- Por lo anterior y debido a la gran cantidad de instalaciones de producción con las que se cuenta en el país, se concluye que para hacer frente al problema antes mencionado, se requiere de un exhaustivo trabajo de planeación que inicie con la clasificación de las instalaciones de producción y con el planteamiento de una metodología que permita determinar con facilidad el proceso más adecuado para lograr la estabilización del petróleo crudo y la

reducción de la concentración de H₂S a niveles permisibles. Cabe mencionar que esta etapa inicial debe contar con el juicio de expertos para su validación, mediante la aplicación de una técnica heurística de planeación.

- De los procesos presentados en el Capítulo II, los que tienen mayor factibilidad técnica y económica para ser implantados en las instalaciones de producción de PEMEX Exploración y Producción, son el de vacío y el de calentamiento, ya que el de torre agotadora presenta en la totalidad de los casos analizados con anterioridad, los resultados económicos menos favorables y en el caso de la estabilización de crudo mediante la aplicación del ultrasonido, aún requiere de una evaluación comparativa para determinar su factibilidad técnica y económica.
- Aún cuando no se descarta que podrían innovarse nuevos métodos de estabilización del petróleo crudo y para la reducción de la concentración de H₂S en el mismo, se considera que el tema ha sido ampliamente analizado, además de que en el Instituto Mexicano del Petróleo se han estudiado dichos procesos y propuesto nuevas técnicas para la solución al problema, motivo por el cual se está en la posibilidad de generar una metodología que permita seleccionar el proceso adecuado a cada tipo de instalación de producción, basado en resultados de los estudios técnico económicos realizados específicamente para ciertas instalaciones de producción.
- La metodología para la selección del proceso de estabilización de crudo en instalaciones de producción, propuesta en el Capítulo III del presente trabajo, podría responder satisfactoriamente a las necesidades de la Industria Petrolera de Exploración y Producción de nuestro país, debido a que en ella se plantea tanto la clasificación de los tipos de instalaciones de producción, y basado en ella la selección del proceso para estabilizar la producción de crudo y reducir la concentración de H₂S a niveles permisibles.

- La metodología presentada en el Capítulo III, fue probada mediante un ejemplo de aplicación presentado en el Capítulo IV, donde se llegan a los resultados que satisfacen técnica y económicamente para la solución del problema.
- Debido a que generalmente las nuevas especificaciones para la exportación de crudo, son impuestas sin proporcionar plazos razonables por parte del cliente, en los que sea posible efectuar la selección óptima del proceso y su implantación, es recomendable que dentro de un plan estratégico para la modificación del proceso en las instalaciones de producción, se contemple la anticipación a dichos acontecimientos, con la finalidad de evitar en el futuro adoptar soluciones excesivamente costosas, que afecten la economía de nuestro país. Así mismo, es recomendable lo anterior con el fin de contar con procesos seguros, que no afecten al medio ambiente y que permitan estar preparados para cualquier eventualidad, que los competidores pudiesen aprovechar para arrebatar los mercados de nuestro país.
- Se recomienda continuar de inmediato con el trabajo de planeación para modificar el proceso de estabilización en las instalaciones de producción de PEMEX Exploración y Producción, como una estrategia de reducción de costos a futuro y de reducción del impacto causado actualmente al medio ambiente, además de mejorar sustancialmente la seguridad del personal operativo, de terceros y de las instalaciones mismas.

BIBLIOGRAFÍA Y REFERENCIAS

1. American Society for Testing and Materials: ASTM D-323, Standard Test Method for Vapor Pressure of Petroleum Products (Reid Method), ASTM Comité D-2, december 1990.
2. Clavel López J. y Hernández Rojas J. G., "Simulación y análisis de métodos de estabilización del petróleo crudo", CONEXPO ARPEL, Río de Janeiro, Bra., 1996.
3. Thuesen H.G. y Fabrycky W.J. Economía del Proyecto de Ingeniería, Ed. Prentice Hall Internacional, México, D. F., abril 1994.
4. Sistema ultrasónico para la estabilización de crudo, Instituto Mexicano del Petróleo, Gerencia de Geofísica de Explotación, Coordinador: D.I. Manuel Preafán Del Valle, México, Julio 1997.
5. J. K. Morris y R.S. Smith, "Crude stabilizer can save money offshore", Oil & Gas Journal, may 7, 1984.
6. Geores Moins, "Optimization of crude stabilization units and stabilization process comparison helps selection", Oil and Gas Journal, Jan. 28, 1980.
7. Dudley P. Penick and William B. Thrasher, "Mobil's Design Considerations for North Sea Oil/Gas Separation Facilities", Petroleum Engineer, Oct, 1977.
8. J. Starczewski, "Proper separator design can improve oil yeld", World Oil, March, 1983.
9. Hernández Rojas J. G. y Cabello Martínez L. B., Comparación de métodos de estabilización de aceite crudo mediante simulación composicional, Tesis Profesional de Ingeniería Petrolera, Facultad de Ingeniería, UNAM, México, enero, 1995.
10. 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 de Ingeniería Petrolera, Facultad de Ingeniería, UNAM, México, febrero, 1998.

11. Clavel López J. y Ruíz Fuentes N., "Estudio para la estabilización, deshidratación y reducción de la concentración de ácido sulfhídrico en el crudo Ligero de la Terminal Marítima de Dos Bocas", Proyecto CDB-8350, Instituto Mexicano del Petróleo, México, D.F., abril, 1999.
12. Clavel López J. Y Ruíz Fuentes N., "Estudio para la estabilización, deshidratación y reducción de la concentración de H₂S en el crudo Ligero y Pesado de la Terminal Marítima de Dos Bocas", Proyecto CDB-8350, Instituto Mexicano del Petróleo, México, D.F., junio, 1999.
13. Aspen Plus, Simulador de procesos, Aspen Technology, Inc., Cambridge, Massachusetts, USA.
14. Pro II, Simulador de procesos, Simulation Sciences, Inc., Brea, California, USA.
15. Hysys, Simulador de procesos, Hyprotech Ltd, Calgary, Alberta, Canada.
16. Ramírez Platón O., "Caracterización de corrientes de hidrocarburos en fase mixta para la simulación composicional de proceso", Tesis Profesional, Facultad de Ingeniería, UNAM, octubre, 2000.
17. Megyesy Eugene F. "Manual de Recipientes a Presión Diseño y Cálculo", Ed. Limusa, México, D.F., 2000.
18. Remes Alfredo, Apuntes del curso "Termodinámica y Fenómenos de Transporte", Instituto de Ingeniería Térmica, México, D.F., 2001.
19. Clavel López J., "ECONOPET: Programa de cómputo para el análisis económico de proyectos de inversión", México, D.F., 1994.
20. Clavel López J., González M. Ana B. y Blásquez G. Edgar X., "Investigación y desarrollo de nuevos métodos de estabilización de crudo", Proyecto CDB-0391, Instituto Mexicano del Petróleo, México, D.F., 1996.
21. American Society for Testing and Materials, ASTM-D 323-89.