



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO

FACULTAD DE QUÍMICA

ESTUDIO TÉCNICO-ECONÓMICO DE ALTERNATIVAS
PARA DETERMINAR LA DISTANCIA MÁS CONVENIENTE
PARA PROCESAR CRUDO MARINO EN INSTALACIONES
COSTAFUERA O EN INSTALACIONES TERRESTRES.

T E S I S

QUE PARA OBTENER EL TÍTULO DE

INGENIERO QUÍMICO

P R E S E N T A

FELIPE JAVIER TREJO SALAS

MEXICO, D. F.

1983



Universidad Nacional
Autónoma de México



UNAM – Dirección General de Bibliotecas
Tesis Digitales
Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS ©
PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

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

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

I N D I C E

| | | |
|--------|--|-----|
| I. | Introducción | 1 |
| II. | Generalidades. | 3 |
| II.1 | Panorama Petrolero | 3 |
| II.2 | Ubicación de yacimientos. | 7 |
| II.3 | Tipo de yacimiento y tipo de crudo. | 7 |
| II.4 | Métodos de producción costafuera. | 12 |
| II.5 | Instalaciones típicas en México de producción costafuera | 13 |
| II.6 | Instalaciones típicas de producción en tierra. | 15 |
| II.7 | Tipos de procesamiento. | 16 |
| II.8 | Simulador de procesos. | 27 |
| II.9 | Diagramas de flujo de proceso. | 29 |
| III. | Bases del estudio. | 31 |
| III.1 | Consideraciones generales. | 31 |
| III.2 | Puntos de referencia y localización de yacimientos. | 31 |
| III.3 | Condiciones del yacimiento. | 33 |
| III.4 | Características de la alimentación. | 33 |
| III.5 | Condiciones ambientales. | 35 |
| III.6 | Condiciones de transporte. | 35 |
| III.7 | Recepción de productos. | 36 |
| III.8 | Diámetro de tubería y su evaluación. | 40 |
| III.9 | Recubrimiento y lastrado de tubería. | 40 |
| III.10 | Plataformas a utilizar. | 40 |
| III.11 | Proceso propuesto. | 41 |
| III.12 | Servicios auxiliares. | 43 |
| III.13 | Equipo de operación, relevo y modular. | 43 |
| III.14 | Equipo de enfriamiento. | 43 |
| III.15 | Tasa de interés. | 43 |
| IV. | Generación de alternativas. | 44 |
| IV.1 | Descripción de alternativas. | 44 |
| V. | Dimensionamiento preliminar de las instalaciones requeridas. | 70 |
| V.1 | Separadores. | 71 |
| V.2 | Enfriadores con aire. | 85 |
| V.3 | Compresores. | 95 |
| V.4 | Bombas. | 102 |
| V.5 | Estimación de la capacidad de módulos de compresión. | 105 |
| V.6 | Servicios auxiliares. | 106 |
| VI. | Prefactibilidad económica. | 114 |
| VI.1 | Estimación de costos de inversión. | 115 |
| VI.2 | Estimación de costos anuales de producción. | 130 |
| VI.3 | Determinación de utilidades. | 137 |
| VI.4 | Métodos de evaluación. | 141 |
| VII. | Análisis y evaluación de alternativas. | 144 |
| VII.1 | Evaluación de alternativas. | 144 |
| VII.2 | Análisis de resultados. | 148 |
| VIII. | Conclusiones. | 152 |
| IX. | Bibliografía. | 154 |

CAPITULO

I

I. INTRODUCCION

Considerando el constante aumento de la producción de petróleo de acuerdo a los planes de producción de Petróleos Mexicanos, se ha incrementado la exploración de nuevos yacimientos, tanto en tierra como en mar. Sin embargo la zona marítima del Golfo de Campeche, es la que reviste mayor importancia, ya que desde el año de 1976 se probó la existencia de grandes reservas de petróleo comercializable.

La gran mayoría de los campos que se encuentran desarrollados en la Sonda de Campeche, se encuentran a distancias a la costa de 85 Km (Abkatún-Dos Bocas) ó 145 Km (Nohoch-Atasta).

Actualmente se tiene conocimiento de nuevos campos en etapa de exploración. Estos campos tienen como característica su proximidad a la costa, como son Kinil y Yum a 33 y 17 Km aproximadamente. Se tiene conocimiento de que existan campos a distancias similares o mayores:

| <u>CAMPO</u> | <u>DISTANCIA A LA COSTA (Km)</u> |
|--------------|----------------------------------|
| KIM | 40 |
| CHEM | 35 |
| CHILAM | 25 |
| KINIL | 33 |
| YUM | 17 |

Tomando en cuenta el desarrollo de nuevos campos en la Sonda de Campeche y teniendo en cuenta que algunos de ellos se encuentran cercanos a la costa, la presente tesis tiene como objetivo, establecer la distancia con respecto a la costa a la cual pudiera ser mas conveniente procesar el crudo marino en instalaciones terrestres o marinas.

El Ingeniero Químico juega un papel muy importante en el análisis y toma de decisiones en la evaluación de alternativas de los diferentes procesos industriales o en el desarrollo de estos por que intervienen parámetros tales como: Ingeniería Química, Balance de Materia y Energía, predimensionamiento de equipo, flujo de fluidos, transferencia de calor, etc. Ingeniería Económica, en determinación de costo de equipo, evaluación económica, etc. Ingeniería Mecánica y Eléctrica, donde se involucran especificaciones de equipo y determinación de los servicios auxiliares.

Esta determinación se hace a través de un estudio técnico-económico de diferentes alternativas de procesamiento, considerando varias distancias de los yacimientos con respecto a la costa.

Es importante señalar, que los datos incluidos en este trabajo son obtenidos de la literatura abierta y cuyas referencias se indican al final.

C A P I T U L O

II

II. GENERALIDADES

Si bien, la mayor parte del petróleo producido en el mundo proviene de yacimientos localizados en tierra, los océanos que ocupan el 70.8% de la superficie terrestre o sea 361 millones de kilómetros cuadrados y de esta extensión el 7.5% es de plataforma continental con profundidad que raramente excede 200 metros, ofrecen perspectivas de localización de reservas.

Los nuevos avances tecnológicos, han permitido el descubrimiento de nuevos y ricos mantos petrolíferos localizados en el mar dentro de la plataforma continental, trayendo consigo un constante desarrollo tecnológico, tanto en el campo de la exploración como de la explotación de estos yacimientos. Se han perforado pozos marinos en más de 90 países y se obtiene producción de 30 de ellos, contribuyendo con aproximadamente el 16% de la producción mundial de petróleo (10 millones de barriles por día). En la Sonda de Campeche, se han desarrollado plataformas tanto de perforación como de producción desde el año de 1947, con tirantes de agua desde 6 metros (20 pies) y 1200 toneladas de peso, hasta 305 metros (1000 pies) y 35000 toneladas en 1975, en el Mar del Norte.

II.1 Panorama petrolero.

II.1.1 Reservas

De acuerdo a datos publicados en marzo de 1982, México, ocupa a nivel mundial el cuarto lugar en reservas probadas, tabla

II.1, después de Arabia Saudita, Kuwait y la URSS. Esto se debe a los descubrimientos y el desarrollo de los estratos mesozoicos de los estados Chiapas-Tabasco, que comprenden un área de 7,000 Km² y la Sonda de Campeche con 8,000 Km².

Actualmente sigue siendo la cuarta potencia mundial con 72,000 millones de barriles, tabla II.2, encontrándose la mayor parte de estas reservas en la Sonda de Campeche (34,000 millones de barriles) y en el área Chiapas-Tabasco (13,000 millones de barriles).

TABLA II.1 RESERVAS PROBADAS A NIVEL MUNDIAL

| PAYS | CRUDO (MM BBL) | GAS (X10 ⁹ Ft ³) |
|----------------|----------------|---|
| ARABIA SAUDITA | 164,600 | 114,000 |
| KUWAIT | 64,480 | 30,500 |
| URSS | 63,000 | 1,260,000 |
| MEXICO | 56,990 | 75,350 |

TABLA II.2 RESERVAS TOTALES DE HIDROCARBUROS PARA MEXICO (1)

| | |
|-------------|---------|
| PROBADAS | 72,000 |
| PROBABLES | 90,000 |
| POTENCIALES | 250,000 |

(1) MMBBL EQUIVALENTES.

II.1.2 Producción.

La actividad petrolera en México, se realiza tanto en tierra como en mar. La producción promedio de los primeros 6 meses de 1981 fue de 1,400,000 barriles por día, de los cuales el Golfo de Campeche, contribuyó con los campos Cantarell, Abkatún, Ku y Pol, con 1,100,000 barriles por día, lo que equivale al 48.01 de la producción total. La actividad total costafuera corresponde al 48.7%, incluyendo los campos Isla de Lobos, Marposa y Barge en la plataforma continental de Tamaulipas y Veracruz.

II.1.3 Programa de explotación.

Los nuevos descubrimientos, han traído consigo que actualmente se concentre la actividad exploratoria en el cordón Chiapas-Tabasco en tierra y el Golfo de Campeche en mar, con muy buenos resultados y más de una docena de descubrimientos. En otros países, se perforan de 12,000 a 16,000 pozos exploratorios al año, con un promedio de éxitos del 12 al 20%, sin incremento sustancial de reservas. En México se perforaron 83 pozos en 1981 con un promedio de éxitos del 52%, incorporando volúmenes considerables a las reservas. Para el periodo 1983-1989, en México, se contempla la perforación de un mínimo de 500 pozos de exploración, pero de acuerdo a la política de México se podrá aumentar si las necesidades así lo requieren.

De acuerdo a datos publicados por la Secretaría de Programación y Presupuesto, Petróleos Mexicanos, ha establecido un programa de explotación para la Sonda de Campeche, estimando una

producción tanto de crudo y de gas hasta el año de 1990 como es mostrado en la tabla II.3.

| TABLA II.3 PRONOSTICO DE PRODUCCION DE CRUDO Y GAS PARA LA SONDA DE CAMPECHE | | | |
|--|------------------------------|--------|-----------------------------|
| AÑO | PRODUCCION DE CRUDO (MM BPD) | | PRODUCCION DE GAS (MM PCSD) |
| | PESADO | LIGERO | |
| 1982 | 1.606 | 0.142 | 850.337 |
| 1983 | 1.695 | 0.128 | 891.116 |
| 1984 | 1.736 | 0.130 | 926.851 |
| 1985 | 1.788 | 0.199 | 1031.451 |
| 1986 | 1.672 | 0.386 | 1184.131 |
| 1987 | 1.571 | 0.608 | 1374.885 |
| 1988 | 1.477 | 0.782 | 1516.494 |
| 1989 | 1.388 | 1.004 | 1708.407 |
| 1990 | 1.391 | 1.122 | 1919.285 |
| 1991 | 1.344 | 1.272 | 2114.366 |
| 1992 | 1.296 | 1.422 | 2299.447 |
| 1993 | 1.242 | 1.573 | 2484.528 |
| 1994 | 1.201 | 1.723 | 2669.609 |
| 1995 | 1.154 | 1.873 | 2854.690 |

- El crudo pesado ó Cantarell, corresponde al de los campos Akal, Nohoch y Ku.
- El crudo ligero o no Cantarell, corresponde a los campos Pol, Abkatún, Ixtoc y Chuck.
- La producción de crudo del año 1982 a 1990 corresponde a la producción estimada por datos base del gobierno federal, la producción de los cinco años restantes fue estimada por regresión lineal. Sin embargo debido a las nuevas políticas de los precios y niveles de producción estos valores pueden verse afectados fuertemente.

II.1 Ubicación de los yacimientos.

Actualmente surge la teoría de que el mesozoico de Chiapas-Tabasco y la Sonda de Campeche no son sino parte de un gran todo con continuidad geológica, que constituye una de las grandes fajas petroleras en el mundo. Esto se ha correlacionado por los trabajos en tierra, donde se encontraron los primeros yacimientos de la zona de Huimanguillo a 100 Km costa adentro. Las últimas manifestaciones, se han encontrado en el campo Arrastradero, ya a la orilla del mar. Esto viene a confirmar la teoría de que hay una correlación entre las formaciones de tierra y las de mar. El desarrollo de campos que producen en tierra se va acercando cada vez más al mar y los marinos cada vez más a tierra.

Los campos que producen actualmente en la Sonda de Campeche, se indican en la tabla II.4, destacando por su magnitud el campo Cantarell, considerado como uno de los campos supergigantes del mundo y que incluye a los campos Akal, Nohoch, Chac y Ha.

En la figura No. II.1, se puede ver la localización aproximada tanto de los campos productores, como de los campos de reciente descubrimiento, asimismo se localizan las estructuras mesozoicas Chiapas-Tabasco y marina de Campeche.

II.3 Tipos de yacimientos y tipo de crudo.

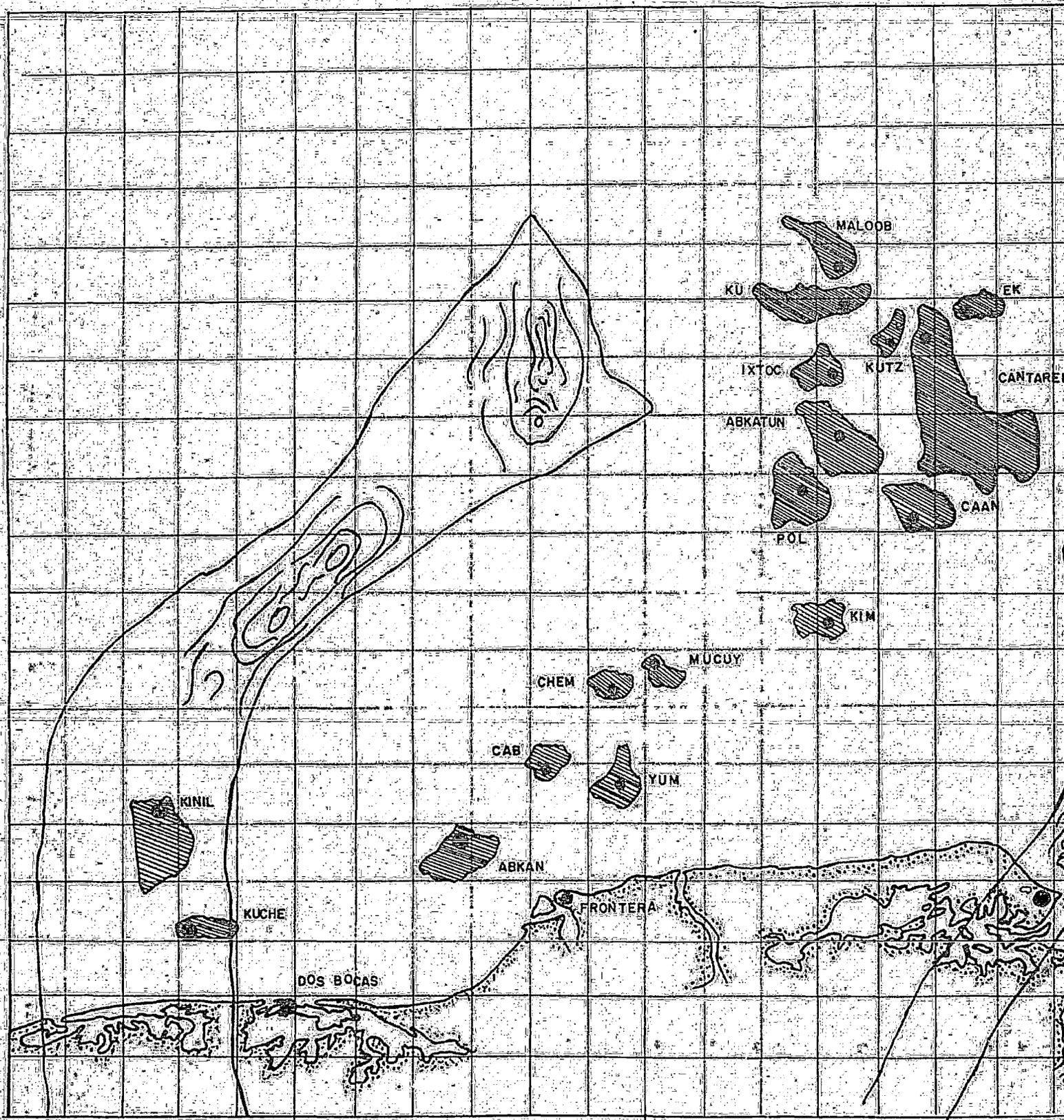
Los depósitos que producen petróleo líquido, también contienen gas natural y agua. Algunos depósitos producen gas natural "seco", es decir, que no contienen vapores condensables, pero

TABLA II.4
CAMPOS PRODUCTORES DE LA SONDA
DE CAMPECHE

| CAMPO | ACEITE (M. BPD) | GAS (MM PCS) | FECHA DE INICIO DE PRODUCCION |
|-----------|--------------------|-----------------|----------------------------------|
| ABKATUN | 82.9 | 82 | 2 Julio, 1980 |
| CANTARELL | 1145.1 | 496 | 24 Junio, 1979 |
| KU | 60.2 | 28 | 24 Marzo, 1981 |
| POL | 31.2 | 21 | 8 Marzo, 1981 |

generalmente también hay agua presente. Los fluidos contenidos en esos yacimientos, por lo tanto, consisten de sistemas de dos o tres fases en los que se hallan componentes líquidos y gaseosos. La mayoría de las formaciones que tienen aceite son de origen marino y el agua retenida por ellos es generalmente agua de mar que contiene sales disueltas, por esto las aguas nativas atrapadas en formaciones sedimentarias son con frecuencia altamente salinas.

Los yacimientos se clasifican, en forma general, de acuerdo a las propiedades de los fluidos que contienen, en yacimientos de crudo pesado, ligero, superligero (o de aceite volátil) y de gas y condensados. No hay una delimitación precisa entre un petróleo ligero (considerado junto con los crudos pesados como "petróleo negro" o de bajo encogimiento) y un petróleo volátil o de "alto encogimiento".



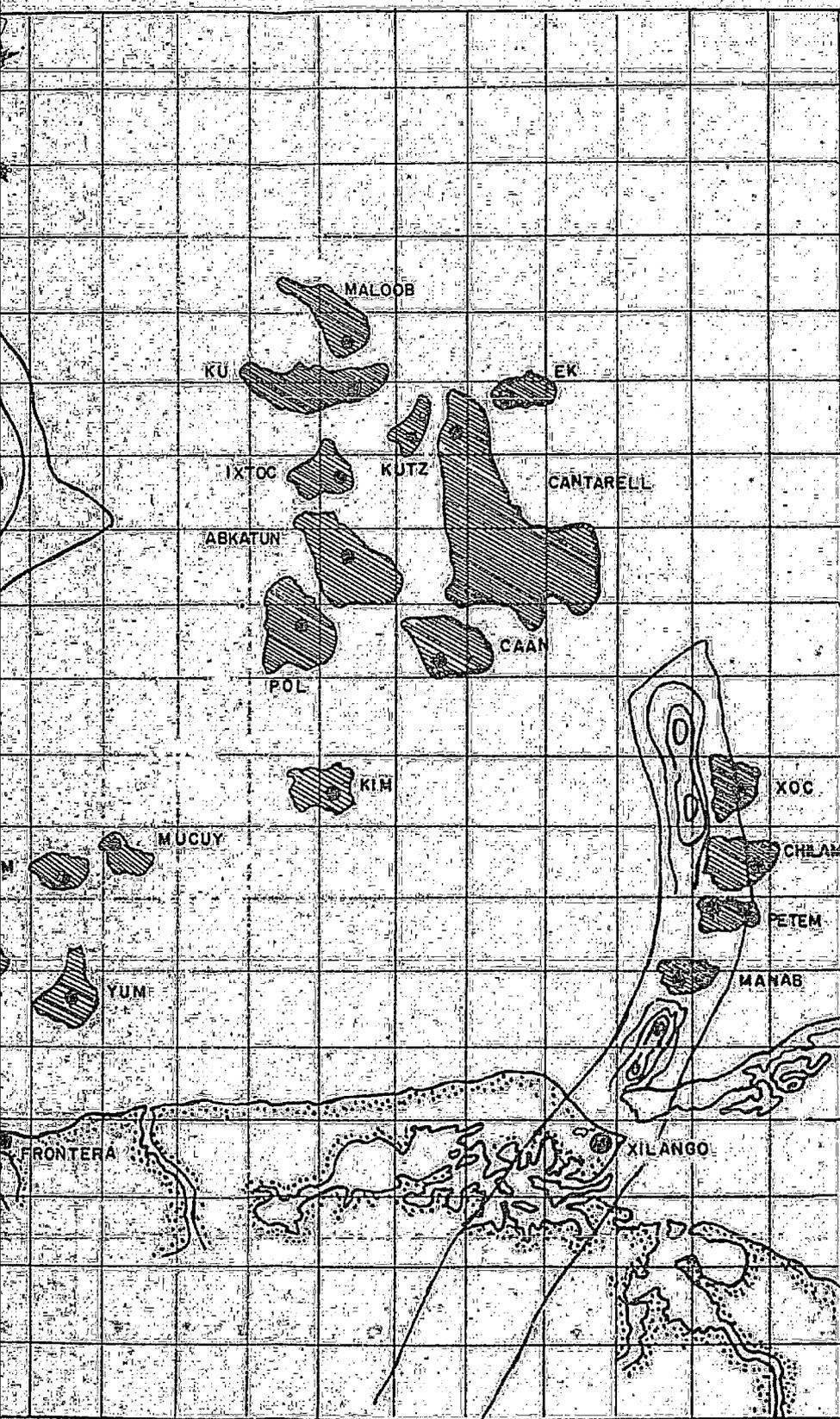


FIG. II.1 LOCALIZACION DE YACIMIENTOS.

30 Km

| |
|-----------------------------|
| FACULTAD DE QUIMICA |
| FELIPE J. TREJO SALAS |
| TESIS PROFESIONAL |
| LOCALIZACION DE YACIMIENTOS |

Los yacimientos de gas y condensados, producen con relaciones iniciales gas-aceite en el rango de 225-1000 m^3/m^3 ; la densidad API de los líquidos son mayores de 39 grados, el contenido de componentes pesados (C_7^+) en el fluido original es menor al 11%; la temperatura del yacimiento es mayor de 95 °C, aunque hay que considerar que hay un aumento gradual de temperatura con la profundidad bajo de la superficie de la tierra, el incremento de 1 °C por cada 27.5 metros de profundidad es una cifra promedio aproximada. Los yacimientos de aceite ligero y pesado, producen con relaciones iniciales gas-aceite de menos de 170 m^3/m^3 , el contenido de componentes pesados es mayor al 30%. La densidad de los crudos ligeros varía en el rango de 20 a 32 °API y la de pesados es de 20 °API o menos.

En México, se cuenta con yacimientos cuyos hidrocarburos son tan pesados como los del campo Ebano-Pánuco (12 °API) y constituciones (17 °API), localizados en la zona norte; yacimientos de aceite menos pesado como el del campo Cantarell (21.3 °API) en el Golfo de Campeche; yacimientos de aceite ligero como el campo Cactus (31.5 °API) en Chiapas y de gas y condensados como el campo Agave (41.7 °API). En la tabla II.5 se indica un resumen de algunos de los campos productores en México y su densidad API.

TABLA II.5 CAMPOS PRODUCTORES EN MEXICO

| ZONA | NOMBRE DEL CAMPO | FECHA DE DESCUBRIMIENTO | %API |
|-------------------|------------------|-------------------------|------|
| NORTE | ARENQUE | 1970 | 26.0 |
| | EBANO PANUCO | 1901 | 12.0 |
| | CONSTITUCIONES | 1956 | 17.0 |
| | CHICONTEPEC | 1973 | 34.1 |
| | TRES HERMANOS | 1959 | 21.0 |
| | MARSOPA | 1974 | 39.0 |
| CENTRO | ATUN | 1966 | 37.0 |
| | BAGRE | 1973 | 33.0 |
| | POZA RICA | 1930 | 35.0 |
| | EL MURO | 1965 | 17.0 |
| SUR | LA VENTA | 1954 | 41.0 |
| | EL BURRO | 1931 | 26.0 |
| | AGAVE | 1977 | 41.7 |
| | ARROLLO ZANAPA | 1978 | 38.9 |
| | CACTUS | 1972 | 31.5 |
| | GASTARRICAL | 1967 | 29.3 |
| | TUPILCO | 1959 | 27.0 |
| | EL GOLPE | 1963 | 25.7 |
| | COPANO | 1977 | 43.9 |
| GOLFO DE CAMPECHE | CANTARELL | 1976 | 21.3 |
| | ABKATUN | - | 31.0 |
| | KU | - | 21.4 |
| | POL | - | 33.0 |

11.4 Métodos de producción costafuera:

Mundialmente las compañías de producción costafuera de crudo y gas, se enfrentan con múltiples problemas de operación, pues deben enfrentarse a dificultades que involucran la explotación de hidrocarburos, predicción climatológica, transportación en embarcaciones, leyes marinas, regulaciones de contaminación y algunas otras. Un factor relacionado con estos problemas es la tecnología y las prácticas de producción. Enseguida se mencionan los métodos comunes para manejar la producción de crudo costafuera:

- 1.0 El pozo produce poco volumen, sobre la plataforma se localizan tanques de estabilización y el crudo se envía a tierra.
- 2.0 El pozo es perforado en una ubicación individual en donde se separa el crudo y se envía a una central recolectora o a pequeñas estaciones satélite. No hay almacenamiento en la plataforma y el crudo es transportado a costa o almacenado en recipientes flotantes en el sitio.
- 3.0 Los pozos producen hacia una plataforma central, donde se separa el crudo y el gas. El crudo es transportado a la costa.
- 4.0 Los pozos producen continuamente con facilidades de almacenamiento sobre la misma plataforma y el crudo es embarcado a la costa.

5.0 Los pozos se encuentran en una plataforma pequeña y producen en almacenadores flotantes anclados cerca.

6.0 Pozos localizados cerca de la costa, producen directamente a la costa, facilitando la producción a través de una sola línea de flujo o a través de un sistema recolector.

Aunque las técnicas de producción son varias, lo más común es que se utilice la número tres, de tal manera que es práctica común enviar el crudo de los pozos a una plataforma de producción, donde se separa el crudo y el gas, enviándose estos fluidos a través de oleoductos y gasoductos a tierra.

II.5 Instalaciones típicas en México de producción de crudo costafuera.

Las instalaciones involucradas en la explotación de los campos marinos del Golfo de Campeche, se ha venido desarrollando en forma acelerada, debido a la alta productividad de los pozos.

Actualmente la producción de la Sonda de Campeche, asciende a más de 1,250,000 barriles por día, lo que ha requerido la instalación y construcción de más de 500 kilómetros de líneas submarinas y más de 40 plataformas; dichas plataformas se han clasificado de acuerdo a su función en: Plataformas de perforación, producción temporal, producción permanente, compresión, enlace y habitacionales.

Plataforma de perforación.

Para la etapa de exploración, se usan para confirmar la existencia de hidrocarburos en yacimientos mediante la perforación de un pozo exploratorio con equipo móvil de perforación. Mediante el índice de productividad y la estimación de la magnitud del yacimiento, se decide desde el punto de vista económico llevar a cabo la explotación del yacimiento o no. En este último caso se taponar el pozo. En caso de decidir llevar a cabo la explotación del campo, se puede incorporar el pozo exploratorio a producción o se taponar el pozo y se inicia el desarrollo del campo mediante plataformas fijas de perforación.

Plataforma de producción.

En estas instalaciones, se cuenta con un sistema para separar la mezcla a dos fases, proveniente de los pozos perforados. Los equipos necesarios para lograr esto son separadores que operan de alta a baja presión, rectificadores de gas y un sistema de bombeo para enviar el crudo a una plataforma de enlace para su posterior envío a tierra.

Plataforma de compresión.

Básicamente está constituida por el sistema de compresión, que incluye enfriamiento inter-etapas, tanques separadores para recuperación de condensados, deshidratación de gas y un sistema -

de endulzamiento de gas utilizado como combustible.

Plataforma de enlace:

Tiene como finalidad recolectar el aceite y el gas de las plataformas de producción y compresión, para que estos fluidos sean enviados a través de oleoductos y gasoductos a tierra.

II.6 Instalaciones típicas de producción en tierra.

La producción de aceite y gas de los campos en tierra, se maneja mediante baterías de recolección, medición, almacenamiento y bombeo, así como estaciones de compresión.

Batería de separación.

Una batería de separación está constituida básicamente de separadores, que pueden operar a alta, intermedia o baja presión, para separar la mezcla proveniente de los pozos de perforación. Incluye también un sistema de manejo de condensados, así como un sistema de recuperación de vapores. Es importante señalar que el petróleo producido en las baterías se envía a centrales de almacenamiento y bombeo para su recolección, en donde se le acondiciona para que reúna las condiciones para su exportación o consumo en refinerías.

Estación de compresión.

El gas obtenido de las baterías, se envía a gasoductos de alta, intermedia o baja presión, ya sea para aumentarle la presión en estaciones de compresión o para recolectarlo. Las estaciones cuentan con sistemas para comprimir el gas que se envía a plantas Endulzadoras, Fraccionadoras y Criogénicas para usarlo posteriormente o para su exportación.

II.7 Tipos de procesamiento.

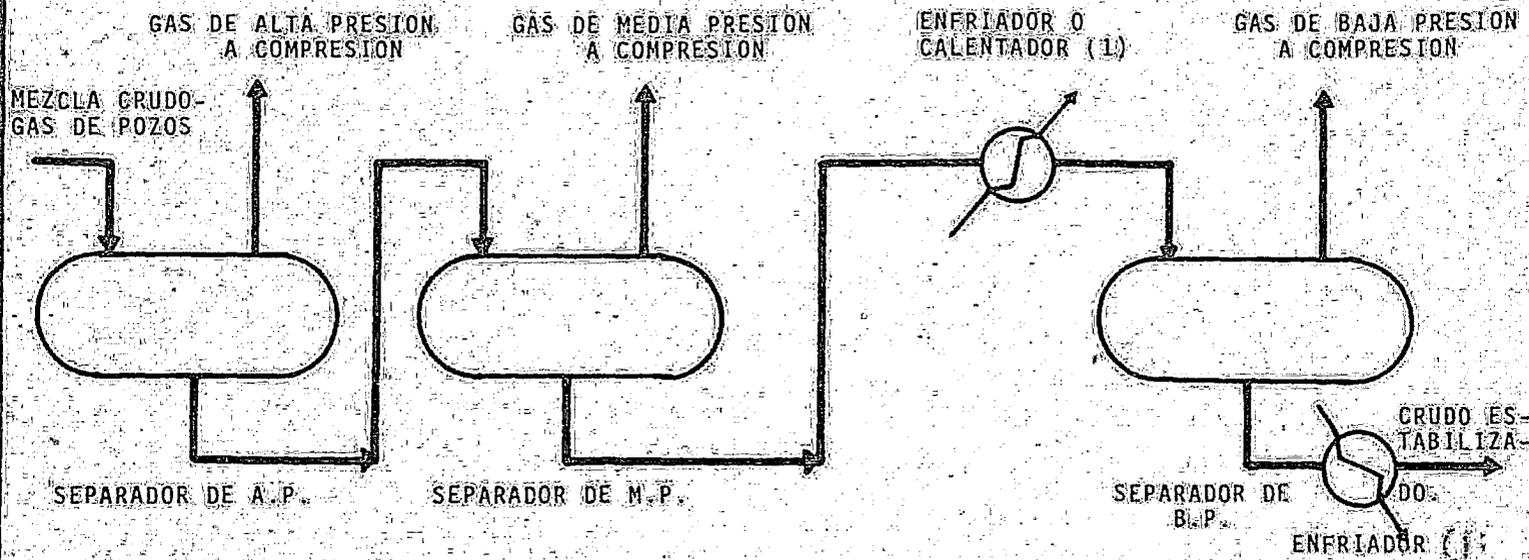
Estabilización de crudo.

Se entiende por estabilización de crudo, al proceso mediante el cual se lleva a cabo la separación de hidrocarburos ligeros del aceite para modificar de esta manera las condiciones del crudo extraído del yacimiento y obtener las condiciones y especificaciones requeridas para su posterior almacenamiento, transporte, exportación o utilización en procesos de refinación.

Para alcanzar una mayor selectividad en procesos de separación, el método que se ha usado tradicionalmente en la industria, es la separación multietapas y sus variaciones. A continuación se describen los esquemas mas comunes de separación:

1.0 Separación multietapas simple.

La figura II.2.1 muestra este esquema, en el que la estabilización se realiza mediante expansiones sucesivas, la última de las cuales se lleva a cabo a una presión cercana a la atmosférica.



NOTA:

1) SU UTILIZACION DEPENDE DE LAS CARACTERISTICAS FISICO-QUIMICAS Y TEMPERATURA DEL CRUDO.

| |
|---------------------------------|
| FACULTAD DE QUIMICA |
| F. J. TREJO SALAS |
| TESIS PROFESIONAL |
| SEPARACION MULTITAPAS SIMPLE |
| UNAM EIC III 2.1 1983 |

rica en un separador o tanque desgasificador. Las especificaciones de presión de vapor y contenido de H_2S se alcanzan en la última etapa de separación por ajuste de la temperatura de expansión.

2.0 Separación multietapas con recuperación de condensados.

Este método de estabilización se describe en la figura II.2.2. Es una modificación de la separación multietapas simple, obtenida a través de la recuperación de condensados de gas asociado y su reinyección al crudo.

El objetivo de este método es la producción de un crudo con baja presión de vapor a la salida de la última etapa, por la eliminación de la mayor parte del etano y el ajuste de la PVR (Presión de vapor Reid) por la inyección controlada de condensados estabilizados. Para tal fin el gas separado en la última etapa se comprime y se enfría, los condensados producidos se fraccionan en una columna de destilación y el residuo de la columna se ajusta para producir, después de mezclarse con el aceite del último separador, un crudo en conformidad con las especificaciones.

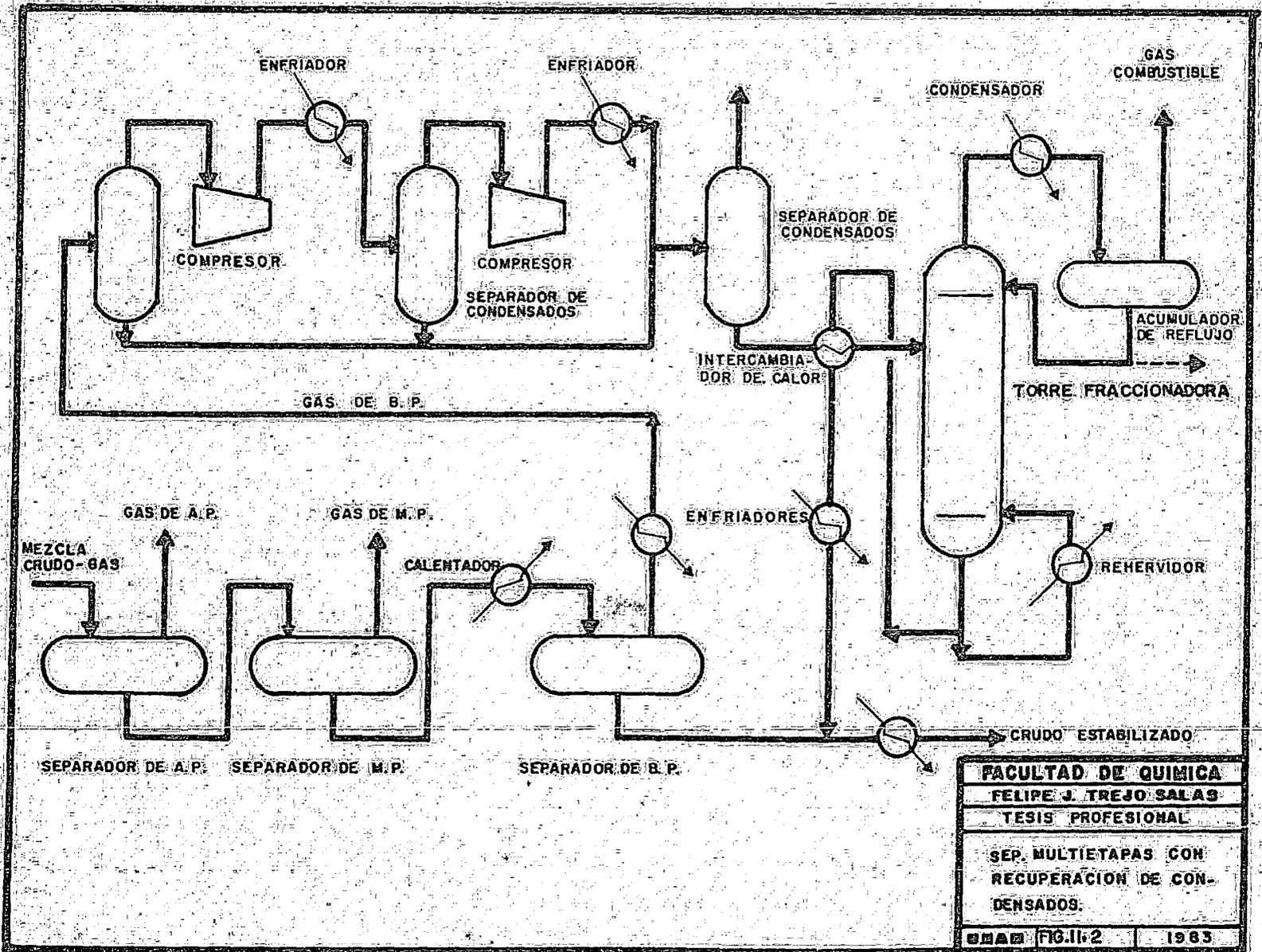
3.0 Agotamiento en frío.

Este esquema se encuentra representado en la figura II.2.3. Requiere de una torre de agotamiento por medio de gas para ajustar la especificación de H_2S y un tanque de expansión final para ajustar la presión de vapor.

El gas utilizado para el agotamiento puede ser el gas obtenido en la segunda etapa de alta presión, ya que es el gas con menor contenido de H_2S , o también puede usarse un gas combustible proveniente de una planta endulzadora, lo que aumentaría la eficiencia del agotamiento.

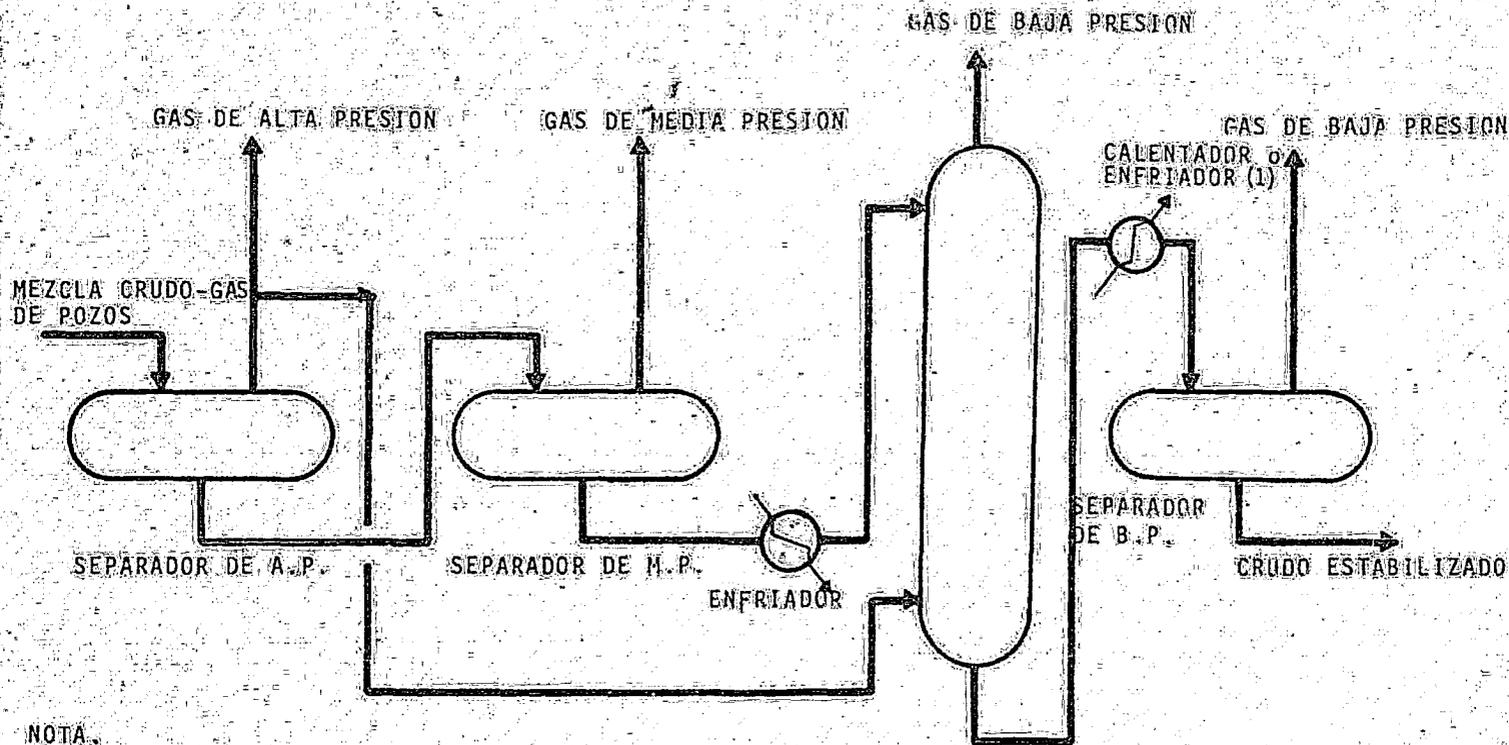
4.0 Agotamiento con calentamiento.

La diferencia entre este método y el anterior estriba en que este involucra un agotamiento en una torre con rehervidor como se representa en la figura II.2.4.



19

| | |
|---|-----------|
| FACULTAD DE QUIMICA | |
| FELIPE J. TREJO SALAS | |
| TESIS PROFESIONAL | |
| SEP. MULTIETAPAS CON RECUPERACION DE CON- DENSADOS. | |
| UNAM | FIG. II-2 |
| | 1983 |



NOTA.

(1) SU UTILIZACION DEPENDE DE LAS CARACTERISTICAS FISICO-QUIMICAS Y TEMPERATURA DEL CRUDO.

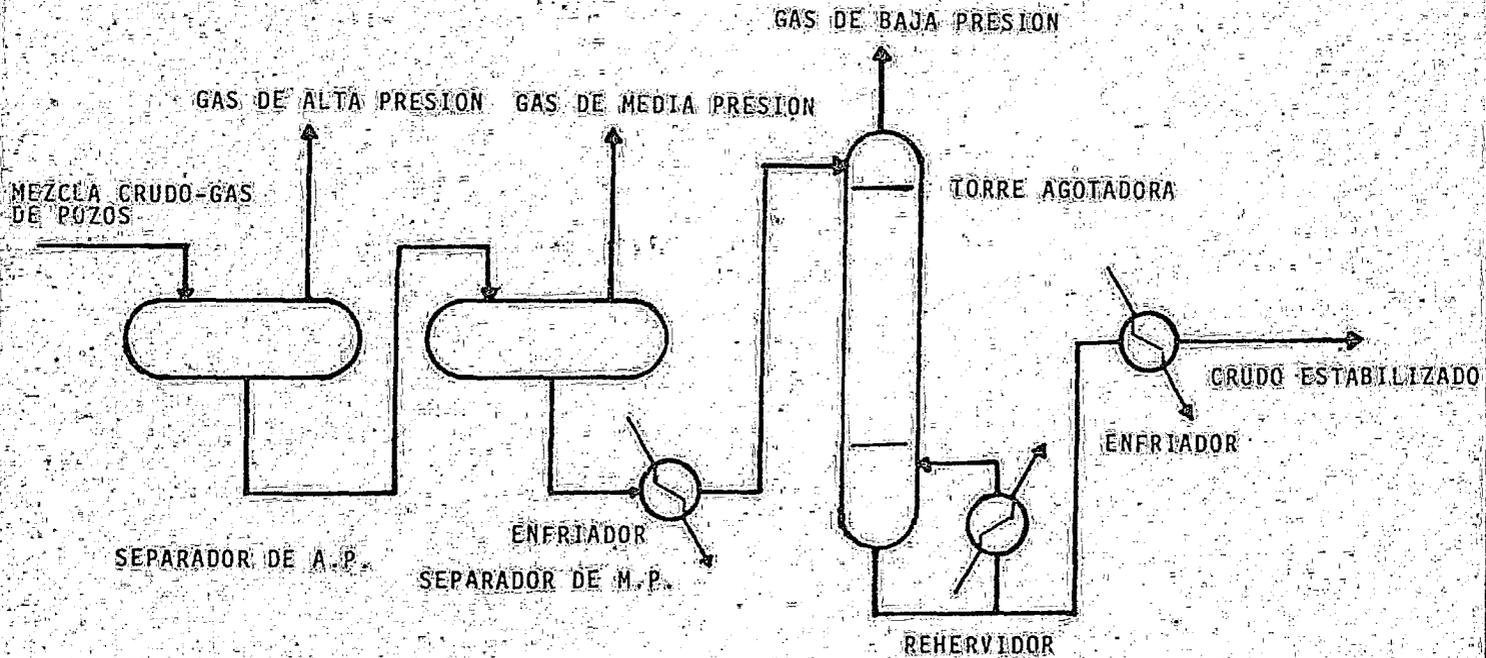
FACULTAD DE QUIMICA

F. J. FREJO SALAS

TESIS PROFESIONAL

FIG. II.2.3 SISTEMA DE ADOPTAMIENTO EN FRIO

UNIV. FIG. II.23 1963



| | | |
|---|-------------|------|
| FACULTAD DE QUIMICA | | |
| FELIPE J. TREJO SALAS | | |
| TESIS PROFESIONAL | | |
| FIG. II.2.4 SISTEMA DE AGOTAMIENTO CON CALENTAMIENTO. | | |
| UNAM | FIG. II.2.4 | 1983 |

La torre agotadora permite ajustar la especificación de H_2S y de presión de vapor, mediante el control de temperatura en el rehervidor. Es conveniente controlar la temperatura del aceite a la entrada de la torre para optimizar la recuperación.

5.0 Estabilización en dos etapas de fraccionamiento.

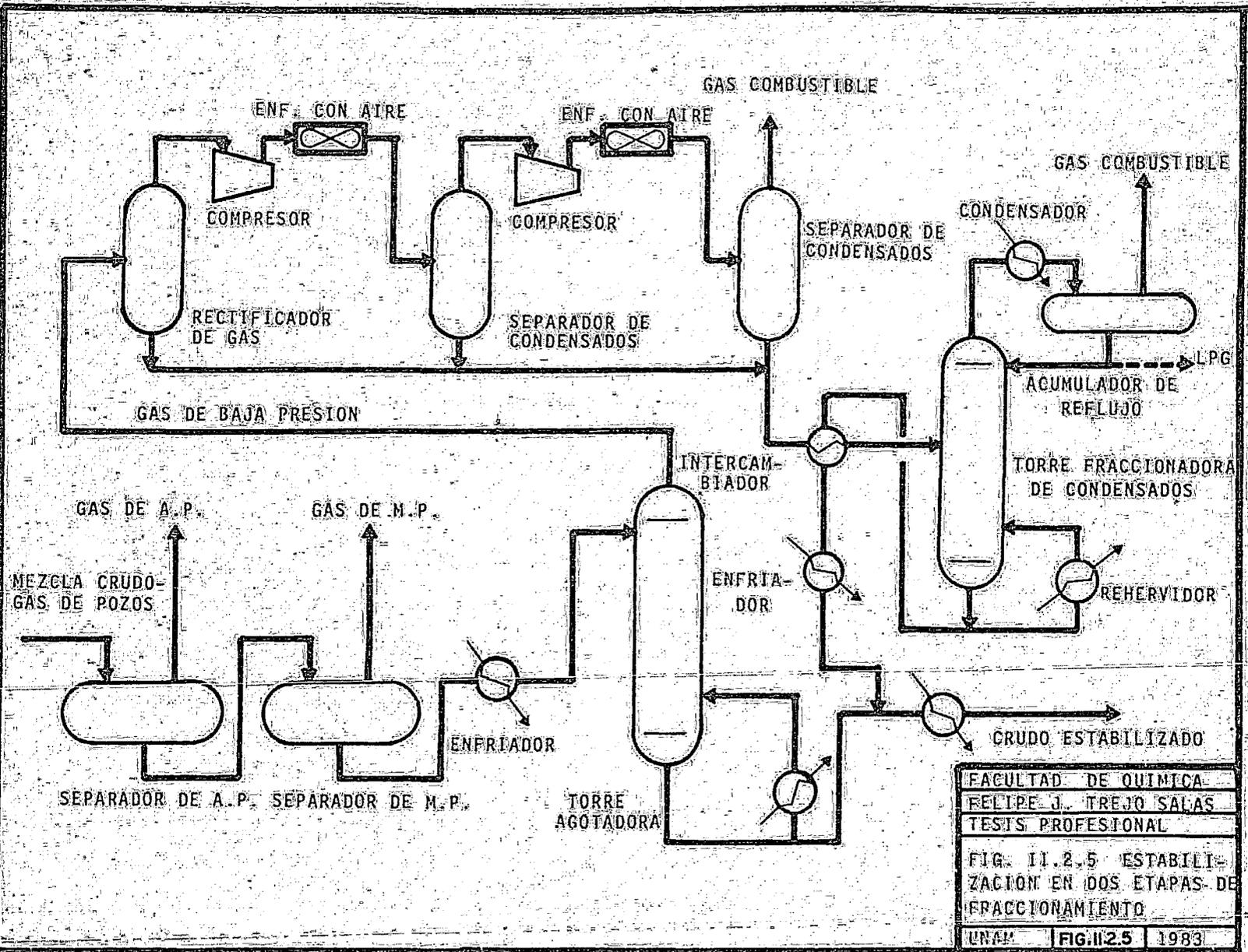
Este proceso es una versión mejorada del agotamiento con calentamiento, mediante el tratamiento del producto de domos de la torre agotadora. Se encuentra esquematizado en la figura II.2.5.

Los gases de salida del domo de la torre agotadora, se comprimen fraccionándose los condensados producidos en una columna, cuyo residuo rico en condensados pesados se reinyecta al crudo. Debido a lo anterior presenta mayor selectividad que cualquiera de los métodos mencionados.

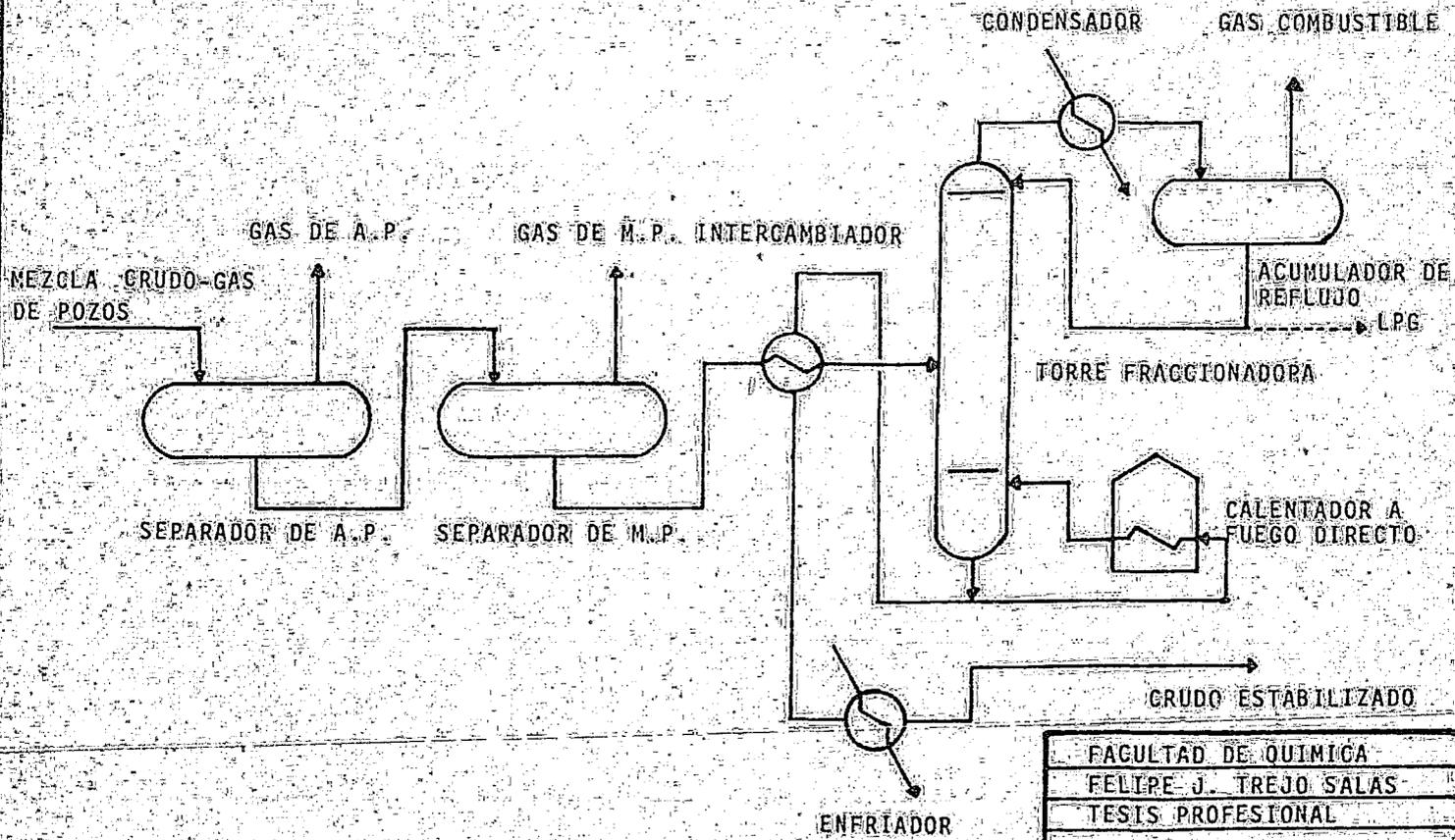
6.0 Estabilización con reflujo.

Este proceso se lleva a cabo en una columna de estabilización operando a reflujo, lo que implica tener una carga térmica muy grande en el rehervidor. El calor del producto de fondos se aprovecha en la alimentación a la columna estabilizadora como lo muestra la figura II.2.6.

Para poder seleccionar un proceso, es necesario establecer los criterios de selección que estén basados en factores que impon-



| | | |
|---|-------------|------|
| FACULTAD DE QUIMICA | | |
| REIPE J. TREJO SALAS | | |
| TESIS PROFESIONAL | | |
| FIG. II.2.5 ESTABILIZACION EN DOS ETAPAS DE FRACCIONAMIENTO | | |
| UNAM | FIG. II.2.5 | 1983 |



| | | |
|--|-------------|------|
| FACULTAD DE QUIMICA | | |
| FELIPE J. TREJO SALAS | | |
| TESIS PROFESIONAL | | |
| FIG. II.2.6 ESTABILIZACION CON REFLUJO | | |
| UNAM | FIG. II.2.6 | 1983 |

gan restricciones a los esquemas. Enseguida se enumeran dichos criterios al mismo tiempo que se explica su influencia en cada una de las alternativas. En esta parte únicamente se lleva a cabo una descripción muy somera de estos criterios, ya que el hacer un planteamiento más amplio no cae dentro de los objetivos de esta tesis. Para obtener mayor información habrá que plasmar todos aquellos estudios que fueron realizados anteriormente para llegar a la alternativa seleccionada.

1.0 Funcionalidad del proceso.

El procesamiento del crudo debe desarrollarse en forma sencilla y eficaz, además de cumplir con las especificaciones del producto (PVR y contenido de H_2S principalmente) y tener una recuperación aceptable. De las alternativas consideradas, la estabilización en dos etapas de fraccionamiento y la de estabilización con reflujo son las que cuentan con una recuperación mayor y cumplen en forma más adecuada con las especificaciones del producto. En los otros esquemas la recuperación y el cumplimiento con los requerimientos del producto son un poco más modestas a excepción del sistema de separación multietapas simple que es más limitado, aunque cubre las condiciones del proceso fijadas con anterioridad.

2.0 Requerimiento de espacio.

El espacio disponible tan reducido para la instalación de la planta en una plataforma marina, obliga a eliminar aque

llas alternativas con equipo excesivo o demasiado voluminoso.

Mediante la aplicación de este criterio, se eliminan los métodos de estabilización en dos etapas de fraccionamiento, debido al excesivo número de equipos que involucra y el de estabilización con reflujo por los problemas que ocasiona en una plataforma el arreglo e instalación de un calentador a fuego directo y una torre de destilación.

3.0 Seguridad.

El incumplimiento de normas básicas de seguridad o la posibilidad de que se produzcan accidentes graves durante la operación invalidan las alternativas en que pudieran presentarse estos problemas.

Los esquemas cuya instalación plantea un riesgo considerable, debido a que el equipo utilizado se estima involucre cargas térmicas extremadamente grandes, son los sistemas de agotamiento con calentamiento y el de estabilización con reflujo. Con este criterio se reafirma la eliminación de este último sistema y no se recomienda la implementación del primero.

4.0 Flexibilidad.

Este parámetro tiene por objeto mostrar la capacidad de la planta para continuar operando y obteniendo crudo estabili-

zado, aún cuando se presenten variaciones en las condiciones y especificaciones del aceite proveniente del pozo o por alguna falla en algún equipo de proceso. Los sistemas de agotamiento en frío y en caliente, presentan la imperiosa necesidad de evitar ingresos súbitos de agua a la torre agotadora, lo cual no siempre es posible debido a la ineficiencia de los deshidratadores de crudo (los cuales no se consideran en los esquemas), también tiene el inconveniente de que para asegurar un agotamiento eficiente en la torre, es menester conocer el contenido de H_2S en la alimentación, lo cual los hace inoperante en una plataforma marina.

II.8 Simulador de procesos (SP).

En términos generales, la función de un sistema de procesamiento químico es la de convertir materias primas en productos más útiles o de mayor precio, por medio de alguna transformación físicoquímica.

La simulación de procesos es la representación de un proceso químico por medio de un modelo matemático, el cual es resuelto para obtener información del comportamiento del proceso químico. El modelo matemático es generalmente un programa de computadora el cual se conoce como Simulador de Procesos.

Un simulador de procesos (SP), es un programa que realiza los

balances de materia y energía de diversos procesos químicos de refinación y petroquímicos en estado estacionario y la evaluación de las propiedades termofísicas de las corrientes involucradas en los mismos, proporcionando información suficiente para llevar a cabo la ingeniería básica y de detalle de un proyecto industrial, como lo es el diseño de equipos y tuberías, sistemas de servicios auxiliares, estimación de costos, etc.

Los simuladores son desarrollados para representar una mayor variedad de plantas o procesos, por lo que brindan una gran flexibilidad de aplicación, siendo muy usados por firmas de ingeniería y por universidades para la enseñanza de la Ingeniería Química.

Los elementos básicos de este tipo de simuladores son: Un conjunto de módulos (relaciones funcionales en forma de subprogramas) que representan a los equipos u operaciones unitarias comúnmente presentes en los procesos; un conjunto de correlaciones generalizadas para el cálculo de propiedades termofísicas y un programa ejecutivo para dirigir el orden de resolución de los diferentes módulos y controlar el flujo de información entre los mismos.

Mediante el SP, también es posible estudiar el comportamiento de plantas existentes bajo diversas condiciones de operación y analizar las respuestas del proceso a las modificaciones en las variables de operación.

Para llevar a la práctica la "Simulación" de un proceso, es ne-

es necesario disponer de un diagrama de flujo o esquema de proceso, que contenga todos los equipos y procesos que lo integran. Estos equipos o procesos, tal como se mencionó anteriormente, se representan por modelos matemáticos equivalentes a uno del SP; la resolución se efectúa recibiendo información de las corrientes relacionadas al módulo y de los parámetros de diseño del mismo.

Cada módulo representa distintas opciones de cálculo que difieren esencialmente de la información requerida y generada por la opción y en el tipo de equipo considerado.

La organización del programa provee al SP de una gran flexibilidad, en cuanto a que no se limita al número de veces que se puede utilizar el mismo tipo de módulo en una simulación. Finalmente, la secuencia de resolución de una simulación queda establecida mediante el orden en el cual el usuario suministra la información. La simulación de cada una de las alternativas que se plantean mas adelante se realizaron en el Simulador General de Procesos (SIMPROC) del Instituto Mexicano del Petróleo (IMP).

III.9 Diagramas de flujo de proceso.

Como se mencionó en el inciso anterior, para realizar la simulación de un proceso es necesario contar con un esquema de procesamiento, el cual será la base para elaborar posteriormente el

diagrama de flujo de proceso. Este diagrama es una representación gráfica y objetiva de la información más relevante del mismo y está diseñado para proporcionar información a todas las especialidades involucradas en el desarrollo de un proyecto, sobre las entradas y salidas de materia y energía, la secuencia de flujo del proceso, las características básicas del equipo y los controles principales de una manera clara y sencilla. El desglose de la información contenida en este diagrama sería la siguiente:

- Representación esquemática de los equipos de proceso y de las corrientes que los unen.
- Procedencia de las alimentaciones y destino de los productos de proceso.
- Balance de materia, en el que se indican las propiedades y condiciones específicas de las corrientes principales.
- Características básicas del equipo de proceso, que incluye para cada uno de ellos: Clave, número de unidades, servicio y sus dimensiones específicas.
- Representación esquemática de los controles mínimos requeridos por el proceso.
- Condiciones de operación de los puntos esenciales del proceso.
- Identificación de los servicios auxiliares utilizados en los distintos equipos del proceso.

Los diagramas de flujo de proceso para cada una de las alternativas estudiadas se realizaron de acuerdo a este punto y se indican en el capítulo número cuatro.

C A P I T O L O

III

III. BASES DEL ESTUDIO

III.1 Consideraciones generales.

Si bien, como anteriormente se mencionó en los métodos de producción costafuera, los pozos cercanos a la costa, producen directamente a la costa, en la literatura abierta consultada no se encuentran datos precisos acerca de la distancia a la que se realiza esto. En la tabla III.1 se indican algunos de los países que producen petróleo costafuera; en ella, se puede observar que la distancia de los campos a la costa varía de 80 a 333 kilómetros.

Teniendo en cuenta los datos de los yacimientos de la Sonda de Campeche, se considera que, si se eligen distancias de 30, 60 y 90 kilómetros con respecto a la costa, los campos localizados en los radios que cubren dichas distancias, serán objeto de determinar si conviene procesarlos en instalaciones localizadas en el mar, o si es preferible enviar su producción para su procesamiento en instalaciones en tierra.

III.2 Puntos de referencia y localización de yacimientos.

Puesto que las regiones con mayor probabilidad de localizar nuevos yacimientos son el área mesozoica Chiapas-Tabasco y la Sonda de Campeche, siendo la última zona con posibilidades de localizar yacimientos cercanos a la costa, los puntos que pueden ser

TABLA III.1 PAISES PRODUCTORES DE CRUDO COSTAFUERA.

| P A I S | DISTANCIA EN KM DE LOS CAMPOS A: | | PRODUCCION COSTA- FUERA (M BPD) | NUMERO DE PLA- TAFORMAS DE -- PRODUCCION. |
|---------------|----------------------------------|------------------------------------|------------------------------------|---|
| | LA COSTA | TERMINALES DE ALMA- CENAMIENTO. | | |
| MEXICO | 80-112 | 145-174 | 1700 | 8 |
| BRASIL | 83-145 | 152-214 | 450 | 8 |
| CHILE | 184-ND | - | 31 | 9 |
| PERU | 270-ND | - | 30 | ND |
| TRINIDAD | 80-ND | - | 240 | ND |
| MAR DEL NORTE | 167-333 | 167-333 | 1208 (1) | ND |
| INDONESIA | 32-ND (3) | - | 258 (2) | ND |

NOTAS:

ND NO DISPONIBLE

(1) PRODUCCION AL AÑO DE 1977

(2) PRODUCCION AL AÑO DE 1974

(3) ESTA DISTANCIA ES ENTRE LOS YACIMIENTOS Y UN BUQUE CAUTIVO
PARA EXPORTACION DE CRUDO.

considerados como de referencia son: Dos Bocas, Frontera o Xilango. Debido a que en Dos Bocas, Tab., se cuenta con cierta infraestructura para el almacenamiento de crudo a diferencia de los otros dos puntos, en el estudio se considera este lugar como punto de referencia y los yacimientos considerados son aquellos que se encuentren dentro de los radios de 30, 60 y 90 kilómetros con respecto al punto señalado.

III.3 Condiciones del yacimiento.

Se consideran las condiciones del yacimiento de crudo tipo ligero marino, cuya presión es de $373 \text{ Kg/Cm}^2 \text{ man.}$ (5299 Psig) a la temperatura de saturación de $140 \text{ }^\circ\text{C}$ (284 $^\circ\text{F}$).

III.4 Características de la alimentación.

III.4.1 Presión y temperatura.

La mezcla gas-aceite, se recibe en límites de batería a una presión de $7.383 \text{ Kg/Cm}^2 \text{ man.}$ (105 Psig) y a la temperatura final de transporte.

III.4.2 Composición típica del crudo a tratar.

Debido a que actualmente se desconoce la composición del crudo de campos cercanos a la costa, de acuerdo a datos publicados y tomando en cuenta que entre mas cercanos se encuentran los yacimientos a la costa son mas ligeros, se toma la composición del

crudo ligero marino.

Además, si tomamos en cuenta que un campo conforme pasa el tiempo declina su producción hasta que es necesario hacer uso de algún sistema para recuperar más aceite, la composición para el balance de materia y energía se toma en base húmeda, considerando que en un momento dado se inyecte agua a presión a esos yacimientos para lograr una mayor recuperación, de tal manera que el equipo involucrado absorba esta condición. La composición y propiedades del crudo a la alimentación, que pueden variar dependiendo del tipo yacimiento y de crudo, las consideradas en el estudio son las siguientes:

| COMPONENTE | % MOL |
|-----------------------------|--------|
| H ₂ O | 50.384 |
| H ₂ S | 0.442 |
| CO ₂ | 0.918 |
| N ₂ | 0.119 |
| C ₁ | 15.321 |
| C ₂ | 4.917 |
| C ₃ | 3.622 |
| I-C ₄ | 0.615 |
| N-C ₄ | 1.831 |
| I-C ₅ | 0.670 |
| N-C ₅ | 0.968 |
| C ₆ ⁺ | 20.193 |

Propiedades del crudo en la alimentación.

Densidad: 46.67 °API

Gravedad específica: 0.79

Relación Gas-aceite: 85 m³ Std/m³ (470 Pie³ Std/Bbl)

Contenido de H₂S: 2200 ppm

— Peso molecular promedio: 69.4

III.4.3 Capacidad

El flujo de alimentación a la planta es el mismo para las tres alternativas y se fijó un valor de 291,210 BPD equivalentes (evaluados a 15.6 °C) para una producción de crudo estabilizado de 200 MBPD.

III.5 Condiciones ambientales

Se consideran las siguientes temperaturas del medio ambiente para el transporte de fluidos:

| | TEMPERATURA MAXIMA °C (°F) | TEMPERATURA MINIMA °C (°F) |
|-------------|----------------------------------|----------------------------------|
| AGUA DE MAR | 29 (85) | 20 (68) |
| AIRE | 41 (105) | 27 (80) |

III.6 Condiciones de transporte.

a). Procesamiento en mar.

Las condiciones que se toman en cuenta para el transporte de los fluidos son las típicas que prevalecen en instalaciones actuales y que son las siguientes:

Crudo:

| | | |
|-----------------------------|----|-------------------------------|
| Presión de transporte: | 70 | Kg/Cm ² (1000Psig) |
| Presión mínima en la costa: | 4 | Kg/Cm ² (60Psig) |

Gas.

| | | |
|-----------------------------|------|--------------------------------|
| Presión de transporte: | 84 | Kg/Cm ² (1200 Psig) |
| Presión mínima en la costa: | 24.6 | Kg/Cm ² (350 Psig) |
| Presión de recompresión: | 84 | Kg/Cm ² (1200 Psig) |

Presión mínima de llegada a Petroquímica: 70 Kg/Cm^2 (1000 Psig)

En las figuras III.2 y III.3 se indican las condiciones de transporte para las alternativas que consideran el procesamiento en mar.

b). Procesamiento en tierra.

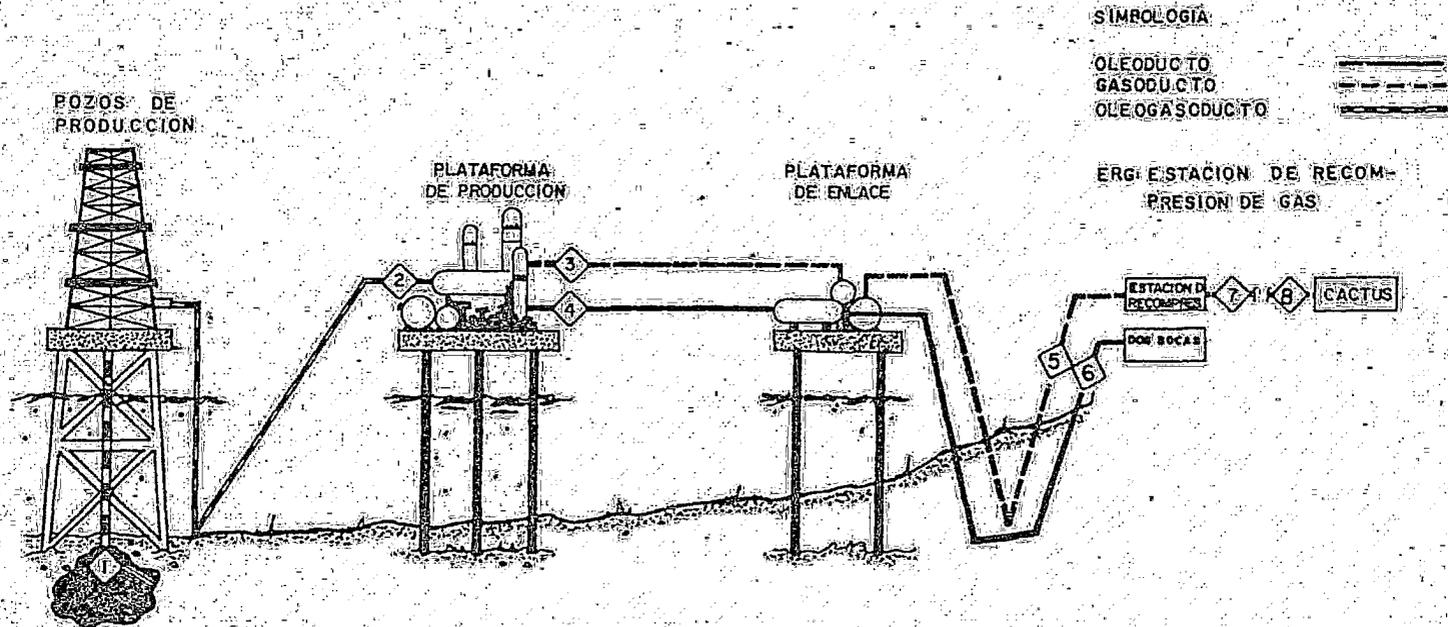
La mezcla a dos fases (gas-aceite), se envía a través de oleogaseoducto a una presión mínima de 20 Kg/Cm^2 (284 Psig), para llegar a tierra a una presión mínima de 11 Kg/Cm^2 (150 Psig). El crudo separado es transportado a 4 Kg/Cm^2 (60 Psig) y el gas a 84 Kg/Cm^2 (1200 Psig) para llegar a una presión mínima de 70 Kg/Cm^2 (1000 Psig).

En la figura III.4 se indican las condiciones de transporte para esta alternativa.

III.7 Recepción de productos.

Los productos de la separación, gas y crudo, tienen como destino final: Para el crudo, la terminal marítima de Dos Bocas, cuya capacidad de almacenamiento será de aproximadamente 7 millones de barriles. El gas se envía al complejo petroquímico Cactus, en el cual se encuentran plantas fraccionadoras, criogénicas, en dulzadoras, etc.

FIG. III.2 ALTERN. I: PROCESAMIENTO EN MAR CON ERG



| CORRIENTE | | 1 | 2 | 3 | 4 | 5 | 6 | 7 | 8 | |
|-----------------|---------|--------------------|------|-----|------|------|-----|----|------|------|
| CARACTERISTICAS | PRESION | Kg/Cm ² | 3.73 | 7 | 8.4 | 7.0 | 25 | 4 | 6.4 | 7.0 |
| | | Psig | 5299 | 105 | 1200 | 1000 | 350 | 60 | 1200 | 1000 |
| TEMPERATURA | | °C | 140 | — | 52 | — | — | — | 52 | — |
| | | °F | 284 | — | 125 | — | — | — | 125 | — |

FIG. III.3 - ALTERNATIVA 2.- PROCESAMIENTO EN MAR, ENVIO DIRECTO

POZOS DE PRODUCCION

PLATAFORMA DE PRODUCCION

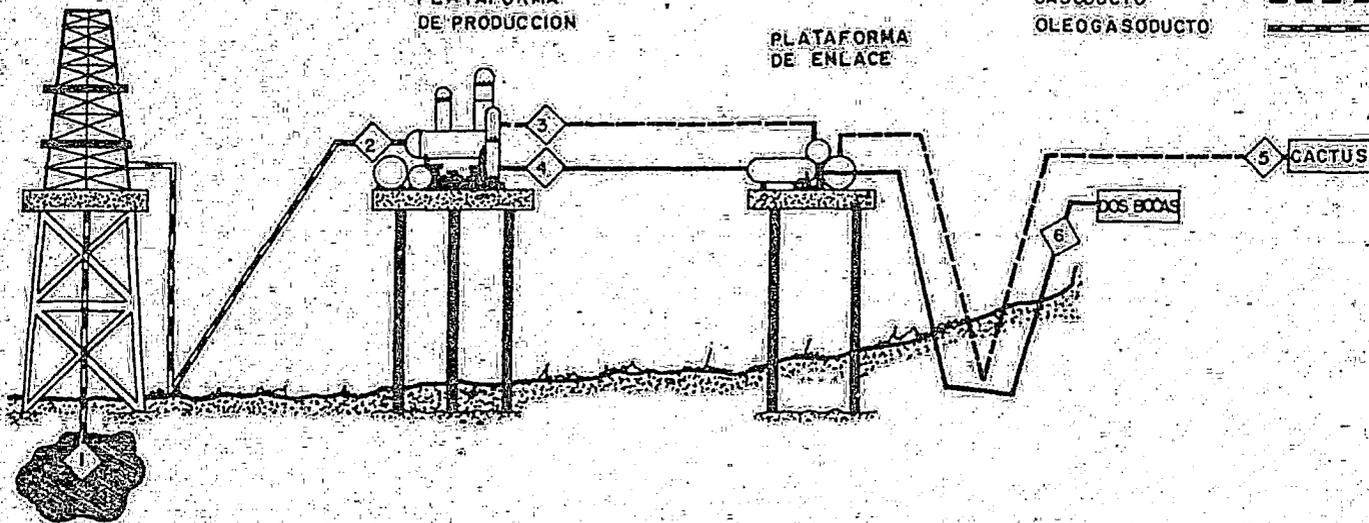
PLATAFORMA DE ENLACE

SIMBOLOGIA

OLEODUCTO

GASODUCTO

OLEOGASODUCTO



| CORRIENTE | | 1 | 2 | 3 | 4 | 5 | 6 | |
|-----------------|----------|--------------------|------|-----|------|------|------|----|
| CARACTERISTICAS | PRESSION | Kg/Cm ² | 373 | 7 | 84 | 70 | 70 | 4 |
| | | Psi/g | 5299 | 105 | 1200 | 1000 | 1000 | 60 |
| TEMPERATURA | | °C | 140 | — | 52 | — | — | — |
| | | °F | 284 | — | 125 | — | — | — |

FACULTAD DE QUIMICA

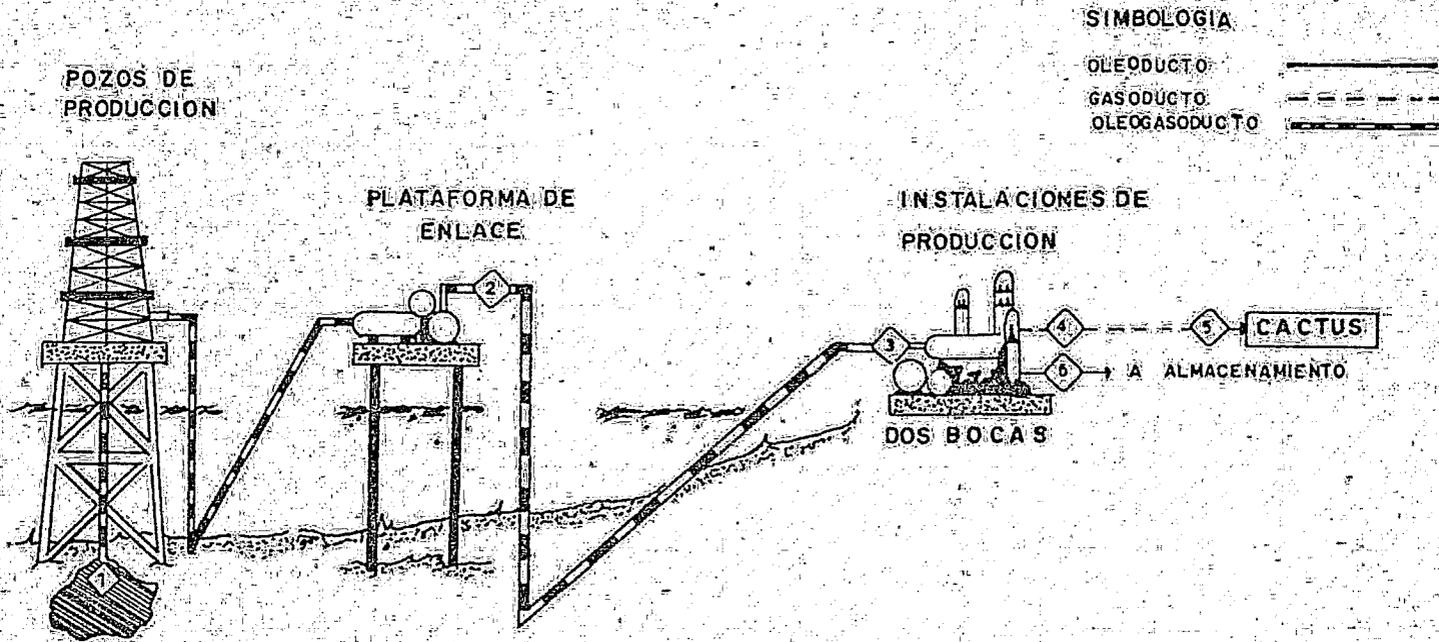
FELIPE J. TREJO SALAS

TESIS PROFESIONAL

PROCESAMIENTO EN MAR
ENVIO DIRECTO

U N A M | FIG. III.3 | 1983

FIGURA III.4 ALTERNATIVA 3, PROCESAMIENTO EN TIERRA



| CORRIENTE | | 1 | 2 | 3 | 4 | 5 | 6 |
|-------------|--------------------|-------|-----|-----|-------|------|----|
| PRESION | Kg/Cm ² | 37.5 | 20 | 11 | 8.4 | 7.0 | 4 |
| | Psig | 529.9 | 284 | 150 | 120.0 | 1000 | 60 |
| TEMPERATURA | ° C | 14.0 | — | — | 3.2 | — | — |
| | ° F | 28.4 | — | — | 125 | — | — |

FACULTAD DE QUIMICA
 FELIPE J. TREJO SALAS
 TESIS PROFESIONAL

PROCESAMIENTO EN TIERRA

U N A M FIG. III. 4 1983

III.3 Diámetro de tubería y su evaluación.

Para el transporte de los fluidos se consideran líneas de 913 mm (36") de diámetro nominal, para todos los casos incluidos en el trabajo, determinándose la capacidad máxima que pueden transportar; de esta manera, es posible determinar la fracción o número de tuberías requeridas para cada caso y el impacto que tendrá en los costos.

La selección se hizo de esta manera, debido a que al desarrollarse un campo se inicia con poca producción la cual aumenta en forma gradual y por lo tanto se requieren mas instalaciones de producción, de tal manera que las líneas de transporte se van ocupando hasta su capacidad máxima.

III.9 Recubrimiento y lastrado de tubería.

El uso de tuberías requiere de un recubrimiento adecuado a las condiciones de transporte, principalmente temperatura, siendo estos recubrimientos técnicamente viables. Para el tendido de líneas submarinas es necesario que sean lastradas para evitar que floten.

III.10 Plataformas a utilizar.

Se tomó como base las siguientes características de platafor-

mas que operan actualmente para capacidades similares a las de este trabajo:

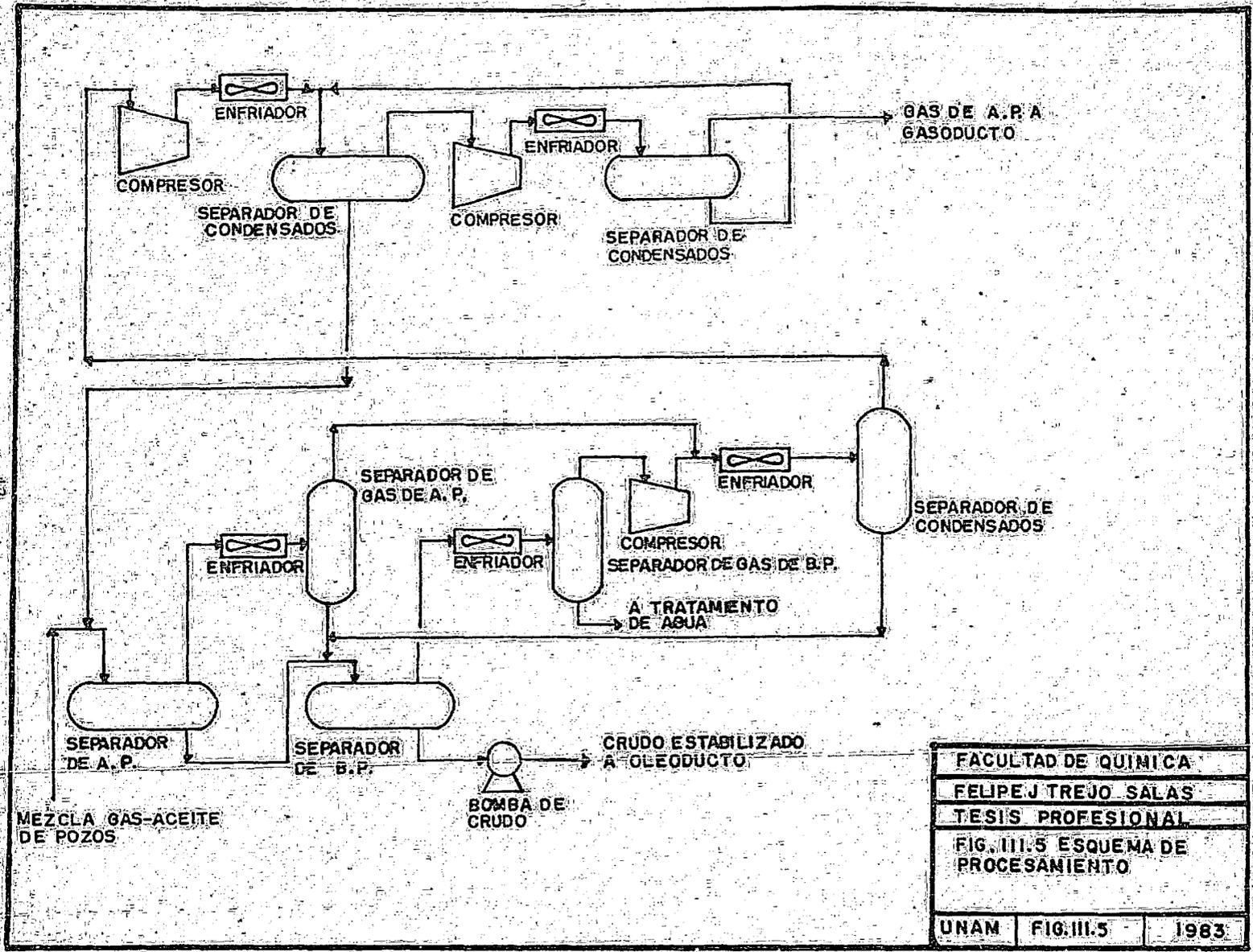
| PLATAFORMA | DIMENSIONES (1) (Mt/Ft) | NIVELES | NUMERO DE PATAS |
|--------------|----------------------------|---------|--------------------|
| PRODUCCION | 70X28 (213X93) | 2 | 8 |
| COMPRESION | 70X28 (213X93) | 3 | 8 |
| ENLACE | 51X24 (168X78) | 2 | 8 |
| HABITACIONAL | 40X24 (138X78) | 2 | 8 |

(1) DIMENSIONES ENTRE PATAS.

Para determinar el área necesaria para localizar las instalaciones de producción y compresión en tierra, es un regla comúnmente usada, utilizar tres veces el área requerida de las instalaciones en mar, por esta razón el área considerada para las alternativas de procesamiento en tierra es de 27,605 Mt² y para la estación de recompresión de 16,563 Mt².

III.11 Proceso propuesto

Como resultado del punto II.7 se seleccionó el sistema de separación multietapas con recuperación de condensados, ya que de los métodos mejorados es el mas sencillo con un nivel de seguridad aceptable y ofrece una buena recuperación de aceite. Este esquema se presenta en la figura II.5 con las variaciones a las que fue necesario someterlo para hacer factible su implementación.



| | | |
|-------------------------------------|------------|------|
| FACULTAD DE QUIMICA | | |
| FELIPE J TREJO SALAS | | |
| TESIS PROFESIONAL | | |
| FIG. III.5 ESQUEMA DE PROCESAMIENTO | | |
| UNAM | FIG. III.5 | 1983 |

III.12 Servicios auxiliares.

Las instalaciones de producción deberán ser autosuficientes en cuanto a los requerimientos de servicios auxiliares como son:

- Generación y suministro de agua potable.
- Generación de energía eléctrica.
- Sistema de colección y purificación de drenajes aceitosos.
- Generación y suministro de aire de planta e instrumentos.

Además se considera que para las alternativas de procesamiento en mar y en tierra se cuenta con una red de suministro de gas combustible.

III.13 Equipo en operación, de relevo y modular.

Se considera que el equipo de compresión estará integrado en forma modular con una capacidad por módulo de 2550 Mm³ Std/día (90 MMPCSD), debido a que los equipos instalados en las plataformas de compresión de el mar de Campeche son de esta capacidad.

Se consideran unidades de relevo para los siguientes sistemas:

- Compresión.
- Bombeo.
- Turbogeneradores.

III.14 Equipos de enfriamiento.

Para el enfriamiento de gas se considera la utilización de enfriadores con aire debido a que el área que requieren para su instalación es menor y se seleccionan principalmente para mejorar la transferencia de calor de un gas o vapor.

III.15 Tasa de Interés.

La tasa de interés que se toma para calcular el financiamiento es de 10.5% anual (Prime Rate Bancos E.U.A.).

C A P I T U L O

IV

IV. GENERACION DE ALTERNATIVAS

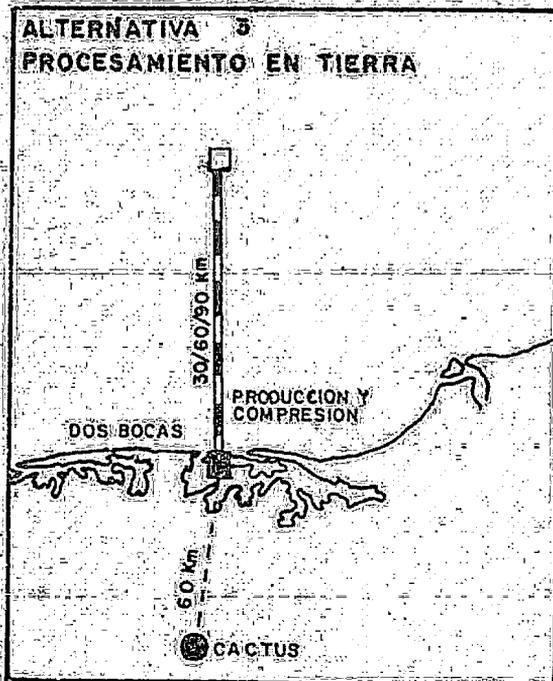
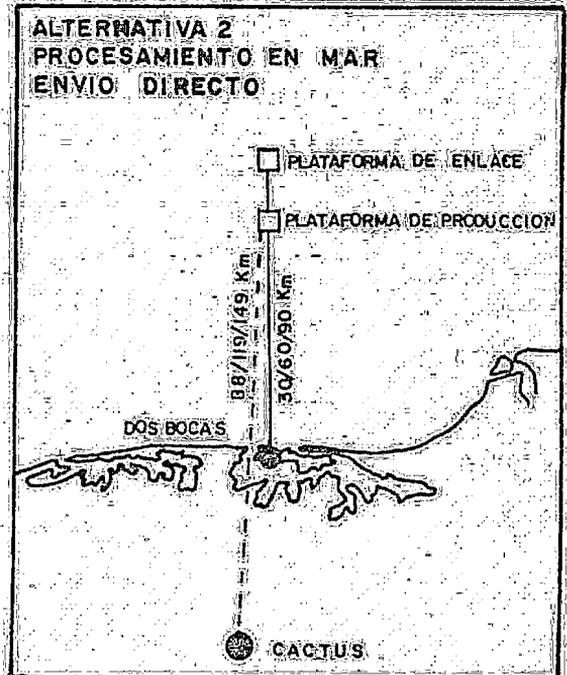
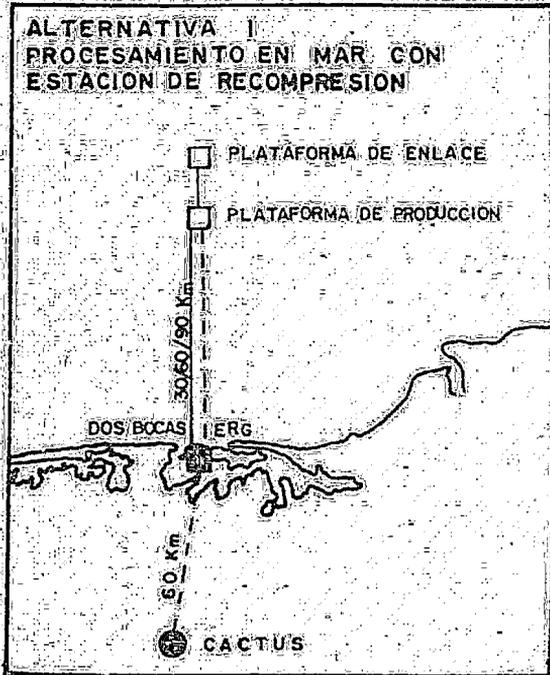
De acuerdo a las bases consideradas y tomando en cuenta las condiciones actuales de las líneas de transporte y condiciones de entrega de productos, en la lámina número IV.1 se muestran las alternativas propuestas para el transporte y procesamiento de hidrocarburos, tanto para mar como en tierra, que se consideran en el análisis técnico-económico y que son las siguientes:

1. Procesamiento en mar, con estación de recompresión.
2. Procesamiento en mar, envío directo.
3. Procesamiento en tierra.

IV.1 Descripción de alternativas.

Alternativa 1.- Procesamiento en mar con estación de recompresión.

Esta alternativa consiste en procesar los hidrocarburos de yacimientos localizados a distancias de 30, 60 y 90 kilómetros con respecto a Dos Bocas en instalaciones localizadas en el mar, a esas distancias. El aceite separado es bombeado y se envía a través de oleoducto a Dos Bocas. El gas de la plataforma de



SIMBOLOGIA

OLEODUCTO

GASODUCTO

OLEOGASODUCTO

| | | |
|----------------------------------|-----------|------|
| FACULTAD DE QUIMICA | | |
| FELIPE J. TREJO SALAS | | |
| TESIS PROFESIONAL | | |
| ALTERNATIVAS DE PROCESAMIENTO | | |
| U. N. A. M. | FIG. IV.1 | 1983 |

compresión, se envía a través de gasoducto a Dos Bocas, en donde se recomprime para llegar a Cactus. Los resultados obtenidos: Balance de materia y energía, Diagrama de flujo de proceso y Lista de equipo para las alternativas de procesamiento en mar se indican en las láminas IV.2.

Alternativa 2.- Procesamiento en mar, envío directo.

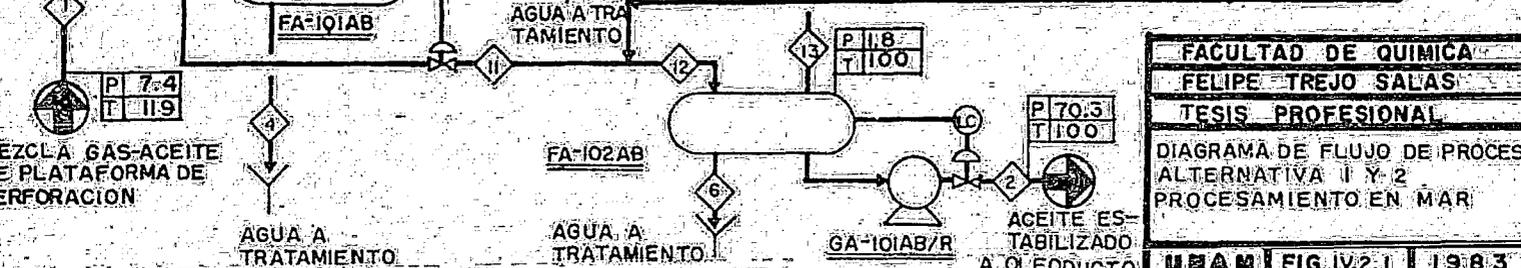
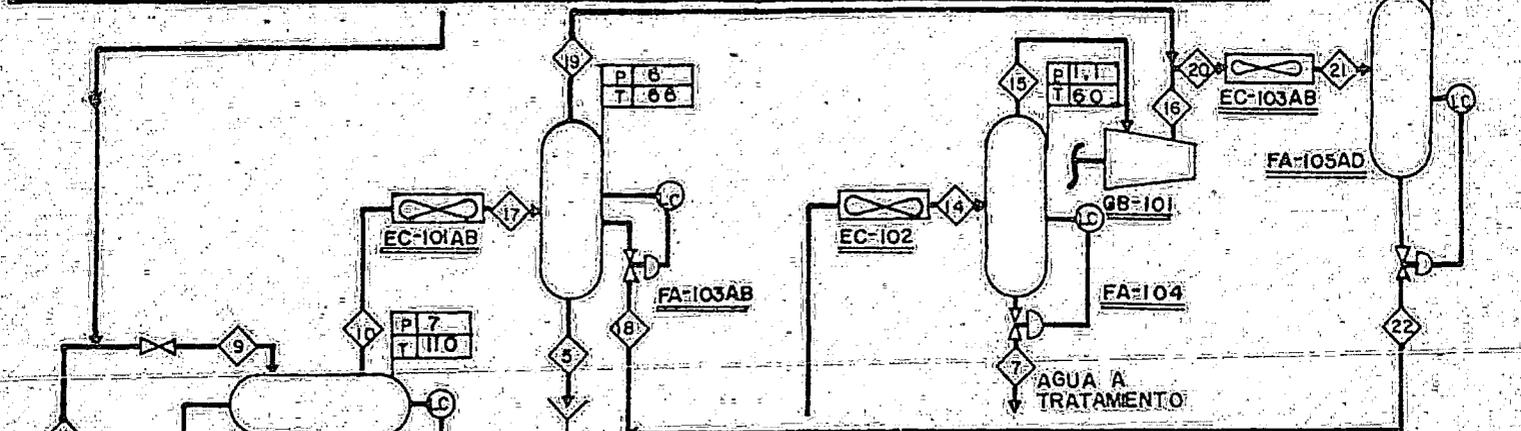
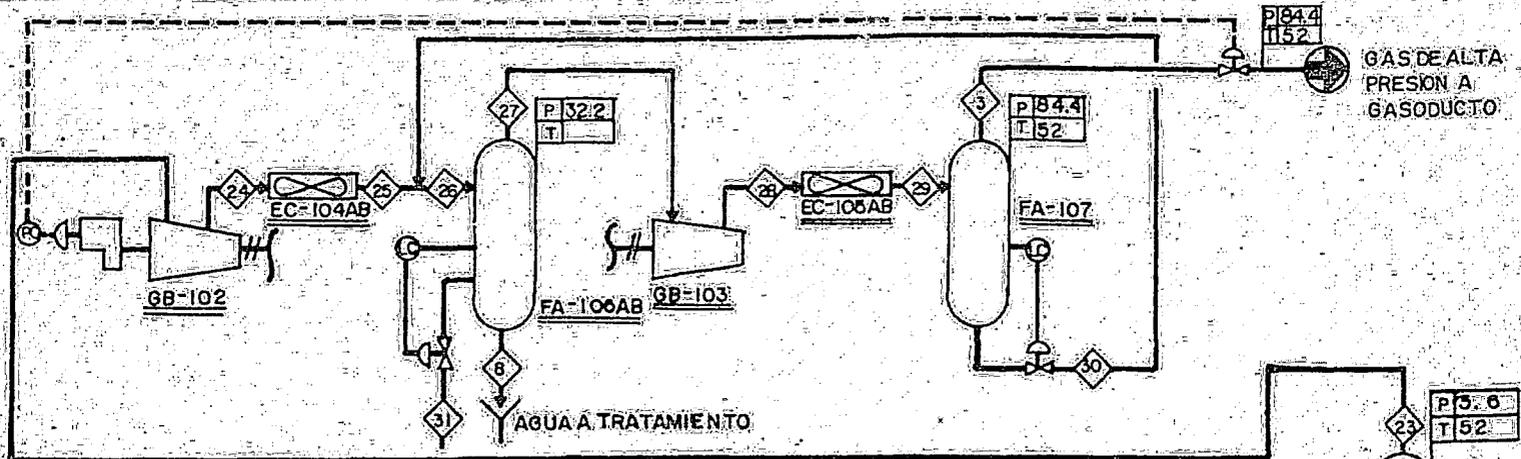
Esta alternativa tiene las mismas características que la primera, con la diferencia de que tanto el crudo como el gas de las instalaciones de producción se envían en forma directa por líneas independientes a Dos Bocas y Cactus, respectivamente. En este caso, no se requiere la estación de recompresión.

Alternativa 3.- Procesamiento en tierra.

En este caso, el crudo de los pozos de perforación se colecta en una plataforma de enlace, localizada a 30, 60 y 90 kilómetros de distancia con respecto a Dos Bocas. De esta plataforma se envía la mezcla gas-aceite por oleogaso-uctos a Dos Bocas, en donde se localizarían las instalaciones requeridas para el procesamiento. El gas de estas instalaciones se envía a través de gasoductos a Cactus.

En las láminas IV.3, IV.4, y IV.5 se muestran los resultados obtenidos para las instalaciones de producción para las distancias de 50, 60, y 90 kilómetros respectivamente.

Se hace la aclaración de que los datos que aparecen en los cuadros de balance son transcritos directamente del Simulador de Procesos del Instituto Mexicano del Petróleo.



MEZCLA GAS-ACEITE DE PLATAFORMA DE PERFORACION

AGUA A TRATAMIENTO

AGUA A TRATAMIENTO

ACEITE ESTABILIZADO A OLEODUCTO

| |
|--|
| FACULTAD DE QUIMICA |
| FELIPE TREJO SALAS |
| TESIS PROFESIONAL |
| DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO ALTERNATIVA II Y-2 PROCESAMIENTO EN MAR |
| UNAM FIG. IV.2.1 1983 |

CUADRO DE BALANCE IV.2.2

ALTERNATIVA 1 y 2

PROCESAMIENTO EN MAR

| CORRIENTE %MOL | 1 | 2 | 3 | 4 | 5 | 6 | 7 | 8 | 9 | 10 |
|--|---------|---------|--------|---------|--------|--------|--------|--------|---------|--------|
| AGUA | 50.384 | 6.888 | .169 | 100.000 | 100.00 | 100.00 | 85.687 | 100.00 | 45.678 | 18.032 |
| AC. SULFHIDRICO | .442 | .026 | 1.582 | --- | --- | --- | .008 | --- | .528 | 1.210 |
| BIOX. DE CARB. | .918 | .016 | 3.323 | --- | --- | --- | .004 | --- | .950 | 2.225 |
| NITROGENO | .119 | .000 | .433 | --- | --- | --- | .000 | --- | .111 | .265 |
| METANO | 15.321 | .070 | 55.624 | --- | --- | --- | .016 | --- | 14.843 | 35.212 |
| ETANO | 4.917 | .224 | 17.676 | --- | --- | --- | .058 | --- | 5.452 | 12.539 |
| PROPANO | 3.622 | .860 | 12.415 | --- | --- | --- | .270 | --- | 5.060 | 11.033 |
| ISO-BUTANO | .615 | .494 | 1.803 | --- | --- | --- | .179 | --- | 1.090 | 2.199 |
| N-BUTANO | 1.831 | 2.109 | 4.805 | --- | --- | --- | .301 | --- | 3.546 | 6.925 |
| ISO-PENTANO | .670 | 1.745 | .901 | --- | --- | --- | .730 | --- | 1.327 | 2.205 |
| N-PENTANO | .968 | 2.888 | .975 | --- | --- | --- | 1.259 | --- | 1.877 | 2.973 |
| HEXANOS (%) | 20.193 | 84.680 | .297 | --- | --- | --- | 10.980 | --- | 19.538 | 5.185 |
| FLUJO $\frac{\text{Kg. mol}}{\text{hr}}$ | 22075 | 5200 | 6087 | 2256 | 1506 | 6545 | 330 | 164 | 24303 | 10088 |
| FLUJO Kg/hr. | 1530665 | 1166322 | 165971 | 40647 | 27136 | 117921 | 9718 | 2947 | 1651972 | 335222 |
| TEMP. °C | 119 | 100 | 52 | 110 | 66 | 100 | 60 | 51 | 110 | 110 |
| PRES. Kg/cm ² man. | 7.4 | 1.76 | .84 | 7.03 | .6 | 1.76 | 1.06 | 32.15 | 7.03 | 7.03 |
| DENSIDAD A P Y T Gr/cm ³ | .0447 | .8396 | .1332 | 59.380 | 61.200 | 59.817 | 50.971 | 61.654 | 2.539 | .0085 |
| PESO MOLECULAR | 69.339 | 224.287 | 27.326 | 18.0160 | 18.016 | 18.016 | 29.463 | 18.016 | --- | 33.229 |
| BPD 15.6 °C | 291210 | 200000 | --- | 25294.5 | 41000 | 18765 | 1750 | 445 | --- | --- |
| Mm ³ STD/D a 15.6 °C, 1 atm. | --- | --- | 3451 | --- | --- | --- | --- | --- | --- | 5736 |

48

| CUADRO DE BALANCE IV. 2. 2 | | ALTERNATIVA 1 y 2 | | | | | PROCESAMIENTO EN MAR | | | | |
|--|---------|-------------------|--------|--------|--------|--------|----------------------|--------|--------|--------|-------|
| CORRIENTE 2101 COMPONENTE | 11 | 12 | 13 | 14 | 15 | 16 | 17 | 18 | 19 | 20 | |
| | AGUA | 58.935 | 57.261 | 37.523 | 37.523 | 9.738 | 9.798 | 18.032 | .085 | 3.745 | 4.129 |
| AC. SULFHDRIICO | .053 | .060 | .687 | .687 | 1.079 | 1.079 | 1.210 | .231 | 1.455 | 1.431 | |
| BIOX. DE CARB. | .054 | .060 | .746 | .746 | 1.174 | 1.174 | 2.225 | .200 | 2.683 | 2.587 | |
| NITROGENO | .001 | .001 | .020 | .020 | .031 | .031 | .265 | .003 | .320 | .302 | |
| METANO | .459 | .493 | 6.510 | 6.510 | 10.257 | 10.257 | 35.212 | 1.456 | 42.505 | 40.439 | |
| ETANO | .501 | .553 | 6.467 | 6.467 | 10.165 | 10.165 | 12.539 | 1.860 | 15.099 | 14.783 | |
| PROPANO | .975 | 1.118 | 10.724 | 10.724 | 16.754 | 16.754 | 11.038 | 4.317 | 13.211 | 13.438 | |
| ISO-BUTANO | .360 | .429 | 3.162 | 3.162 | 4.883 | 4.883 | 2.199 | 1.863 | 2.605 | 2.751 | |
| N-BUTANO | 1.364 | 1.653 | 11.025 | 11.025 | 16.917 | 16.917 | 6.925 | 7.532 | 8.157 | 8.719 | |
| ISO PENTANO | .837 | 1.040 | 4.529 | 4.529 | 6.720 | 6.720 | 2.205 | 5.084 | 2.522 | 2.791 | |
| N-PENTANO | 1.307 | 1.644 | 6.398 | 6.398 | 9.362 | 9.362 | 2.973 | 8.305 | 3.361 | 3.746 | |
| HEXANOS (+) | 35.153 | 35.688 | 12.208 | 12.208 | 12.919 | 12.919 | 5.185 | 69.063 | 4.335 | 4.885 | |
| FLUJO Kg. Mol Hr. | 11958 | 12747 | 4382 | 4382 | 2779 | 2779 | 10088 | 233 | 8349 | 43360 | |
| FLUJO Kg/Hr. | 1276103 | 1323253 | 39009 | 39009 | 29290 | 29290 | 335222 | 22049 | 286038 | 315328 | |
| TEMP. °C | 103 | 100 | 100 | 60 | 60 | 103 | .66 | 61 | 66 | 70 | |
| PRES. Kg/cm ² man. | 1.76 | 1.76 | 1.41 | 1.06 | 1.06 | 5.98 | 5.98 | 1.76 | 5.98 | 5.98 | |
| DENSIDAD A P y T Gr/cm ³ | .12844 | .1055 | .00342 | .00519 | .00390 | .01177 | .01021 | .11449 | .00873 | .00890 | |
| PESO MOLECULAR | 106.713 | 104.629 | 43.267 | 43.267 | 51.229 | 51.229 | 33.229 | 94.735 | 34.258 | 35.346 | |
| BPD a 15.6°C 1 atm | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | 4726 | --- | --- | |
| Mm ³ STD/D a 15.6°C, 1 atm | --- | --- | 513 | --- | 325 | 325 | --- | --- | 4747 | 5072 | |

| CUADRO DE BALANCE IV.2.2 | | ALTERNATIVA 1 y 2 | | | | PROCESAMIENTO EN MAP | | | | |
|---|--------|-------------------|--------|--------|--------|----------------------|--------|--------|--------|--------|
| CORRIENTE % MOL | 21 | 22 | 23 | 24 | 25 | 26 | 27 | 28 | 29 | 30 |
| COMPONENTE | | | | | | | | | | |
| AGUA | 4.129 | 42.536 | 2.060 | 2.060 | 2.060 | 2.169 | .407 | .407 | .407 | 5.380 |
| AC. SULFHDRIICO | 1.431 | .166 | 1.499 | 1.499 | 1.499 | 1.520 | 1.606 | 1.606 | 1.606 | 2.110 |
| BIOX. DE CARB. | 2.587 | .131 | 2.719 | 2.719 | 2.719 | 2.704 | 3.274 | 3.274 | 3.274 | 2.271 |
| NITROGENO | .302 | .002 | .318 | .318 | .318 | .310 | .417 | .417 | .417 | .083 |
| METANO | 40.439 | .896 | 42.569 | 42.569 | 42.569 | 41.914 | 54.123 | 54.123 | 54.123 | 22.987 |
| ETANO | 14.783 | 1.253 | 15.512 | 15.512 | 15.512 | 15.530 | 17.601 | 17.601 | 17.601 | 16.056 |
| PROPANO | 13.438 | 3.251 | 13.987 | 13.987 | 13.987 | 14.189 | 12.763 | 12.763 | 12.763 | 20.027 |
| ISO-BUTANO | 2.751 | 1.505 | 2.819 | 2.819 | 2.819 | 2.871 | 1.923 | 1.923 | 1.923 | 4.395 |
| N-BUTANO | 8.719 | 6.237 | 8.853 | 8.853 | 8.853 | 9.041 | 5.250 | 5.250 | 5.250 | 14.495 |
| ISO-PENTANO | 2.791 | 4.296 | 2.710 | 2.710 | 2.710 | 2.752 | 1.041 | 1.041 | 1.041 | 3.956 |
| N-PENTANO | 3.746 | 7.073 | 3.566 | 3.566 | 3.566 | 3.619 | 1.167 | 1.167 | 1.167 | 5.149 |
| HEXANOS (+) | 4.885 | 32.652 | 3.388 | 3.388 | 3.388 | 3.381 | .429 | .429 | .429 | 3.143 |
| FLUJO Kg mol/Hr | 43360 | 2217 | 41143 | 41143 | 41143 | 42567 | 30944 | 30944 | 30944 | 1423 |
| FLUJO Kg/Hr | 315328 | 25101 | 290226 | 290226 | 290226 | 302076 | 177821 | 177821 | 177821 | 11850 |
| TEMP °C | 52 | 46 | 52 | 156 | 52 | 51 | 51 | 127 | 52 | 37 |
| PRESTION Kg/cm ² man | 5.63 | 1.76 | 5.63 | 32.86 | 32.15 | 32.15 | 32.15 | 85.10 | 84.39 | 32.15 |
| DENSIDAD A P y T -Gr/cm ³ | .00941 | .10491 | .00867 | .03517 | .0625 | .06403 | .03969 | .08496 | .13978 | .1553 |
| PESO MOLECULAR | 35.346 | 55.034 | 34.285 | 34.285 | 34.285 | 34.492 | 27.930 | 27.930 | 27.930 | 40.465 |
| BPD A 15.6 °C y 1 atm | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- |
| Mm ³ STD/D a 15.6 °C y 1 atm. | --- | --- | 4813 | 4813 | --- | --- | 3620 | 3620 | --- | --- |

IV.2.2 CUADRO DE BALANZO

| CORRIENTE % MOL | 31 |
|--|--------|
| COMPONENTE | |
| AGUA | 0.023 |
| AC. SULFHDRIICO | 1.385 |
| BIOX. DE CARB. | 1.273 |
| NITROGENO | 0.028 |
| METANO | 10.100 |
| ETANO | 10.751 |
| PROPANO | 19.305 |
| ISO-BUTANO | 5.799 |
| N-BUTANO | 20.539 |
| ISO-PENTANO | 7.841 |
| N-PENTANO | 10.893 |
| HEXANOS (+) | 12.067 |
| FLUJO Kg. mol/Hr | 10828 |
| FLUJO Kg/Hr | 121308 |
| TEMP. °C | 30 |
| PRESTON Kg./cm ² man | 7.38 |
| DENSIDAD A. P. y T Gr/cm ³ | 0.6253 |
| PESO MOLECULAR | 54.454 |
| BPD a 15.6 °C y 1 ATM | --- |
| Nm ³ STD/D a 15.6 °C y 1 ATM | --- |

TABLA IV.2.3 LISTA DE EQUIPO, ALTERNATIVA 1 Y 2, PROCESAMIENTO EN MAR.

| CLAVE | SERVICIO | CARACTERISTICAS (3) |
|------------|--|--|
| FA-101AB | SEPARADOR DE ALTA PRESION | 3962mmDIX12344mmT-T |
| FA-102AB | SEPARADOR DE BAJA PRESION | 3962mmDIX12192mmT-T |
| FA-103AB | SEPARADOR DE GAS DE ALTA PRESION | 2591mmDIX 4572mmT-T |
| FA-104 | SEPARADOR DE GAS DE BAJA PRESION | 1806mmDIX 3353mmT-T |
| EC-101AB | ENFRIADOR DE GAS DE ALTA PRESION | Q = 11.9 MMKCal/Hr. |
| EC-102 | ENFRIADOR DE GAS DE BAJA PRESION | Q = 4.0 MMKCAL/Hr |
| GA-101AB/R | BOMBA DE CRUDO DE PRODUCCION | $\Delta P = 68.57 \text{ Kg/Cm}^2 \text{ man.}$ Lpm = 11575 |
| GB-101 | COMPRESOR DE BAJA PRESION | POTENCIA = 762 KW (4) |
| GB-102 | COMPRESOR DE ALTA PRESION 1/a. ETAPA | POTENCIA = 15295 KW (4) |
| GB-103 | COMPRESOR DE ALTA PRESION 2/a. ETAPA | POTENCIA = 5937 KW (4) |
| EC-103AB | ENFRIADOR DE GAS DEL COMPRESOR DE BAJA PRESION | Q = 3.2 MMKCal/Hr (4) |
| EC-104AB | ENFRIADOR DE GAS DE 1/a. ETAPA | Q = 12.5 MMKCal/Hr (4) |
| EC-105AB | ENFRIADOR DE GAS DE 2/a. ETAPA | Q = 4.8 MMKCal/Hr (4) |
| FA-105AD | RECUPERADOR DE CONDENSADOS DE BAJA PRESION | 1829mmDIX3048mmT-T (4) |
| FA-106AB | RECUPERADOR DE CONDENSADOS DE 1/a. ETAPA | 1524mmDIX8535mmT-T (4) |
| FA-107 | RECUPERADOR DE CONDENSADOS DE 2/a. ETAPA | 1219mmDIX3505mmT-T (4) |
| GE-101AD/R | TURBOGENERADOR | POTENCIA = 2500 KW |

NOTAS:

- 1).- LA PRESION Y TEMPERATURA EN EL DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO ESTA EN $\text{Kg/Cm}^2 \text{ man.}$ y $^{\circ}\text{C}$, respectivamente.
- 2).- EL BALANCE DE MATERIA Y ENERGIA CORRESPONDE AL CASO DE DISENO.
- 3).- LAS CARACTERISTICAS ESTAN DADAS POR UNIDAD.
- 4).- ESTE EQUIPO ESTARA INTEGRADO EN FORMA MODULAR EN LA PLATAFORMA DE COMPRESION; SE CONSIDERAN DOS MODULOS EN OPERACION Y UNO DE RELEVO GB-101AB/R.

CUADRO DE BALANCE IV.3.2 ALTERNATIVA 3, PROCESAMIENTO EN TIERRA LONGITUD = 50 Km

| CORRIENTE % MOL COMPONENTE | 11 | 12 | 13 | 14 | 15 | 16 | 17 | 18 | 19 | 20 |
|---|---------|---------|--------|--------|--------|--------|--------|--------|--------|--------|
| AGUA | 59.597 | 58.982 | 30.379 | 30.379 | 9.738 | 9.738 | 13.063 | .088 | 3.764 | 4.128 |
| CO ₂ SUEHIDRICO | .061 | .064 | .052 | .052 | 1.274 | 1.274 | 1.308 | .229 | 1.462 | 1.450 |
| BIOX. DE CARB. | .064 | .066 | 1.103 | 1.103 | 1.478 | 1.478 | 2.500 | .206 | 2.796 | 2.716 |
| NITROGENO | .002 | .002 | .029 | .029 | .039 | .039 | .307 | .004 | .344 | .325 |
| METANO | .535 | .549 | 9.856 | 9.856 | 13.211 | 13.211 | 40.316 | 1.524 | 45.113 | 43.167 |
| ETANO | .578 | .600 | 9.126 | 9.126 | 12.222 | 12.222 | 13.810 | 1.875 | 15.439 | 15.243 |
| PROPANO | 1.085 | 1.146 | 13.389 | 13.389 | 17.892 | 17.892 | 11.380 | 4.099 | 12.695 | 13.012 |
| ISO-BUTANO | .383 | .412 | 3.440 | 3.440 | 4.576 | 4.576 | 2.098 | 1.651 | 2.331 | 2.468 |
| N-BUTANO | 1.430 | 1.547 | 11.387 | 11.387 | 15.114 | 15.114 | 6.401 | 6.492 | 7.096 | 7.585 |
| ISO-PENTANO | .854 | .935 | 4.163 | 4.163 | 5.455 | 5.455 | 1.929 | 4.239 | 2.114 | 2.318 |
| N-PENTANO | 1.337 | 1.473 | 5.757 | 5.757 | 7.503 | 7.503 | 2.582 | 6.920 | 2.815 | 3.101 |
| HEXANOS (#) | 34.074 | 34.224 | 10.419 | 10.419 | 11.497 | 11.497 | 4.301 | 72.676 | 4.031 | 4.407 |
| FLUJO Kg. Mol/Hr | 12700 | 13133 | 629 | 629 | 502 | 502 | 8648 | 83 | 7725 | 8227 |
| FLUJO Kg/Hr | 1303287 | 1329513 | 28652 | 28652 | 24253 | 24253 | 277469 | 8242 | 254107 | 278359 |
| TEMP °C | 96 | 95 | 94 | 60 | 60 | 116 | 66 | 62 | 66 | 70 |
| PRES Kg/cm ² man. | 1.76 | 1.76 | 1.41 | 1.06 | 1.06 | 5.98 | 5.98 | 1.76 | 5.98 | 5.98 |
| DENSIDAD A P y T Gr/cm ³ | .15789 | .15032 | .00342 | .00433 | .00367 | .01091 | .00911 | .12958 | .00835 | .00848 |
| PESO MOLECULAR | 102.620 | 101.232 | 42.578 | 42.578 | 48.326 | 48.326 | 32.086 | 99.092 | 32.893 | 33.834 |
| BPD A 15.6 °C y 1 atm | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- |
| Mm ³ STD/D a 15.6 °C y 1 atm | --- | --- | 383 | --- | 285 | 285 | --- | --- | 4392 | 4678 |

CUADRO DE BALANCE TV. 3.2 ALTERNATIVA 3, PROCESAMIENTO EN TIERRA LONGITUD = 50 Km

| CORRIENTE Z. MOL COMPONENTE | 21 | 22 | 23 | 24 | 25 | 26 | 27 | 28 | 29 | 30 |
|---|--------|--------|--------|--------|--------|--------|--------|--------|--------|--------|
| AGUA | 4.128 | 50.662 | 2.060 | 2.060 | 2.060 | 2.184 | .406 | .406 | .406 | 6.040 |
| AC. SULFHDRIICO | 1.450 | .142 | 1.508 | 1.508 | 1.508 | 1.527 | 1.603 | 1.603 | 1.603 | 2.099 |
| BIOX. DE CARB. | 2.716 | .115 | 2.831 | 2.831 | 2.831 | 2.814 | 3.296 | 3.296 | 3.296 | 2.264 |
| NITROGENO | .325 | .002 | .340 | .340 | .340 | .332 | .422 | .422 | .422 | .082 |
| METANO | 43.167 | .802 | 45.050 | 45.050 | 45.050 | 44.357 | 54.666 | 54.666 | 54.666 | 22.846 |
| ETANO | 15.243 | 1.087 | 15.872 | 15.872 | 15.872 | 15.876 | 17.644 | 17.644 | 17.644 | 15.993 |
| PROPANO | 13.012 | 2.661 | 13.472 | 13.472 | 13.472 | 13.668 | 12.558 | 12.558 | 12.558 | 19.764 |
| ISO-BUTANO | 2.468 | 1.150 | 2.526 | 2.526 | 2.526 | 2.580 | 1.838 | 1.838 | 1.838 | 4.250 |
| N-BUTANO | 7.585 | 4.638 | 7.716 | 7.716 | 7.716 | 7.910 | 4.968 | 4.968 | 4.968 | 13.925 |
| ISO-PENTANO | 2.318 | 3.103 | 2.283 | 2.283 | 2.283 | 2.332 | .990 | .990 | .990 | 3.856 |
| N-PENTANO | 3.101 | 5.122 | 3.012 | 3.012 | 3.012 | 3.077 | 1.125 | 1.125 | 1.125 | 5.109 |
| HEXANOS (+) | 4.487 | 30.513 | 3.330 | 3.330 | 3.330 | 3.344 | .483 | .483 | .483 | 3.772 |
| FLUJO Kg. Mol/Hr. | 8227 | 350 | 7877 | 7877 | 7877 | 8131 | 6282 | 6282 | 6282 | 254 |
| FLUJO Kg/Hr. | 278359 | 17984 | 260375 | 260375 | 260375 | 270651 | 174162 | 174162 | 174162 | 10276 |
| TEMP °C | 52 | 47 | 52 | 159 | 52 | 51 | 51 | 127 | 52 | 37 |
| PRES. Kg/cm ² man. | 5.63 | 1.76 | 5.63 | 32.86 | 32.15 | 32.15 | 32.15 | 85.10 | 84.39 | 32.15 |
| DENSIDAD A P y T Gr/cm ³ | .00890 | .12108 | .00833 | .03330 | .05716 | .05860 | .03921 | .08387 | .13711 | .15612 |
| PESO MOLECULAR | 33.834 | 51.366 | 33.055 | 39.055 | 33.055 | 33.288 | 27.722 | 27.722 | 27.722 | 40.509 |
| BPD A 15.6 °C y 1 atm. | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- |
| Mm ³ ST/D a 15.6 °C y 1 ATM | --- | --- | 4479 | 4479 | --- | --- | 3572 | 3572 | --- | --- |

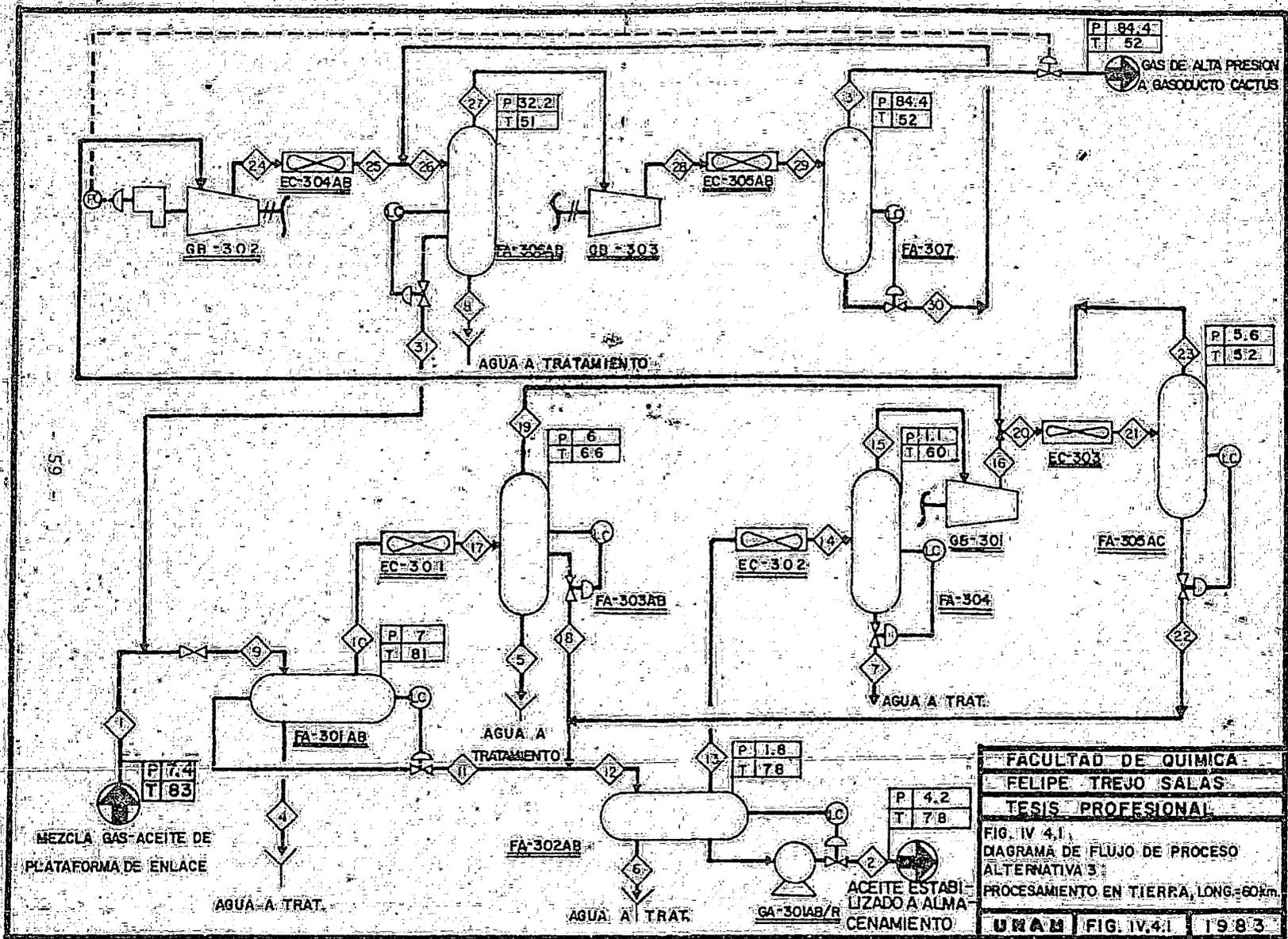
| CUADRO DE BALANCE | |
|--|--------|
| IV. 3. 2 | |
| CORRIENTE % MOL | 31 |
| COMPONENTE | |
| AGUA | .024 |
| AC. SULFHDRIICO | 1.379 |
| BIOX. DE CARB. | 1.278 |
| NITROGENO | .028 |
| METANO | 10.148 |
| ETANO | 10.748 |
| PROPANO | 19.000 |
| ISO-BUTANO | 5.558 |
| N-BUTANO | 19.509 |
| ISO-PENTANO | 7.510 |
| N-PENTANO | 10.580 |
| HEXANOS (+) | 14.24 |
| FLUJO Kg Mol/Hr | 1696 |
| FLUJO Kg/Hr | 93757 |
| TEMP °C | 30 |
| PRES Kg/cm ² man. | 7.38 |
| DENSIDAD A P y T Gr/cm ³ | .06371 |
| PESO MOLECULAR | 55.265 |
| BPD A 15.6 °C y 1 ATM | |
| Mm ³ STD/D a 15.6 °C y 1 ATM | |

TABLA IV.3.3 LISTA DE EQUIPO ALTERNATIVA 3, PROCESAMIENTO EN TIERRA, LONGITUD = 30 Km.

| CLAVE | SERVICIO | CARACTERISTICAS (3) |
|------------|--|--|
| FA-201AB | SEPARADOR DE ALTA PRESION | 3962mmDIX12344mmT-T |
| FA-202AB | SEPARADOR DE BAJA PRESION | 3962mmDIX12192mmT-T |
| FA-203AB | SEPARADOR DE GAS DE ALTA PRESION | 2438mmDIX 4420mmT-T |
| FA-204 | SEPARADOR DE GAS DE BAJA PRESION | 1372mmDIX3048mmT-T |
| EC-201 | ENFRIADOR DE GAS DE ALTA PRESION | Q = 13.6 MMKcal/Hr. |
| EC-202 | ENFRIADOR DE GAS DE BAJA PRESION | Q = 2.2 MMKcal/Hr. |
| GA-201AB/R | BOMBA DE CRUDO DE PRODUCCION | $\Delta P = 2.5 \text{ Kg/Cm}^2 \text{ man.}$ Lpm = 11617 |
| GB-201 | COMPRESOR DE BAJA PRESION | POTENCIA = 676 KW (4) |
| GB-202 | COMPRESOR DE ALTA PRESION 1/a. ETAPA | POTENCIA = 14382 KW (4) |
| GB-203 | COMPRESOR DE ALTA PRESION 2/a. ETAPA | POTENCIA = 5885 KW (4) |
| EC-203AB | ENFRIADOR DE GAS DEL COMPRESOR DE BAJA PRESION | Q = 2.7 MMKcal/Hr (4) |
| EC-204AB | ENFRIADOR DE GAS DE 1/a. ETAPA | Q = 11.1 MMKcal/Hr (4) |
| EC-205AB | ENFRIADOR DE GAS DE 2/a. ETAPA | Q = 4.8 MMKcal/Hr (4) |
| FA-205AD | RECUPERADOR DE CONDENSADOS DE BAJA PRESION | 1677mmDIX2896mmT-T (4) |
| FA-206AB | RECUPERADOR DE CONDENSADOS DE 1/a. ETAPA | 1524mmDIX7316mmT-T (4) |
| FA-207 | RECUPERADOR DE CONDENSADOS DE 2/a. ETAPA | 1219mmDIX3505mmT-T (4) |
| GE-201AB/R | TURBOGENERADOR | P = 2500 KW |

NOTAS:

- 1).- LA PRESION Y TEMPERATURA EN EL DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO ESTA EN $\text{Kg/Cm}^2 \text{ man.}$ Y $^{\circ}\text{C}$, RESPECTIVAMENTE.
- 2).- EL BALANCE DE MATERIA Y ENERGIA CORRESPONDE AL DE DISEÑO.
- 3).- LAS CARACTERISTICAS ESTAN DADAS POR UNIDAD.
- 4).- ESTE EQUIPO ESTARA INTEGRADO EN FORMA MODULAR; SE CONSIDERAN DOS MODULOS EN OPERACION Y UNO DE RELEVO GB-201 AB/R.



FACULTAD DE QUIMICA
 FELIPE TREJO SALAS
 TESIS PROFESIONAL
 FIG. IV 4.1
 DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO
 ALTERNATIVA 3
 PROCESAMIENTO EN TIERRA, LONG=60km.
 UNAM | FIG. IV.4.1 | 1983

CUADRO DE BALANCE LV. 4.2

ALTERNATIVA 3, PROCESAMIENTO EN TIERRA L-60 KM.

| CORRIENTE % MOL | 1 | 2 | 3 | 4 | 5 | 6 | 7 | 8 | 9 | 10 |
|--|----------|---------|--------|---------|---------|---------|--------|---------|---------|--------|
| AGUA | 50.384 | 7.665 | .169 | 100.000 | 100.000 | 100.000 | 99.410 | 100.000 | 48.689 | 6.167 |
| AC. SULFHDRIICO | .442 | .079 | 1.576 | --- | --- | --- | .001 | --- | .472 | 1.433 |
| BIOX. DE CARB. | .918 | .051 | 3.381 | --- | --- | --- | .000 | --- | .930 | 2.976 |
| NITROGENO | .119 | .000 | .445 | --- | --- | --- | .000 | --- | .116 | .389 |
| METANO | 15.321 | .225 | 57.025 | --- | --- | --- | .001 | --- | 15.151 | 49.890 |
| ETANO | 4.917 | .639 | 17.776 | --- | --- | --- | .004 | --- | 5.112 | 15.788 |
| PROPANO | 3.622 | 1.875 | 11.793 | --- | --- | --- | .012 | --- | 4.110 | 11.246 |
| ISO BUTANO | .615 | .778 | 1.578 | --- | --- | --- | .005 | --- | .763 | 1.791 |
| N-BUTANO | 1.831 | 2.948 | 4.109 | --- | --- | --- | .021 | --- | 2.348 | 4.904 |
| ISO PENTANO | .670 | 1.843 | .796 | --- | --- | --- | .014 | --- | .874 | 1.284 |
| N-PENTANO | .968 | 2.927 | .903 | --- | --- | --- | .023 | --- | 1.262 | 1.664 |
| HEXANOS (+) | 20.195 | 80.97 | .448 | --- | --- | --- | .508 | --- | 20.170 | 2.518 |
| FLUJO Kg/MOL/Hr | 22075 | 5472 | 5909 | 2598 | 170 | 7765 | 31 | 130 | 22844 | 6745 |
| FLUJO Kg/Hr | 1530665 | 1179540 | 158457 | 46803 | 3059 | 139889 | 573 | 2343 | 1574963 | 196879 |
| TEMP. °C | 83.31 | 78 | 52 | 81 | 66 | 78 | 60 | 51 | 81 | 81 |
| PRES. Kg/Cm ² man | 7.38 | 1.76 | 84.39 | 7.03 | 5.98 | 1.76 | 1.06 | 32.15 | 7.03 | 7.03 |
| DENSIDAD A P y T GR/CM ³ | .0653 | .84526 | .12676 | .9715 | .9803 | .97309 | .97051 | .9876 | .06079 | .00810 |
| RESO MOLECULAR | 69.339 | 215.54 | 26.816 | 18.016 | 18.016 | 18.016 | 18.668 | 18.016 | 68.444 | 29.189 |
| BPD a 15.6°C y 1 atm | 291210.1 | 203329 | --- | 7072 | 462.1 | 1124 | 87.7 | 354 | --- | --- |
| Mm ³ STD/D a 15.6°C y 1 ATM. | --- | --- | .3361 | --- | --- | --- | --- | --- | --- | 3836 |

CUADRO DE BALANCE IV.4.2 ALTERNATIVA 3 PROCESAMIENTO EN PILA ARA 1.60 KM.

| CORRIENTE ZMOL COMPONENTE | 11 | 12 | 13 | 14 | 15 | 16 | 17 | 18 | 19 | 20 |
|---------------------------------|---------|---------|--------|--------|--------|--------|--------|--------|--------|--------|
| AGUA | 60.059 | 60.359 | 16.007 | 16.007 | 9.738 | 9.738 | 6.167 | .099 | 3.745 | 4.095 |
| AC. SULFURICO | .083 | .083 | 1.596 | 1.596 | 1.716 | 1.716 | 1.433 | .224 | 1.470 | 1.484 |
| BIOX. DE CARB. | .088 | .087 | 2.073 | 2.073 | 2.228 | 2.228 | 2.976 | .217 | 3.053 | 3.005 |
| NITROGENO | .002 | .002 | .055 | .055 | .059 | .059 | .389 | .004 | .399 | .379 |
| METANO | .711 | .706 | 19.185 | 19.185 | 20.627 | 20.627 | 49.890 | 1.660 | 51.187 | 49.400 |
| ETANO | .762 | .757 | 15.607 | 15.607 | 16.780 | 16.780 | 15.788 | 1.895 | 16.198 | 16.232 |
| PROPANO | 1.336 | 1.329 | 18.039 | 18.039 | 19.394 | 19.394 | 11.246 | 3.610 | 11.537 | 11.997 |
| ISO-BUTANO | .426 | .424 | 3.521 | 3.521 | 3.785 | 3.785 | 1.731 | 1.228 | 1.776 | 1.893 |
| N-BUTANO | 1.523 | 1.517 | 10.514 | 10.514 | 11.302 | 11.302 | 4.904 | 4.501 | 5.031 | 5.398 |
| ISO-PENTANO | .838 | .835 | 3.054 | 3.054 | 3.282 | 3.282 | 1.284 | 2.613 | 1.317 | 1.432 |
| N-PENTANO | 1.304 | 1.301 | 4.022 | 4.022 | 4.322 | 4.322 | 1.664 | 4.153 | 1.707 | 1.860 |
| HEXANOS (#) | 32.868 | 32.600 | 6.327 | 6.327 | 6.767 | 6.767 | 2.528 | 79.796 | 2.580 | 2.825 |
| FLUJO KG MOL/Hr. | 13501 | 13676 | 439 | 439 | 408 | 408 | 6745 | 1.1 | 6574 | 6982 |
| FLUJO KG/Hr. | 1331281 | 1336788 | 17359 | 17359 | 16786 | 16786 | 196679 | 139 | 193681 | 210467 |
| TEMP. °C | 78 | 78 | 78 | 60 | 60 | 125 | 66 | 63 | 66 | 70 |
| PRES. KG/CM2 MAN. | 1.76 | 1.76 | 1.41 | 1.06 | 1.06 | 5.98 | 5.98 | 1.76 | 5.98 | 5.98 |
| DENSIDAD X P Y T GR/CM3 | .21855 | .21859 | .00331 | .00321 | .00310 | .00889 | .00754 | .18683 | .00742 | .00749 |
| PESO MOLECULAR | 98.603 | 97.745 | 39.537 | 39.537 | 41.106 | 41.106 | 29.189 | 22.489 | 29.462 | 30.143 |
| BPD A 15.6 °C y 1 ATM | --- | --- | --- | --- | --- | --- | --- | 27.7 | --- | --- |
| Mm3 STD/D A 15.6 C y 1 ATM. | --- | --- | 250 | --- | 232 | 232 | --- | --- | 4738 | 3970 |

CUADRO DE BALANCE IV.4.2

ALTERNATIVA 3, PROCESAMIENTO EN LA TIERRA L=60 KM.

| CORRIENTE 7 MOL COMPONENTE | 21 | 22 | 23 | 24 | 25 | 26 | 27 | 28 | 29 | 30 |
|----------------------------------|--------|--------|--------|--------|--------|--------|--------|--------|--------|--------|
| AGUA | 4.095 | 83.877 | 2.060 | 2.060 | 2.060 | 2.220 | .406 | .406 | .406 | 8.708 |
| AC. SULFHDRIICO | 1.484 | .045 | 1.521 | 1.521 | 1.521 | 1.534 | 1.589 | 1.589 | 1.589 | 2.040 |
| BIOX. DE CARB. | 3.005 | .040 | 3.080 | 3.080 | 3.080 | 3.060 | 3.349 | 3.349 | 3.349 | 2.224 |
| NITROGENO | .379 | .001 | .389 | .389 | .389 | .382 | .434 | .434 | .434 | .079 |
| METANO | 49.400 | .283 | 50.653 | 50.653 | 50.653 | 49.969 | 56.062 | 56.062 | 56.062 | 22.292 |
| ETANO | 16.232 | .358 | 16.637 | 16.637 | 16.637 | 16.614 | 17.717 | 17.717 | 17.717 | 13.649 |
| PROPANO | 11.997 | .767 | 12.283 | 12.283 | 12.283 | 12.441 | 11.988 | 11.988 | 11.988 | 18.814 |
| ISO-BUTANO | 1.893 | .281 | 1.934 | 1.934 | 1.934 | 1.981 | 1.641 | 1.641 | 1.641 | 3.866 |
| N-BUTANO | 5.398 | 1.058 | 5.508 | 5.508 | 5.508 | 5.677 | 4.342 | 4.342 | 4.342 | 12.509 |
| ISO-PENTANO | 1.432 | .639 | 1.452 | 1.452 | 1.452 | 1.504 | .873 | .873 | .873 | 3.587 |
| N-PENTANO | 1.860 | 1.036 | 1.881 | 1.881 | 1.881 | 1.957 | 1.014 | 1.014 | 1.014 | 4.907 |
| HEXANOS (+) | 2.825 | 11.615 | 2.602 | 2.602 | 2.602 | 2.661 | .585 | .585 | .585 | 5.325 |
| FLUJO KG MOL/Hr | 6982 | 174 | 6809 | 6809 | 6809 | 6977 | 6078 | 6078 | 6078 | 168 |
| FLUJO KG/Hr | 210467 | 5368 | 205099 | 205099 | 205099 | 211917 | 165275 | 165275 | 165275 | 6818 |
| TEMP. °C | 52 | 50 | 52 | 168 | 52 | 51 | 51 | 128 | 52 | 37 |
| PRESTON KG CM2 MA | 5.63 | 1.76 | 5.63 | 32.86 | 32.15 | 32.15 | 32.15 | 85.10 | 84.39 | 32 |
| DENSIDAD A P Y T. GR/CM3 | .00773 | .23074 | .00754 | .02909 | .04689 | .04602 | .03817 | .08116 | .13067 | .15887 |
| PESO MOLECULAR | 90.143 | 30.895 | 30.124 | 30.124 | 30.124 | 30.373 | 27.193 | 27.193 | 27.193 | 40.471 |
| HPD A 15.6 °C Y 1 ATM | - - - | - - - | - - - | - - - | - - - | - - - | - - - | - - - | - - - | - - - |
| Nm3 STD/D A 15.6 °C y 1 ATM | - - - | - - - | 3871 | 3871 | - - - | - - - | 3656 | 3456 | - - - | - - - |

ALTERNATIVA 3. PROCESAMIENTO EN LA TIERRA L=60 KM.

| CUADRO DE BALANCE IV.4.2 | |
|-----------------------------|--------|
| CORRIENTE COMPONENTE | Z MOL |
| | 31 |
| AGUA | .025 |
| AC. SULFIDRICO | 1.356 |
| BTOX. DE CARB. | 1.287 |
| NITROGENO | .028 |
| METANO | 10.259 |
| ETANO | 10.705 |
| PROPANO | 18.124 |
| ISO-BUTANO | 5.000 |
| N-BUTANO | 17.191 |
| ISO-PENTANO | 6.743 |
| N-PENTANO | 9.712 |
| HEXANOS (+) | 19.57 |
| FLUJO KG MOL/HR | 769 |
| FLUJO KG/HR | 44299 |
| TEMP. °C | 31 |
| PRESION KG/CM2 MAN | 7.38 |
| DENSIDAD A P Y T GR/CM3 | .06713 |
| PESO MOLECULAR | 57.600 |
| RPD A 15.6°C y 1 ATM | --- |
| Nm3 STD/D @ 15.6°C y 1 ATM. | --- |

TABLA IV.4.3 LISTA DE EQUIPO, ALTERNATIVA 3, PROCESAMIENTO EN TIERRA, LONGITUD = 60 Km.

| CLAVE | SERVICIO | CARACTERISTICAS (3) |
|------------|--|--|
| FA-301AB | SEPARADOR DE ALTA PRESION | 3962mmDIX12344mmT-T |
| FA-302AB | SEPARADOR DE BAJA PRESION | 3962mmDIX12192mmT-T |
| FA-303AB | SEPARADOR DE GAS DE ALTA PRESION | 2134mmDIX 3658mmT-T |
| FA-304 | SEPARADOR DE GAS DE BAJA PRESION | 1067mmDIX2743mmT-T |
| EC-301 | ENFRIADOR DE GAS DE ALTA PRESION | Q = 3.1 MMKCal/Hr. |
| EC-302 | ENFRIADOR DE GAS DE BAJA PRESION | Q = 0.5 MMKCal/Hr. |
| GA-301AB/R | BOMBA DE CRUDO DE PRODUCCION | $\Delta P = 2.5 \text{ Kg/Cm}^2 \text{ man.}$ Lpm = 11629 |
| GB-301 | COMPRESOR DE BAJA PRESION | POTENCIA = 562 KW (4) |
| GB-302 | COMPRESOR DE ALTA PRESION 1/a. ETAPA | POTENCIA = 12731 KW (4) |
| GB-303 | COMPRESOR DE ALTA PRESION 2/a. ETAPA | POTENCIA = 5755 KW (4) |
| EC-303 | ENFRIADOR DE GAS DEL COMPRESOR DE BAJA PRESION | Q = 3.6 MMKCal/Hr. (4) |
| EC-304AB | ENFRIADOR DE GAS DE 1/a. ETAPA | Q = 8.4 MMKCal/Hr (4) |
| EC-305AB | ENFRIADOR DE GAS DE 2/a. ETAPA | Q = 4.5 MMKCal/Hr (4) |
| FA-305AC | RECUPERADOR DE CONDENSADOS DE BAJA PRESION | 1829mmDIX2744mmT-T (4) |
| FA-306AB | RECUPERADOR DE CONDENSADOS DE 1/a. ETAPA | 1524mmDIX5183mmT-T (4) |
| FA-307 | RECUPERADOR DE CONDENSADOS DE 2/a. ETAPA | 1677mmDIX3505mmT-T (4) |
| GE-301AB/R | TURBOGENERADOR | POTENCIA = 2500 KW |

NOTAS:

- 1).- LA PRESION Y TEMPERATURA EN EL DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO ESTA EN Kg/Cm² man. Y °C, RESPECTIVAMENTE.
- 2).- EL BALANCE DE MATERIA Y ENERGIA CORRESPONDE AL CASO DE DISEÑO.
- 3).- LAS CARACTERISTICAS ESTAN DADAS POR UNIDAD.
- 4).- ESTE EQUIPO ESTARA INTEGRADO EN FORMA MODULAR; SE CONSIDERAN DOS MODULOS EN OPERACION Y UNO DE RELEVO GB-301AB/R.

CUADRO DE BALANCE IV.5.2

ALTERNATIVA 3. PROCESAMIENTO EN TIERRA L=90 KM.

| CORRIENTE % MOL COMPONENTE | 1 | 2 | 3 | 4 | 5 | 6 | 7 | 8 | 9 | 10 |
|--|---------|---------|---------|---------|--------|--------|--------|---------|--------|--------|
| AGUA | 50.384 | 7.483 | 0.169 | 100.00 | 100.00 | 100.00 | 100.00 | 59.871 | 2.163 | 5.798 |
| AC. SULFHDRIICO | .442 | .151 | 1.552 | --- | --- | --- | --- | .120 | 1.466 | 2.185 |
| BLOX. DE CARB. | .918 | .094 | 3.443 | --- | --- | --- | --- | .121 | 3.026 | 3.097 |
| NITROGENO | .119 | .00 | 0.458 | --- | --- | --- | --- | .002 | .461 | .076 |
| METANO | 15.321 | .383 | 58.641 | --- | --- | --- | --- | .934 | 57.901 | 28.996 |
| ETANO | 4.917 | 1.103 | 17.852 | --- | --- | --- | --- | 1.028 | 16.983 | 21.601 |
| PROPANO | 3.622 | 2.977 | 11.014 | --- | --- | --- | --- | 1.751 | 10.301 | 20.163 |
| ISO-BUTANO | .615 | 1.031 | 1.353 | --- | --- | --- | --- | .499 | 1.290 | 2.996 |
| N-BUTANO | 1.831 | 3.653 | 3.447 | --- | --- | --- | --- | 1.701 | 3.351 | 8.058 |
| ISO-PENTANO | .670 | 1.923 | 0.683 | --- | --- | --- | --- | .831 | .725 | 1.838 |
| N-PENTANO | .968 | 2.965 | 0.801 | --- | --- | --- | --- | 1.266 | .890 | 2.273 |
| HEXANOS (+) | 20.193 | 78.236 | 0.588 | --- | --- | --- | --- | 31.874 | 1.140 | 2.918 |
| FLUJO KG MOL/ltr | 22.075 | 5655 | 5731 | 2670 | 7886 | 114 | 20 | 13914 | 5644 | 374 |
| FLUJO KG/HR. | 1530664 | 1187721 | 150362 | 48102 | 142067 | 2050 | 364 | 1343022 | 148960 | 13295 |
| TEMP. °C | 57.12 | 55.00 | 52.00 | 57.00 | 55 | 51.00 | 52 | 55 | 56 | 55 |
| PRES. KG/CM ² MAN | 7.38 | 1.76 | 87.39 | 7.031 | 1.70 | 32.15 | 5.63 | 1.76 | 5.98 | 1.76 |
| DENSIDAD A P Y T GR/CM ³ | .07856 | .85197 | 0.12015 | 0.98494 | 0.9856 | 0.9876 | 0.9873 | .2589 | .00681 | .00363 |
| PESO MOLECULAR | 69.339 | 210.037 | 26.238 | 18.016 | 38.016 | 18.016 | 18.016 | 98.523 | 26.391 | 35.429 |
| BPD A 15.6°C y 1 ATM | 291210 | 205706 | --- | 7268 | 1242 | 340 | 55 | --- | --- | --- |
| Mm ² STOD A 15.6°C y 1 ATM | --- | --- | 3528 | --- | --- | --- | --- | --- | 3209 | 212 |

99

CUADRO DE BALANCE IV.5.2

ALTERNATIVA 2, PROCESAMIENTO EN TIERRA 1=90 KM.

| CORRIENTE ZMOL COMPONENTE | 11 | 12 | 13 | 14 | 15 | 16 | 17 | 18 | 19 | 20 |
|---------------------------------|--------|--------|--------|--------|--------|--------|--------|--------|--------|--------|
| AGUA | 5.798 | 2.389 | 2.589 | 2.060 | 2.060 | 2.060 | 2.260 | .407 | .407 | .407 |
| AC. SULFHDRIICO | 2.185 | 1.511 | 1.511 | 1.516 | 1.516 | 1.516 | 1.521 | 1.556 | 1.556 | 1.556 |
| BIOX. DE CARB. | 3.097 | 3.312 | 3.312 | 3.323 | 3.323 | 3.323 | 3.305 | 3.423 | 3.423 | 3.423 |
| NITROGENO | .076 | .437 | .437 | .439 | .439 | .439 | .434 | .453 | .453 | .453 |
| METANO | 28.996 | 56.107 | 56.107 | 56.296 | 56.296 | 56.296 | 55.791 | 58.078 | 58.078 | 58.078 |
| ETANO | 21.601 | 17.270 | 17.270 | 17.328 | 17.328 | 17.328 | 17.288 | 17.802 | 17.802 | 17.802 |
| PROPANO | 20.163 | 10.913 | 10.913 | 10.950 | 10.950 | 10.950 | 11.029 | 11.096 | 11.096 | 11.096 |
| ISO-BUTANO | 2.996 | 1.396 | 1.396 | 1.401 | 1.401 | 1.401 | 1.426 | 1.380 | 1.380 | 1.380 |
| N-BUTANO | 8.058 | 3.643 | 3.643 | 3.655 | 3.655 | 3.655 | 3.747 | 3.546 | 3.546 | 3.546 |
| ISO-PENTANO | 1.838 | .795 | .795 | .797 | .797 | .797 | .829 | .718 | .718 | .718 |
| N-PENTANO | 2.273 | .976 | .976 | .979 | .979 | .979 | 1.026 | .853 | .853 | .853 |
| HEXANOS(+) | 2.918 | 1.250 | 1.250 | 1.255 | 1.255 | 1.255 | 1.343 | .689 | .689 | .689 |
| FLUJO KG MOL/Hr | 374 | 6018 | 6018 | 5998 | 5998 | 5998 | 6084 | 5847 | 5817 | 5817 |
| FLUJO KG/Hr | 13235 | 162195 | 162195 | 161831 | 161831 | 161831 | 165243 | 153774 | 152774 | 152774 |
| TEMP. °C | 55 | 60 | 52 | 52 | 179 | 52 | 51 | 51 | 130 | 52 |
| PRES. KG/CM2 MAN | 1.76 | 5.98 | 5.63 | 5.63 | 32.86 | 32.15 | 32.15 | 32.15 | 85.10 | 84.39 |
| DENSIDAD A P y T GR/CM3 | .00363 | .00686 | .00672 | .00670 | .02491 | .03860 | .03926 | .03670 | .07742 | .12218 |
| PESO MOLECULAR | 35.429 | 26.952 | 26.952 | 26.982 | 26.982 | 26.982 | 27.162 | 26.436 | 26.436 | - - - |
| BPD A 15.6°C y 1 ATM. | - - - | - - - | - - - | - - - | - - - | - - - | - - - | - - - | - - - | - - - |
| Mm3 SID/D a 15.6°C 6 1 ATM | 212 | 3422 | - - - | 3410 | 3410 | - - - | - - - | 3307 | 3307 | - - - |

CUADRO DE BALANCE IV.5.2 (CONTINUACION)

| CORRIENTE % MOL | 21 | 22 | 23 |
|--------------------------------|--------|--------|---------|
| COMPONENTE | | | |
| AGUA | 16.234 | .028 | 50.037 |
| AC. SULFURICO | 1.854 | 1.310 | .448 |
| BLOX. DE CARB. | 2.073 | 1.296 | .920 |
| NITROGENO | .072 | .027 | .110 |
| METANO | 20.599 | 10.390 | 15.287 |
| ETANO | 14.489 | 10.602 | 4.956 |
| PROPANO | 16.552 | 16.699 | 3.712 |
| ISO-BUTANO | 3.182 | 4.233 | .640 |
| N-BUTANO | 10.108 | 14.171 | 1.916 |
| ISO-PENTANO | 3.025 | 5.664 | .704 |
| N-PENTANO | 4.285 | 8.351 | 1.018 |
| HEXANOS (+) | 7.528 | 27.247 | 20.243 |
| FLUJO KG MOL/Hr. | 86 | 153 | 22228 |
| FLUJO KG/lir | 3412 | 9419 | 1540084 |
| TEMP. °C | 38 | 30 | 57 |
| PRESION KG/CM2 MAN | 32.15 | 7.38 | 7.09 |
| DENSIDAD A P y T (GR/CM3) | .16576 | .14183 | .07475 |
| PESO MOLECULAR | 39.669 | 61.486 | 69.285 |
| BPD A 15.6°C y 1 ATM | --- | --- | --- |
| Mm3 STD/D a 15.6°C y 1 ATM. | --- | --- | --- |

TABLA IV. 5. 3 LISTA DE EQUIPO ALTERNATIVA 3, PROCESAMIENTO EN TIERRA, LONGITUD = 90 Km.

| CLAVE | SERVICIO | CARACTERISTICAS (3) |
|------------|--|--|
| FA-401AB | SEPARADOR DE ALTA PRESION | 3962mmDIX12344mmT-T |
| FA-402AB | SEPARADOR DE BAJA PRESION | 3962mmDIX12192mmT-T |
| GA-401AB/R | BOMBA DE CRUDO DE PRODUCCION | $\Delta P = 2.5 \text{ Kg/Cm}^2 \text{ man.}$ $Lpm = 11618$ |
| GB-401 | COMPRESOR DE BAJA PRESION | POTENCIA = 385 KW (4) |
| GB-402 | COMPRESOR DE ALTA PRESION 1/a. ETAPA | POTENCIA = 11496 KW (4) |
| GB-403 | COMPRESOR DE ALTA PRESION 2/a. ETAPA | POTENCIA = 5592 KW (4) |
| EC-401 | ENFRIADOR DE GAS DEL COMPRESOR DE BAJA PRESION | $Q = 0.9 \text{ MMKcal/Hr}$ (4) |
| EC-402AB | ENFRIADOR DE GAS DE 1/a. ETAPA | $Q = 6.5 \text{ MMKcal/Hr}$ (4) |
| EC-403AB | ENFRIADOR DE GAS DE 2/a. ETAPA | $Q = 4.2 \text{ MMKcal/Hr}$ (4) |
| FA-403AC | RECUPERADOR DE CONDENSADOS DE BAJA PRESION | 1524mmDIX2591mmT-T (4) |
| FA-404AB | RECUPERADOR DE CONDENSADOS DE 1/a. ETAPA | 1372mmDIX3353mmT-T (4) |
| FA-405 | RECUPERADOR DE CONDENSADOS DE 2/a. ETAPA | 1524mmDIX3201mmT-T (4) |
| GE-401/R | TURBOGENERADOR | POTENCIA = 2500 KW |

NOTAS:

- 1).- LA PRESION Y TEMPERATURA EN EL DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO ESTA EN $\text{Kg/Cm}^2 \text{ man.}$ Y $^{\circ}\text{C}$, RESPECTIVAMENTE.
- 2).- EL BALANCE DE MATERIA Y ENERGIA CORRESPONDE AL DE DISEÑO.
- 3).- LAS CARACTERISTICAS ESTAN DADAS POR UNIDAD.
- 4).- ESTE EQUIPO ESTARA INTEGRADO EN FORMA MODULAR; SE CONSIDERA UN MODULO EN OPERACION Y UNO DE RELEVO GB-401A/R.

C A P I T U L O

V

V. DIMENSIONAMIENTO PRELIMINAR DE LAS INSTALACIONES REQUERIDAS.

En la evaluación técnico-económica de alternativas de procesamiento, es necesario conocer el número y características de los equipos principales de proceso, ya que estos constituyen un parámetro importante de comparación para la definición de la mejor alternativa, debido a que están en proporción directa con la complejidad del sistema y de sensibilidad económica.

Dentro del presente inciso, se describen en forma general los métodos que se utilizan para su dimensionamiento y las características de los mismos.

V.1 Dimensionamiento preliminar de los recipientes de proceso.

Para el tipo de proceso establecido, los recipientes que se recomiendan son los denominados separadores vapor-líquido, ya que la principal función de este tipo de recipientes es separar mezclas vapor-líquido y entregar vapores sustancialmente libres de líquidos a otras unidades de proceso; los separadores pueden ser horizontales o verticales.

Los separadores verticales se recomiendan para el manejo de mezclas con una elevada relación de flujo en masa vapor/líquido, mientras que los separadores horizontales se prefieren cuando la relación de flujo en masa vapor/líquido es pequeña.

De acuerdo a lo anterior, los predimensionamientos de los recipientes se hizo de tal manera que cumplan con el servicio requerido para cada alternativa, con la metodología de cálculo siguiente:

A. Recipientes horizontales.

a) Características de la alimentación.

- Condiciones de presión y temperatura.
- Características de los fluidos, densidad, viscosidad y tensión superficial.

b) Cálculo de los flujos volumétricos para las dos fases.

$$Q = \frac{w}{60\rho}$$

Donde: Q = Gasto volumétrico en m^3/min
 w = Gasto en masa Kg/Hr.
 ρ = Densidad en Kg/m^3

c) Cálculo del flujo volumétrico total (Q_t)

$$Q_t = Q_l + Q_v$$

Donde: Q_l = Flujo volumétrico de la fase líquida
 Q_v = Flujo volumétrico de la fase vapor

d) Cálculo del diámetro mínimo requerido (D)

$$D = \sqrt{\frac{Q_v}{0.785V60}} \quad (m)$$

V = VELOCIDAD RECOMENDADA DE SEPARACION EN m/seg.
 ρ = DENSIDAD EN Kg/m^3

$$V = 0.107 \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_v}{\rho_v}}$$

e) Área mínima requerida para la separación (A_v)

$$A_v = \frac{Q_v}{60V} \quad (\text{m}^2)$$

f) Cálculo del volumen de líquido residente (V_r)

$$V_r = Q_v \times \theta_r$$

θ_r = TIEMPO DE RESIDENCIA.

El tiempo de residencia es el tiempo mínimo que se requiere para permitir una separación adecuada del líquido y el gas.

g) Cálculo del diámetro requerido para almacenar el líquido.

$$D = \frac{V_r}{0.785 \text{ L/D}}$$

L/D = Se sugiere un valor en función de la presión de operación.

h) Cálculo del área disponible para el líquido (A_f)

- Cálculo del área total (A_t)

$$A_t = 0.785D^2$$

- Determinación del área transversal ocupada por el líquido en el nivel mínimo (A_b)

Para su cálculo, se obtiene la relación h_b/D , que es la relación entre la altura del nivel mínimo y el diámetro del recipiente. Esta relación es directamente proporcional a la relación entre el área transversal del nivel mínimo y el área total.

del tanque (A_b/A_t). Una vez obtenida la relación A_b/A_t se multiplica ésta por el valor de A_t y se determina A_b .

h_b se fija en 15 cm (0.5 Ft) por la práctica normalizada de proporcionar un sello de líquido en el tanque.

= Determinación del área de sección transversal que ocupa el vapor sobre el nivel máximo (A_v).

El cálculo de esta área, esta en función de la velocidad recomendada de separación y el flujo volumétrico del gas ($Q_v/V60$). Esta variable se comprueba de la siguiente manera: Se calcula la relación entre el área mínima para el vapor, sobre el área total (A_v/A_t), esta relación esta en función directa con el cociente de la altura mínima del espacio vapor y el diametro del recipiente h_v/D . Con este dato se calcula h_v y este no debe ser menor al especificado para recipientes con malla separadora que es de 457 mm (1.5 Ft). La altura que resulte mayor será la considerada para la estimación de A_v y el cálculo de A_1 por la siguiente expresión:

$$A_1 = A_t - (A_v + A_b) \quad ; \quad (m^2)$$

i) Determinación de la longitud del recipiente (L)

$$L = \frac{V_{r*}}{A_1} \quad (m)$$

j) Cálculo de la velocidad de separación real (V_p)

$$*V_r = \frac{Q_v}{A_v} \quad (\text{m/seg}) \quad \text{*Debe ser menor a la velocidad recomendada de separación.}$$

k) Comprobación del tiempo de residencia (θ_r)

$$\theta_r = \frac{V_r}{Q_1} = \frac{A_1 \times L}{Q_1}$$

B. Recipientes verticales

El dimensionamiento de este tipo de recipientes se realiza en forma similar a los horizontales, solo que varía en lo siguiente:

a) Cálculo del volumen de líquido residente (V_r)

$$V_r = Q_1 \times \theta_r \quad \theta_r = \text{El tiempo de residencia para este tipo de tanques, no tiene que ser menor a 5 minutos}$$

b) Cálculo de la altura entre el nivel máximo y mínimo (h_r)

$$h_r = \frac{V_r}{A_t}$$

c) Cálculo de la longitud total (L)

$$L = h_t + s + h_v + h_{bn} + h_r + h_b$$

h_t = Espacio vapor arriba de la malla separadora, de acuerdo al diseño se considera igual a 305 mm (1 Ft).

s = Espesor de la malla separadora, de acuerdo al diseño se considera igual a 152.5 mm (0.5 Ft).

h_v = Altura del espacio vapor, siendo:

$$h_v = 0.2 \cdot DI + 91 \text{ cm} + \phi / 2; \quad \text{cm.}$$

Donde:

\emptyset = Diámetro de la boquilla de alimentación.

Para el cálculo de esta boquilla se deben hacer las siguientes consideraciones:

- El patrón de flujo debe ser del tipo anular o de burbuja preferentemente.
- La velocidad del flujo en la boquilla debe ser menor a la de erosión (V_e):

$$V_e = 48.768 / \sqrt{\rho_m} \quad = \text{m/seg.}$$

ρ_m = Densidad de la mezcla

$$\emptyset_{\text{min}} = \sqrt{\frac{Q_t}{0.785 V_e 60}} \quad (\text{m.})$$

Este diámetro calculado con la velocidad de erosión, es el diámetro mínimo de la boquilla y se utiliza como parámetro para fijar el diámetro más conveniente de acuerdo a los patrones de flujo recomendables (anular, burbuja, etc.). Las ecuaciones

para la determinación del patrón de flujo según el método de Baker son las siguientes:

$$Bx = 581 \left(\frac{H_L}{W_V} \right) \left(\sqrt{\frac{\rho_L \rho_V}{\rho_L^{2/3}}} \right) \left(\mu^{1/3} / G_L \right)$$

$$By = 0.6583 \frac{W_V}{(A \sqrt{\rho_L \rho_V})}$$

Donde: G_L = Tensión superficial del líquido

A = Sección transversal de la boquilla

h_{bn} = Altura entre el nivel máximo y la boquilla de alimen-

tación, siendo:

$$h_{bn} = 0.2DI + 15.2 + 0/2 \quad \text{en Cm.}$$

De acuerdo a la metodología propuesta anteriormente, el dimensionamiento de los separadores gas-líquido necesarios en cada una de las alternativas se muestra en la tabla V.1.

TABLA V.1.1

CARACTERISTICAS GENERALES DE RECIPIENTES
ALTERNATIVA 1 Y 2. PROCESAMIENTO EN MAR

| CLAVE | FA-101AB | FA-102AB | FA-103AB | FA-104 |
|--|---------------------------|---------------------------|-------------------------------|--------------------------|
| SERVICIO | SEPARADOR DE ALTA PRESION | SEPARADOR DE BAJA PRESION | SEPARADOR DE GAS ALTA PRESION | SEPARADOR DE GAS DE B.P. |
| DIAMETRO (mm) | 3962 | 3962 | 3962 | 1806 |
| LONGITUD T-T (mm) | 12344 | 12192 | 4572 | 3353 |
| CAPACIDAD (Lts) | 152063 | 150312 | 24106 | 8589 |
| PRESION DE DISEÑO (Kg/Cm ²) man. | 9.2 | 3.9 | 8.1 | 3.2 |
| TEMPERATURA DE DISEÑO (C) | 133 | 115 | 80 | 74 |

NOTA: LAS CARACTERISTICAS ESTAN DADAS POR UNIDAD

TABLA V. 1.1 CARACTERISTICAS GENERALES DE RECIPIENTES
(CONTINUACION) ALTERNATIVA 1 y 2, PROCESAMIENTO EN MAR

| CLAVE | FA-105AD | FA-106AB | FA-107 |
|---|--|--|--|
| SERVICIO | RECUPERADOR DE CONDENSADOS DE BAJA PRESION | RECUPERADOR DE CONDENSADOS DE 1/a. ETAPA | RECUPERADOR DE CONDENSADOS DE 2/a. ETAPA |
| DIAMETRO (mm) | 1829 | 1524 | 1219 |
| LONGITUD T-T (mm) | 3048 | 8535 | 3505 |
| CAPACIDAD (Lts) | 8008 | 15569 | 4091 |
| PRESION DE DISEÑO (Kg/Cm ²)man | 7.8 | 35.4 | 92.9 |
| TEMPERATURA DE DISEÑO (°C) | 66 | 65 | 66 |

NOTA: LAS CARACTERISTICAS ESTAN DADAS POR UNIDAD

TABLA V.1.2

CARACTERISTICAS GENERALES DE RECIPIENTES
ALTERNATIVA 3, PROCESAMIENTO EN TIERRA L= 30 Km

| CLAVE | FA-201AB | FA-202AB | FA-203AB | FA-204 |
|---|---------------------------|---------------------------|----------------------------------|----------------------------------|
| SERVICIO | SEPARADOR DE ALTA PRESION | SEPARADOR DE BAJA PRESION | SEPARADOR DE GAS DE ALTA PRESION | SEPARADOR DE GAS DE BAJA PRESION |
| DIAMETRO (mm) | 3962 | 3962 | 2438 | 1372 |
| LONGITUD I-T (mm) | 12344 | 12192 | 4420 | 3048 |
| CAPACIDAD (Lts) | 152063 | 150312 | 20634 | 4506 |
| PRESION DE DISEÑO (Kg/Cm ²)man. | 9.2 | 3.9 | 8.1 | 3.2 |
| TEMPERATURA DE DISEÑO (°C) | 126 | 109 | 80 | 74 |

NOTA: LAS CARACTERISTICAS ESTAN DADAS POR UNIDAD

TABLA V.1.2
(CONTINUACION)

CARACTERISTICAS GENERALES DE RECIPIENTES
ALTERNATIVA 3, PROCESAMIENTO EN TIERRA L = 30 Km

| CLAVE | FA-205AD | FA-206AB | FA-207 |
|---|------------------------------------|---------------------------------------|---------------------------------------|
| SERVICIO | RECUPERADOR DE CONDENSADOS DE B.P. | RECUPERADOR DE CONDENSADOS 1/a. ETAPA | RECUPERADOR DE CONDENSADOS 2/a. ETAPA |
| DIAMETRO (mm) | 1677 | 1524 | 1219 |
| LONGITUD T-T (mm) | 2896 | 7316 | 3505 |
| CAPACIDAD (Lts) | 6397 | 13446 | 4091 |
| PRESION DE DISEÑO (Kg/Cm ²) | 7.8 | 35.4 | 92.9 |
| TEMPERATURA DE DISEÑO (°C) | 66 | 65 | 66 |

NOTA: LAS CARACTERISTICAS ESTAN DADAS POR UNIDAD

08

TABLA V. 1.3

CARACTERISTICAS GENERALES DE RECIPIENTES
ALTERNATIVA 3. PROCESAMIENTO EN TIERRA L=60 Km.

| CLAVE | FA-301AB | FA-302AB | FA-303AB | FA-304 |
|--|---------------------------|---------------------------|----------------------------------|----------------------------------|
| SERVICIO | SEPARADOR DE ALTA PRESION | SEPARADOR DE BAJA PRESION | SEPARADOR DE GAS DE ALTA PRESION | SEPARADOR DE GAS DE BAJA PRESION |
| DIAMETRO (mm) | 3962 | 3962 | 2134 | 1067 |
| LONGITUD T-T (mm) | 12344 | 12192 | 3658 | 2743 |
| CAPACIDAD (Lts) | 152063 | 150312 | 13083 | 2453 |
| PRESION DE DISEÑO (Kg/Cm ²)man | 9.2 | 3.9 | 8.1 | 3.2 |
| TEMPERATURA DE DISEÑO (°C) | 95 | 92 | 80 | 74 |

NOTA: LAS CARACTERISTICAS ESTAN DADAS POR UNIDAD

TABLA V.1.3
(CONTINUACION)

CARACTERISTICAS GENERALES DE RECIPIENTES
ALTERNATIVA 3, PROCESAMIENTO EN TIERRA L= 60 Km

| CLAVE | FA-305ABC | FA-306AB | FA-307 |
|--|------------------------------------|---------------------------------------|---------------------------------------|
| SERVICIO | RECUPERADOR DE CONDENSADOS DE B.P. | RECUPERADOR DE CONDENSADOS 1/a. ETAPA | RECUPERADOR DE CONDENSADOS 2/a. ETAPA |
| DIAMETRO (mm) | 1829 | 1524 | 1677 |
| LONGITUD T-T (mm) | 2744 | 5183 | 3505 |
| CAPACIDAD (Lts) | 7209 | 9455 | 7742 |
| PRESION DE DISEÑO (Kg/Cm ²)man | 7.8 | 35.4 | 92.9 |
| TEMPERATURA DE DISEÑO (°C) | 66 | 65 | 66 |

NOTA: LAS CARACTERISTICAS ESTAN DADAS POR UNIDAD

TABLA V.1.4

CARACTERISTICAS GENERALES DE RECIPIENTES
ALTERNATIVA 3, PROCESAMIENTO EN TIERRA, L = 90 Km.

| CLAVE | FA-401AB | FA-402AB | FA-403AC |
|--|---------------------------|---------------------------|------------------------------------|
| SERVICIO | SEPARADOR DE ALTA PRESION | SEPARADOR DE BAJA PRESION | RECUPERADOR DE CONDENSADOS DE B.P. |
| DIAMETRO (mm) | 3962 | 3962 | 1524 |
| LONGITUD T-T (mm) | 12344 | 12192 | 2591 |
| CAPACIDAD (Lts) | 152063 | 150312 | 4727 |
| PRESION DE DISEÑO (Kg/Cm ²) man. | 9.2 | 3.9 | 7.8 |
| TEMPERATURA DE DISEÑO (°C) | 71 | 69 | 66 |

NOTA: LAS CARACTERISTICAS ESTAN DADAS POR UNIDAD.

TABLA V.1.4
(CONTINUACION)

CARACTERISTICAS GENERALES DE RECIPIENTES
ALTERNATIVA 3, PROCESAMIENTO EN TIERRA L = 90 Km

| CLAVE | FA-404AB | FA-405 |
|--|---------------------------------------|---------------------------------------|
| SERVICIO | RECUPERADOR DE CONDENSADOS 1/a. ETAPA | RECUPERADOR DE CONDENSADOS 2/a. ETAPA |
| DIAMETRO (mm) | 1372 | 1524 |
| LONGITUD T-T (mm) | 3353 | 3201 |
| CAPACIDAD (Lts) | 4952 | 5835 |
| PRESION DE DISEÑO (Kg/Cm ²) man | 35.4 | 92.9 |
| TEMPERATURA DE DISEÑO (°C) | 65 | 66 |

NOTA: LAS CARACTERISTICAS ESTAN DADAS POR UNIDAD

V.2 DISEÑO TÉRMICO DE ENFRIADORES CON AIRE.

Para este tipo de intercambio los equipos recomendados son los enfriadores con aire, este tipo de intercambiadores que pertenecen a la clasificación de equipos de superficie extendida (tubos aletados), se seleccionan principalmente para mejorar la transferencia de calor de un gas o vapor en uno o ambos lados del cambiador, cuando su coeficiente de transferencia de calor es bajo. Su aplicación clásica es el uso de tubos aletados en los enfriadores con aire para la condensación de vapores.

Enseguida se describe la metodología que se utilizó para el diseño de este tipo de enfriadores.

a) Datos requeridos para el fluido de proceso:

Fase; propiedades físicas: densidad, calor específico, viscosidad, conductividad térmica; temperatura promedio, carga térmica (Q); flujo (W); temperatura de entrada y salida (T_1, T_2); factor de ensuciamiento ($R_d \text{ min} = 0.0002 \text{ H m}^2 \text{ }^\circ\text{C/KCal}$); caída de presión permitida.

b) Datos requeridos para el aire.

Temperatura ambiente ($t_1 = 37.7 \text{ }^\circ\text{C}$)

Altitud: Nivel del mar.

c) Suposiciones básicas.

Este tipo de suposiciones están apoyadas en gran cantidad de investigaciones y recomendaciones anteriores.

Tipo de tiro: Forzado; dimensiones de los tubos, diámetro exterior 1", altura de las aletas varía de 0.5 a 0.625 de pulgada, el número usual de aletas por pulgada, cuando se colocan transversalmente, oscila de 7 a 11 y el arreglo de los tubos que es triangular.

d) Determinación del coeficiente de transferencia global (U_x):

Se obtiene de los recomendados de acuerdo al método y se obtiene con los siguientes datos:

Altura de aletas

Número de aletas/pulgada de tubo.

Presión del gas a enfriar.

e) Gradiente de temperatura del aire (ΔT_a)

$$\Delta T_a = \left(\frac{U_x + 1}{\#ALET/Pulg. tubo} \right) \left(\frac{T_1 + T_2}{2} - t_1 \right)$$

f) Cálculo de la diferencia de temperaturas media logarítmica

(LMTD):

$$LMTD = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln(\Delta T_1 / \Delta T_2)}$$

g) Cálculo del área de transferencia de calor requerido (A_x):

$$A_x = \frac{Q}{U_x \text{ LMTD}} \quad (\text{m}^2)$$

h) Se determina el área de transferencia de calor por pie² de área de proyección del banco de tubos (APSF); en función del espaciamiento de tubos, arreglo y suposición del número de camas de tubos.

i) Cálculo del área de proyección total (F_a):

$$F_a = \frac{A_x}{\text{APSF}} = \frac{\frac{\text{m}^2 \text{ transferencia}}{\text{m}^2 \text{ área de proyección}}}{\frac{\text{m}^2 \text{ transferencia}}{\text{m}^2 \text{ área de proyección}}} = \text{m}^2 \text{ área de proyección}$$

j) Cálculo del ancho de la unidad (WTH), suponiendo una longitud de tubos (L).

$$\text{WTH} = \frac{F_a}{L} = \text{metros}$$

k) Obtención del área de transferencia de calor por m de longitud de tubo aletado (APF), en función de las dimensiones de los tubos aletados.

l) Cálculo del número de tubos aletados (N_t):

$$N_t = \frac{A_x}{(\text{APF}) (L)}$$

m) Cálculo de la masa velocidad del fluido de proceso (G_t), su-
poniendo un número de pasos (N_p).

$$A_t = \text{Área total de flujo} = 0.785 (DI)^2$$

$$G_t = \frac{(W_t)(N_p)}{3600 (N_t) (A_t)} = \text{gr/cm}^2\text{-seg}$$

n) Cálculo de la caída de presión del lado de los tubos (ΔP_t):

$$\Delta P_t = \frac{f Y L N_p}{\phi} + B (N_p)$$

En donde:

Con G_t y la densidad del gas, se obtienen los factores de --
corrección Y y B.

f = Factor de fricción, para su determinación se calcula el
número de Reynolds (N_r)

$$N_r = \frac{(DI)(G_t)}{\mu}$$

Con el número de Reynolds se obtiene de gráficas el factor
de fricción (f).

ϕ = Corrección por gradiente de viscosidad

n) Cálculo del flujo másico del aire (W_a):

$$W_a = \frac{Q}{C_p \text{ aire } \Delta T_a} = (\text{Kg/Hr}); C_p \text{ aire} = 0.24 \text{ KCal/Kg } ^\circ\text{C}$$

o) Cálculo de la masa velocidad del aire (G_a):

$$G_a = W_a / F_a \quad (\text{Kg/Hr m}^2)$$

p) Cálculo del área cubierta por cada ventilador (FAPP).

Para su cálculo se supone el número de ventiladores, así como el porcentaje de área de proyección que cubre el ventilador, se considera de un 40%

$$FAPP = \frac{0.40 F_a}{\text{No. de Vent.}}$$

q) Cálculo del diámetro del ventilador (D):

$$D = \sqrt{\frac{FAPP}{0.785}}$$

r) Cálculo de la presión estática del aire (ΔP_a):

$$\Delta P_a = \frac{(FP) (\text{NUM. DE CAMAS DE TUBOS})}{DR}$$

En donde:

FP = Factor de caída de presión del lado del aire. Se deter-

mina gráficamente en función de G_a .

DR = Relación de densidad del aire, se obtiene en función de la altitud y la temperatura ambiente.

Para el nivel del mar: DR = 16.03 Kg/m³

s) Cálculo del flujo volumétrico real del aire (ACFM):

$$ACFM = \frac{0.222 \cdot W_a}{60 (DR)} \quad (\text{Ft}^3/\text{min})$$

t) Cálculo de la presión del ventilador aproximada (PF):

$$PF = \Delta P_a + \left(\frac{ACFM/VENTILADORES}{4000 (0.785) D^2} \right)^2 (DR)$$

En donde: D = Diámetro del ventilador

u) Cálculo de la potencia del ventilador (HP):

$$HP = \frac{(ACFM/VENTILADORES) (PF)}{(6370) (\%EFICIENCIA)}$$

Se supone una eficiencia del motor de 70%

Siguiendo la metodología plasmada anteriormente se obtienen las características principales de estos equipos los cuales se muestran en la tabla V.2 para cada alternativa.

TABLA V.2.1 CARACTERISTICAS PRINCIPALES DE LOS ENFRIADORES CON AIRE ALTERNATIVAS 1 y 2, PROCESAMIENTO EN MAR.

| CLAVE | EC-101AB | EC-102 | EC-103AB | EC-104AB | EC-105AB |
|---|----------------------------------|----------------------------------|---|-------------------------------|-------------------------------|
| SERVICIO | ENFRIADOR DE GAS DE ALTA PRESION | ENFRIADOR DE GAS DE BAJA PRESION | ENFRIADOR DE GAS DEL COM-PRESOR DE B.P. | ENFRIADOR DE GAS DE 1/a ETAPA | ENFRIADOR DE GAS DE 2/a ETAPA |
| NUMERO DE UNIDADES | 2 | 1 | 2 | 2 | 2 |
| CARGA TERMICA (MMKcal/Hr) | 11.9 | 4.0 | 3.2 | 12.5 | 4.8 |
| AREA DE TRANSFERENCIA (m ²) | 25468 | 11385 | 14416 | 16983 | 6278 |
| NUM. DE VENT. | 2 | 2 | 2 | 2 | 2 |
| POTENCIA (KW/VENT) | 497 | 68 | 87 | 90 | 27 |
| POTENCIA TOTAL (KW) | 1987 | 136 | 348 | 360 | 108 |

NOTA: LAS CARACTERISTICAS ESTAN DADAS POR UNIDAD

TABLA V. 2.2 CARACTERISTICAS PRINCIPALES DE LOS ENFRIADORES CON AIRE ALTERNATIVA 3, PROCESAMIENTO EN TIERRA, $\eta_c = 50$ Km.

| CLAVE | EC-201 | EC-202 | EC-203AB | EC-204AB | EC-205AB |
|--|----------------------------------|----------------------------------|---|--------------------------------|--------------------------------|
| SERVICIO | ENFRIADOR DE GAS DE ALTA PRESION | ENFRIADOR DE GAS DE BAJA PRESION | ENFRIADOR DE GAS DEL COM-PRESOR DE B.P. | ENFRIADOR DE GAS DE 1/a. ETAPA | ENFRIADOR DE GAS DE 2/a. ETAPA |
| NUMERO DE UNIDADES | 1 | 1 | 2 | 2 | 2 |
| CARGA TERMICA (MMKcal/Hr) | 13.6 | 2.2 | 2.7 | 11.1 | 4.8 |
| AREA DE TRANS-FERENCIA (m ²) | 31609 | 6547 | 12126 | 14709 | 6108 |
| NUMERO DE VENT. | 2 | 2 | 2 | 2 | 2 |
| POTENCIA (KW/VENT) | 190 | 36 | 71 | 59 | 26 |
| POTENCIA TOTAL (KW) | 380 | 72 | 284 | 236 | 104 |

NOTA: LAS CARACTERISTICAS ESTAN DADAS POR UNIDAD

TABLA V-2.3 CARACTERISTICAS PRINCIPALES DE LOS ENFRIADORES CON AIRE ALTERNATIVA 3. PROCESAMIENTO EN TIERRA, L = 60 Km

| CLAVE | EC-301 | EC-302 | EC-303 | EC-304AB | EC-305AB |
|---|----------------------------------|----------------------------------|--|-------------------------------|-------------------------------|
| SERVICIO | ENFRIADOR DE GAS DE ALTA PRESION | ENFRIADOR DE GAS DE BAJA PRESION | ENFRIADOR DE GAS DEL COMPRESOR DE B.P. | ENFRIADOR DE GAS DE 1/a ETAPA | ENFRIADOR DE GAS DE 2/a ETAPA |
| CARGA TERMICA (MMKCa1/Hr) | 3.1 | 0.5 | 3.6 | 8.4 | 4.5 |
| NUMERO DE UNIDADES | 1 | 1 | 1 | 2 | 2 |
| AREA DE TRANSFERENCIA (m ²) | 8917 | 1671 | 16044 | 15814 | 5785 |
| NUM. DE VENT. | 2 | 2 | 2 | 2 | 2 |
| POTENCIA (KW/VENT) | 56 | 12 | 94 | 46 | 24 |
| POTENCIA TOTAL (KW) | 112 | 24 | 188 | 184 | 96 |

NOTA: LAS CARACTERISTICAS ESTAN DADAS POR UNIDAD.

TABLA V.2.4 CARACTERISTICAS PRINCIPALES DE LOS ENFRIADORES CON AIRE ALTERNATIVA 3. PROCESAMIENTO EN TIERRA, L = 90 Km.

| CLAVE | EC-401 | EC-402AB | EC-403AB |
|---|--|-------------------------------|-------------------------------|
| SERVICIO | ENFRIADOR DE GAS DEL COMPRESOR DE B.P. | ENFRIADOR DE GAS DE 1/a ETAPA | ENFRIADOR DE GAS DE 2/a ETAPA |
| NUMERO DE UNIDADES | 1 | 2 | 2 |
| CARGA TERMICA (MMKCa1/Hr) | 0.9 | 6.5 | 4.2 |
| AREA DE TRANSFERENCIA (m ²) | 4969 | 7732 | 5246 |
| NUM. DE VENT. | 2 | 2 | 2 |
| POTENCIA (KW/VENT) | 32 | 33 | 22 |
| POTENCIA TOTAL (KW) | 64 | 132 | 88 |

NOTA: LAS CARACTERISTICAS ESTAN DADAS POR UNIDAD.

V.3 SECUENCIA DE CALCULO DE COMPRESORES

Se seleccionó a los compresores de tipo centrífugo ya que son máquinas de capacidad variable y presión constante (flexibilidad de operación), requiere menos mantenimiento que los reciprocantes y porque es adecuado para la cantidad de gas que se va a manejar.

El presente método resume un procedimiento para estimar las características más importantes de los compresores centrífugos (potencia, temperatura de descarga, velocidad, etc.) en una forma rápida y confiable.

El método que se usará es el del exponente politrópico, ya que se aplica cuando no se dispone de las propiedades de la mezcla en forma de diagramas de Mollier, ya que el presente trabajo de predimensionamiento no amerita ocupar tanto tiempo de máquina.

- Secuencia de cálculo

a) Cálculo del flujo volumétrico de entrada

$$Q_1 = (\sqrt{v})(W) \quad \text{m}^3/\text{min}$$

$$v = \text{Volumen específico} \quad \text{m}^3/\text{Kg}$$

$$W = \text{Flujo} \quad \text{Kg}/\text{min}$$

b) Estimación de la eficiencia politrópica (η_p)

Con Q_1 en Ft^3/min , se obtiene en forma gráfica η_p que es la eficiencia politrópica.

c) Cálculo del factor de compresibilidad promedio

$$\bar{Z} = (Z_1 + Z_2)/2$$

Donde Z_1 y Z_2 = Factor de compresibilidad a la entrada y a la salida.

d) Cálculo de la cabeza politrópica H_p

$$H_p = \frac{ZRT_1}{(n-1)} \left[\left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{\frac{(n-1)}{n}} - 1 \right] \quad \text{m}$$

$$\frac{n-1}{n} = \left(\frac{k-1}{k} \right) \left(\frac{1}{\eta_p} \right)$$

Donde:

n = Exponente politrópico

k = Relación de calores específicos = $C_p/C_v = \frac{C_p}{C_p - 1.99}$

C_p = Calor específico del gas a presión constante.

C_v = Calor específico del gas a volumen constante.

R = Constante particular del gas = 847.8/PM (Kgm/Kgmol^oK)

e) Número de etapas requeridas (i)

$$n = \sqrt[i]{P_2/P_1}$$

En donde n debe tener un valor de 3 a 7

f) Velocidad requerida (V). =

$$V = \text{Velocidad nominal} \sqrt{\frac{H_p}{C_b \text{ máx.} \times \text{No. etapas}}} \quad (\text{RPM})$$

Donde:

Velocidad nominal se obtiene de tablas

$C_b \text{ máx.}$ = Cabeza máxima permisible por etapa = 3657.6 m.

g) Cálculo de los BHP requeridos (H_p)

$$\text{BHP} = \frac{WXHr}{\eta_p \times 10058.4}$$

h) Comprobación de la temperatura real de descarga (T_2)

$$T_2 = \frac{WXH_p}{ZR (K/K+1) \eta_p} + T_1 \quad (^\circ\text{K})$$

i) Comprobación del flujo de descarga (Q_2)

$$Q_2 = Q_1 \left(\frac{P_1}{P_2}\right) \left(\frac{T_2}{T_1}\right) \left(\frac{Z_2}{Z_1}\right)$$

Los resultados obtenidos de acuerdo al método se muestran en la tabla V.3

TABLA V.3.1

CARACTERÍSTICAS PRINCIPALES DE COMPRESORES
ALTERNATIVA 1 y 2 PROCESAMIENTO EN MAR

| CLAVE | GB-101 | GB-102 | GB-103 |
|---|------------------------------|---|---|
| SERVICIO | COMPRESOR DE BAJA PRESION | COMPRESOR DE ALTA PRESION 1/a. ETAPA | COMPRESOR DE ALTA PRESION 2/a. ETAPA |
| PRESION DE SUCCION (Kg/Cm ²)man | 1.06 | 5.63 | 32.15 |
| PRESION DE DESCARGA (Kg/Cm ²)man | 5.98 | 32.86 | 85.10 |
| POTENCIA (KW) | 762 | 15295 | 5937 |
| CAPACIDAD (Mm ³ STD/D) | 325 | 4814 | 3620 |

TABLA V.3.2

CARACTERISTICAS PRINCIPALES DE COMPRESORES
ALTERNATIVA 3. PROCESAMIENTO EN TIERRA, L = 30 Km

| CLAVE | GB-201 | GB-202 | GB-203 |
|---|------------------------------|---|---|
| SERVICIO | COMPRESOR DE BAJA PRESION | COMPRESOR DE ALTA PRESION 1/a. ETAPA | COMPRESOR DE ALTA PRESION 2/a. ETAPA |
| PRESION DE SUCCION (Kg/Cm ²) man | 1.06 | 5.63 | 32.15 |
| PRESION DE DESCARGA (Kg/Cm ²) | 5.98 | 32.86 | 85.10 |
| POTENCIA (KW) | 676 | 14382 | 5885 |
| CAPACIDAD (Mm ³ STD/D) | 286 | 4480 | 3574 |

TABLA V. 3. 3

CARACTERISTICAS PRINCIPALES DE COMPRESORES
ALTERNATIVA 3. PROCESAMIENTO EN TIERRA, L = 60 Km

| CLAVE | GB-301 | GB-302 | GB-303 |
|---|---------------------------|--------------------------------------|--------------------------------------|
| SERVICIO | COMPRESOR DE BAJA PRESION | COMPRESOR DE ALTA PRESION 1/a. ETAPA | COMPRESOR DE ALTA PRESION 2/a. ETAPA |
| PRESION DE SUCCION (Kg/Cm ²)man | 1.06 | 5.63 | 32.15 |
| PRESION DE DESCARGA (Kg/Cm ²)man | 5.98 | 32.86 | 85.10 |
| POTENCIA (KW) | 562 | 12731 | 5755 |
| CAPACIDAD (Mm ³ STD/D) | 232 | 3871 | 3422 |

TABLA V.3.4

CARACTERÍSTICAS PRINCIPALES DE COMPRESORES
ALTERNATIVA 3. PROCESAMIENTO EN TIERRA, L = 90 Km.

| CLAVE | GB-401 | GB-402 | GB-403 |
|--|---------------------------|--------------------------------------|--------------------------------------|
| SERVICIO | COMPRESOR DE BAJA PRESION | COMPRESOR DE ALTA PRESION 1/a. ETAPA | COMPRESOR DE ALTA PRESION 2/a. ETAPA |
| PRESION DE SUCCION (Kg/Cm ²)man. | 1.06 | 5.63 | 32.15 |
| PRESION DE DESCARGA (Kg/Cm ²)man. | 5.98 | 32.86 | 85.10 |
| POTENCIA (KW) | 385 | 11496 | 5592 |
| CAPACIDAD (Mm ³ STD/D) | 213 | 3410 | 3307 |

V.4. Dimensionamiento hidráulico de las bombas de proceso.

En este trabajo se seleccionó a las bombas de tipo centrífugo porque tienen las siguientes características:

- El flujo de descarga está prácticamente libre de variaciones.
- Su diseño mecánico le permite manejar grandes volúmenes de líquido, por lo que su capacidad raramente es una limitación.
- Tiene un gran rango de cabezas de descarga (Presión).
- Bajo costo de mantenimiento.
- Seguridad de operación.

a) Altura de la bomba o cabeza diferencial (H)

Es la energía que la bomba suministra y es igual a la presión diferencial transformada a unidades de longitud (metros).

$$H = \frac{\Delta P \cdot K}{\rho}$$

Donde:

ΔP = Diferencia entre la presión de descarga y de succión de la bomba.

K = Constante dimensional; su valor en el sistema decimal es:

$$K = 10 \frac{\text{gr} \cdot \text{m}^3}{\text{Kg} \cdot \text{cm}}$$

ρ = Densidad del fluido manejado en g/cm^3 .

b) Potencia al freno.

La potencia que la bomba recibe del accionador (motor), es la potencia conocida como BHP o potencia al freno:

$$\text{BHP} = \frac{\text{GPM} \times \Delta P}{1715 \times \eta}$$

Donde:

GPM = Galones por minuto

η = Eficiencia, se considera de 0.60

En la tabla V.4 se resumen los resultados para las alternativas consideradas, sin llegar a mostrar unas bombas comerciales que den una cabeza y una potencia estandar.

TABLA V.4

CARACTERISTICAS GENERALES DE BOMBAS DE PROCESO PARA LAS ALTERNATIVAS CONSIDERADAS.

| | ALT. 1 y 2 | ALT. 3, L=30Km | ALT. 3, L=60Km | ALT. 3, L=90Km |
|---------------------------------|------------------------------|------------------------------|------------------------------|------------------------------|
| CLAVE | GA-101AB/R | GA-201AB/R | GA-301AB/R | GA-401AB/R |
| SERVICIO | BOMBA DE CRUDO DE PRODUCCION |
| NUMERO DE UNIDADES EN OPERACION | 2 | 2 | 2 | 2 |
| FLUJO VOLUMETRICO NORMAL (Lpm) | 11575 | 11617 | 11629 | 11618 |
| CABEZA DIFERENCIAL (m) | 818 | 30 | 30 | 29 |
| POTENCIA AL FRENO (BHP/KW) | 2900/2162 | 105/79 | 105/79 | 105/79 |
| POTENCIA TOTAL (KW) | 4324 | 158 | 158 | 158 |

V.5 Estimación de módulos de compresión.

La determinación de los módulos de compresión para cada alternativa se hizo con la cantidad de gas que se alimenta al compresor de baja y el gas que se alimenta al sistema de compresión de alta presión y de acuerdo con la capacidad fijada en bases del estudio de 2550 Mm³Std/día. Para la alternativa 1, Procesamiento en Mar con Estación de Recompresión, se consideró solamente un módulo para la estación de recompresión con capacidad de 3454 Mm³Std/día. Enseguida se resumen los resultados para cada alternativa:

| ALTERNATIVA | CLAVE | SERVICIO | CARACTERISTICAS (1) |
|-------------|------------|--|---|
| 1 y 2 | GB-101AB/R | MODULO DE COMPRESION DE PLATAFORMA DE COMPRESION | P = 10997 KW CAP. = 2550 Mm ³ Std/d |
| 1 | GB-102 | MODULO DE COMPRESION DE E.R.G. | P = 8277 KW CAP. = 3455 Mm ³ Std/d |
| 3, L=30 Km | GB-201AB/R | MODULO DE COMPRESION | P = 10472 KW CAP. = 2550 Mm ³ Std/d |
| 3, L=60 Km | GB-301AB/R | MODULO DE COMPRESION | P = 9524 KW CAP. = 2550 Mm ³ Std/d |
| 3, L=90 Km | GB-401/R | MODULO DE COMPRESION | P = 8737 KW CAP. = 2550 Mm ³ Std/d |

NOTAS:

1. LAS CARACTERISTICAS ESTAN DADAS POR UNIDAD.

V.6. Servicios auxiliares.

Este concepto se refiere a los elementos que no intervienen directamente en el proceso pero que son esenciales para mantener en operación una planta industrial. Se puede decir que son los que nos permiten introducir o eliminar la energía necesaria o sobrante del proceso.

Aquí se consideran únicamente los de mayor efecto en el análisis; los principales servicios auxiliares son: Energía eléctrica, agua de enfriamiento, generación de vapor, tratamiento de aguas, etc.; los que se consideran en este trabajo son los siguientes:

a) Servicio: Energía eléctrica.

La generación de energía eléctrica se hará por medio de turbogeneradores, que usarán como combustible gas dulce. Las siguientes tablas indican para cada alternativa los requerimientos de energía eléctrica, incluyéndose en cada caso los kilowatt consumidos para enfriamiento, bombeo, sistema de alumbrado, etc.

ALTERNATIVA 1 y 2.- PROCESAMIENTO EN MAR

| <u>CLAVE</u> | <u>KILOWATT CONSUMIDOS</u> |
|-------------------------------|----------------------------|
| EC-101AB | 1987 |
| EC-102 | 136 |
| EC-103AB | 348 |
| EC-104AB | 360 |
| EC-105AB | 108 |
| GA-101AB/R | 4324 |
| Alumbrado, Instrumentos, etc. | <u>2000</u> |
| TOTAL | 9263 |

ALTERNATIVA 3.- PROCESAMIENTO EN TIERRA, L = 30 Km.

| <u>CLAVE</u> | <u>KILOWATT CONSUMIDOS</u> |
|-------------------------------|----------------------------|
| EC-201 | 380 |
| EC-202 | 72 |
| EC-203AB | 284 |
| EC-204AB | 236 |
| EC-205AB | 104 |
| GA-201AB/R | 158 |
| Alumbrado, Instrumentos, etc. | <u>2000</u> |
| TOTAL | 3234 |

ALTERNATIVA 3.- PROCESAMIENTO EN TIERRA, L = 60 Km.

| <u>CLAVE</u> | <u>KILOWATT CONSUMIDOS</u> |
|-------------------------------|----------------------------|
| EC-301 | 112 |
| EC-302 | 24 |
| EC-303 | 188 |
| EC-304AB | 184 |
| EC-305AB | 96 |
| GB-301AB/R | 158 |
| Alumbrado, Instrumentos, etc. | <u>2000</u> |
| TOTAL | 2762 |

ALTERNATIVA 3.- PROCESAMIENTO EN TIERRA, L = 90 Km

| <u>CLAVE</u> | <u>KILOWATT CONSUMIDOS</u> |
|-------------------------------|----------------------------|
| EC-401 | 64 |
| EC-402AB | 132 |
| EC-403AB | 88 |
| GB-401AB/R | 158 |
| Alumbrado, Instrumentos, etc. | <u>2000</u> |
| TOTAL | 2442 |

De acuerdo a los requerimientos de energía eléctrica, se considera la instalación de turbogeneradores con potencia unitaria de 2500 KW, tomando como base los requerimientos de la alternativa 3 de procesamiento en tierra, longitud de 90 kilómetros.

En la siguiente tabla se indica el número de turbogeneradores para cada alternativa:

| <u>ALTERNATIVA</u> | <u>CLAVE</u> | <u>SERVICIO</u> | <u>CARACTERISTICAS</u> |
|--------------------|--------------|-----------------|------------------------|
| 1 y 2 | GE-101AD/R | TURBOGENERADOR | P = 2500 KW |
| 3, L=30 Km | GE-201AB/R | TURBOGENERADOR | P = 2500 KW |
| 3, L=60 Km | GE-301AB/R | TURBOGENERADOR | P = 2500 KW |
| 3, L 90 Km | GE-401/R | TURBOGENERADOR | P = 2500 KW |

b) Servicio: Combustible (Gas seco).

$$\text{Poder calorífico (LHV)} = 8900 \text{ KCal/m}^3 \text{Std} \\ (1000 \text{ BTU/PCS})$$

Se considera un consumo de 860 KCal/KW-HR (2545 BTU/BHP-HR) para los turbogeneradores y turbocompresores, con una eficiencia (η) del 25%, calculándose los consumos de gas combustible para cada alternativa con las siguientes expresiones:

$$\text{m}^3 \text{Std/Hr} = 860(P)/\text{LHV} \times \eta$$

$$\text{Mm}^3 \text{Std/D} = 20.64 (P)/\text{LHV} \times \eta$$

Donde:

P = Potencia y está dada en kilowatt

Enseguida se resumen los consumos de gas combustible para cada alternativa:

ALTERNATIVA 1. PROCESAMIENTO EN MAR CON ESTACION DE RECOMPRESION.

| CLAVE | POTENCIA TOTAL (KW) | CONSUMO DE GAS COMBUSTIBLE (MMm ³ STD/AÑO) |
|-------------------------------|---------------------|--|
| GB-101 | 762 | 2.58 |
| GB-102 | 15295 | 51.79 |
| GB-103 | 5937 | 20.11 |
| GE-101AE/R | 10000 | 33.86 |
| ESTACION DE RECOM- PRESION | 8278 | 28.03 |
| TOTAL | 40272 | 136.37 |

ALTERNATIVA 2. PROCESAMIENTO EN MAR, ENVIO DIRECTO

| CLAVE | POTENCIA TOTAL (KW) | CONSUMO DE GAS COMBUSTIBLE (MMm ³ STD/AÑO) |
|------------|---------------------|--|
| GB-101 | 762 | 2.58 |
| GB-102 | 15295 | 51.79 |
| GB-103 | 5937 | 20.11 |
| GE-101AD/R | 10000 | 33.86 |
| TOTAL | 31994 | 108.34 |

ALTERNATIVA 3. PROCESAMIENTO EN TIERRA, L = 30 Km.

| CLAVE | POTENCIA TOTAL (KW) | CONSUMO DE GAS COMBUSTIBLE (MMm ³ STD/AÑO) |
|------------|---------------------|--|
| GB-201 | 676 | 2.29 |
| GB-202 | 14382 | 48.70 |
| GB-203 | 5885 | 19.93 |
| GE-201AB/R | 5000 | 16.93 |
| TOTAL | 25943 | 87.85 |

ALTERNATIVA 3. PROCESAMIENTO EN TIERRA, L = 60 Km.

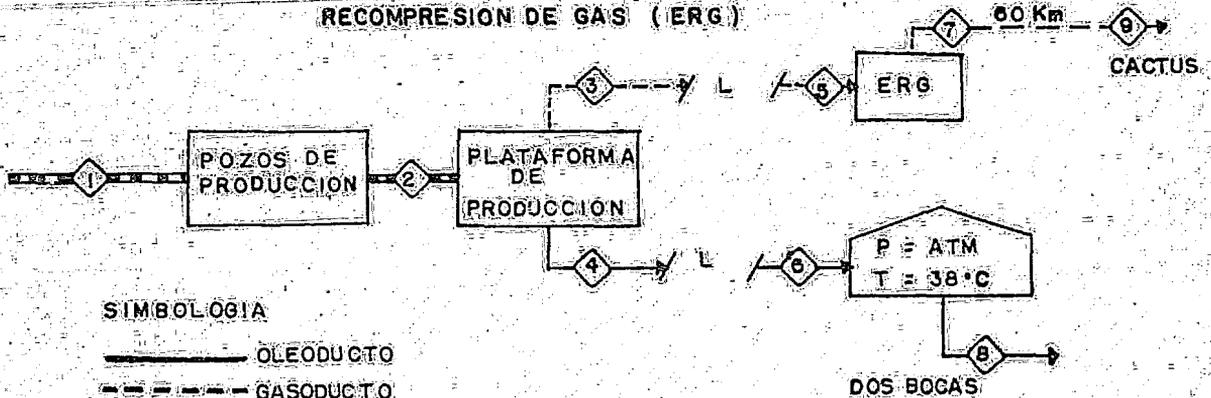
| CLAVE | POTENCIA TOTAL (KW) | CONSUMO DE GAS COMBUSTIBLE (MMm ³ STD/AÑO) |
|------------|---------------------|--|
| GB-301 | 562 | 1.90 |
| GB-302 | 12731 | 43.11 |
| GB-303 | 5755 | 19.49 |
| GE-301AB/R | 5000 | 16.93 |
| TOTAL | 24048 | 81.43 |

ALTERNATIVA 3. PROCESAMIENTO EN TIERRA, IL = 90 Km.

| CLAVE | POTENCIA TOTAL (KW) | CONSUMO DE GAS COMBUSTIBLE (MMm ³ STD/AÑO) |
|----------|---------------------|---|
| GB-401 | 385 | 1.31 |
| GB-402 | 11496 | 38.92 |
| GB-403 | 5592 | 18.93 |
| GE-401/R | 2500 | 8.47 |
| TOTAL | 19973 | 67.63 |

Debido a que los resultados obtenidos anteriormente incluyen solamente las instalaciones de producción, en las figuras números V.1, V.2, y V.3, se indica en forma esquemática cada alternativa incluyendo en cada caso la trayectoria de las líneas, condiciones de transporte de los fluidos, instalaciones adicionales tanto en mar como en tierra y el balance global de materia y energía hasta las condiciones de almacenamiento.

FIGURA V.1
ALTERNATIVA I PROCESAMIENTO EN MAR CON ESTACION DE RECOMPRESION DE GAS (ERG)



SIMBOLOGIA

- OLEODUCTO
- - - - - GASODUCTO
- ▬▬▬▬ OLEOGASODUCTO

L = 30 Km

| | 1 | 2 | 3 | 4 | 5 | 6 | 7 | 8 | 9 |
|-------------------------|-----|-----|------|------|------|------|------|------|------|
| P (Kg/Cm ²) | 373 | 7 | 84 | 70 | 25 | 4 | 84 | ATM | 70 |
| T (°C) | 140 | 119 | 52 | 101 | 18 | 94 | 52 | 38 | 31 |
| Mm ³ Std/d | — | — | 3455 | — | 3455 | — | 3455 | — | 3455 |
| MBPD | 291 | 291 | — | 200 | — | 200 | — | 200 | — |
| ° API | — | — | — | 29.1 | — | 29.1 | — | 29.1 | — |

L = 60 Km

| | 1 | 2 | 3 | 4 | 5 | 6 | 7 | 8 | 9 |
|-------------------------|-----|-----|------|------|------|------|------|------|------|
| P (Kg/Cm ²) | 373 | 7 | 84 | 70 | 25 | 4 | 84 | ATM | 70 |
| T (°C) | 140 | 119 | 52 | 101 | 16 | 94 | 52 | 38 | 31 |
| Mm ³ Std/d | — | — | 3455 | — | 3455 | — | 3455 | — | 3455 |
| MBPD | 291 | 291 | — | 200 | — | 200 | — | 200 | — |
| ° API | — | — | — | 29.1 | — | 29.1 | — | 29.1 | — |

L = 90 Km

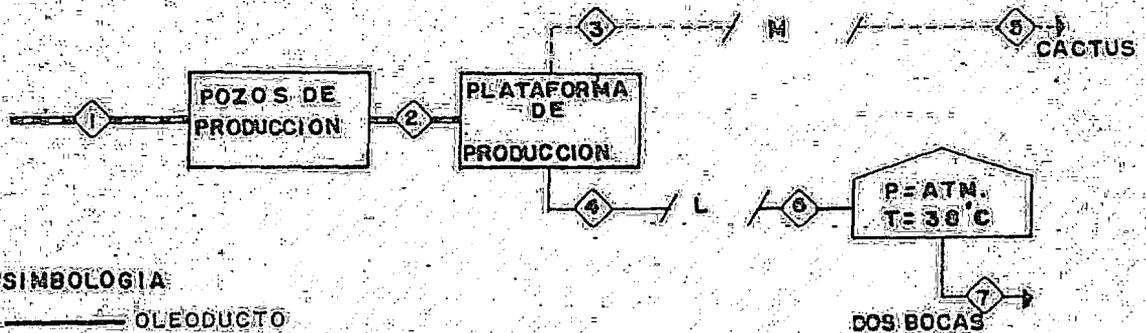
| | 1 | 2 | 3 | 4 | 5 | 6 | 7 | 8 | 9 |
|-------------------------|-----|-----|------|------|------|------|------|------|------|
| P (Kg/Cm ²) | 373 | 7 | 84 | 70 | 25 | 4 | 84 | ATM | 70 |
| T (°C) | 140 | 119 | 52 | 101 | 15 | 94 | 52 | 38 | 31 |
| Mm ³ Std/d | — | — | 3455 | — | 3455 | — | 3455 | — | 3455 |
| MBPD | 291 | 291 | — | 200 | — | 200 | — | 200 | — |
| ° API | — | — | — | 29.1 | — | 29.1 | — | 29.1 | — |

NUMERO O FRACCION DE TUBERIA REQUERIDO $\phi = 913\text{mm} (36")$

| L (Km) | GASODUCTO P.R.-DOS BOCAS | OLEODUCTO P.R.-DOS BOCAS | GASODUCTO ERG-CACTUS |
|--------|--------------------------|--------------------------|----------------------|
| 30 | 6% | 9% | 11% |
| 60 | 10% | 14% | 11% |
| 90 | 12% | 17% | 11% |

GB-102 MODULO DE COMPRESION DE ERG POTENCIA = 8277 KW

FIGURA V. 2
ALTERNATIVA 2 PROCESAMIENTO EN MAR, ENVIO DIRECTO



SIMBOLOGIA

- OLEODUCTO
- GASODUCTO
- /—— OLEOGASODUCTO

L = 30 Km M = 89 Km

| | 1 | 2 | 3 | 4 | 5 | 6 | 7 |
|-------------------------|-----|-----|------|------|------|------|------|
| P (Kg/Cm ²) | 373 | 7 | 84 | 70 | 70 | 4 | ATM. |
| T (°C) | 140 | 119 | 52 | 101 | 27 | 94 | 38 |
| Mm ³ Std/d | — | — | 3455 | — | 3455 | — | — |
| MBPD | 291 | 291 | — | 200 | — | 200 | 200 |
| °API | — | — | — | 29.1 | — | 29.1 | 29.1 |

L = 60 Km M = 119 Km

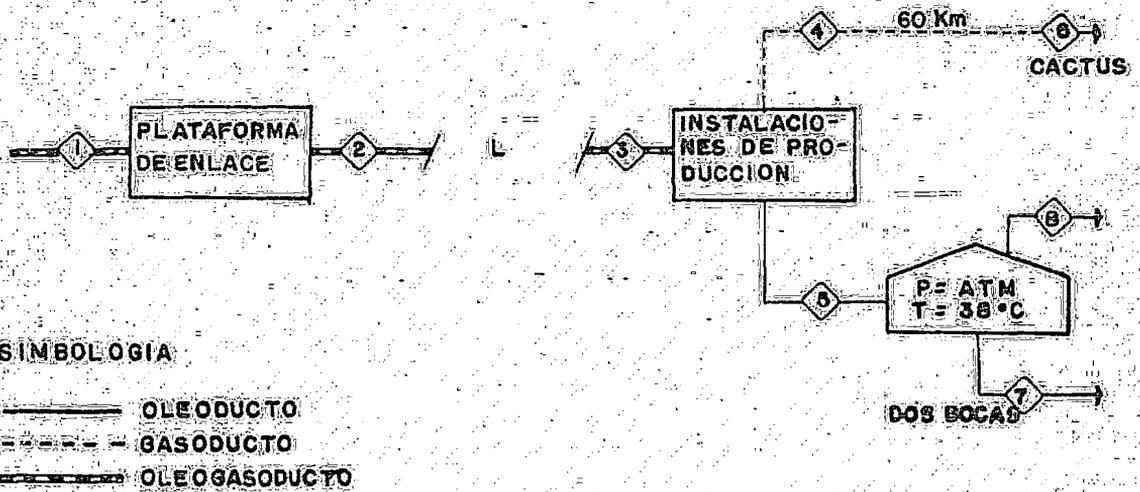
| | 1 | 2 | 3 | 4 | 5 | 6 | 7 |
|-------------------------|-----|-----|------|------|------|------|------|
| P (Kg/Cm ²) | 373 | 7 | 84 | 70 | 70 | 4 | ATM. |
| T (°C) | 140 | 119 | 52 | 101 | 26 | 94 | 38 |
| Mm ³ Std/d | — | — | 3455 | — | 3455 | — | — |
| MBPD | 291 | 291 | — | 200 | — | 200 | 200 |
| °API | — | — | — | 29.1 | — | 29.1 | 29.1 |

L = 90 Km M = 149 Km

| | 1 | 2 | 3 | 4 | 5 | 6 | 7 |
|-------------------------|-----|-----|------|------|------|------|------|
| P (Kg/Cm ²) | 373 | 7 | 84 | 70 | 70 | 4 | ATM. |
| T (°C) | 140 | 119 | 52 | 101 | 25 | 94 | 38 |
| Mm ³ Std/d | — | — | 3455 | — | 3455 | — | — |
| MBPD | 291 | 291 | — | 200 | — | 200 | 200 |
| °API | — | — | — | 29.1 | — | 29.1 | 29.1 |

| NUMERO O FRACCION DE TUBERIAS REQUERIDO Ø = 913 mm (36") | | | |
|---|--------|---------------------|------------------------|
| L (Km) | M (Km) | GASODUCTO | |
| | | P. PRODUCC - CACTUS | P. PRODUCC - DOS BOCAS |
| 30 | 89 | 21 % | 9 % |
| 60 | 119 | 25 % | 14 % |
| 90 | 149 | 29 % | 17 % |

FIGURA V.3
ALTERNATIVA 3 PROCESAMIENTO EN TIERRA



L = 30 Km

| | 1 | 2 | 3 | 4 | 5 | 6 | 7 | 8 |
|------------------------|-----|-----|-----|------|------|------|------|------|
| P(Kg/Cm ²) | 373 | 20 | 11 | 84 | — | 70 | ATM | ATM |
| T(°C) | 140 | 133 | 112 | 52 | 64 | 31 | 38 | 38 |
| Mm ³ Std/d | — | — | — | 3427 | — | 3427 | — | — |
| MBPD | 291 | 291 | 291 | — | 201 | — | 201 | 201 |
| °API | — | — | — | — | 29.4 | — | 29.4 | 29.4 |

L = 60 Km

| | 1 | 2 | 3 | 4 | 5 | 6 | 7 | 8 |
|------------------------|-----|-----|-----|------|-------|------|-------|-----|
| P(Kg/Cm ²) | 373 | 20 | 11 | 84 | — | 70 | ATM | ATM |
| T(°C) | 140 | 133 | 86 | 52 | 78 | 31 | 38 | 38 |
| Mm ³ Std/d | — | — | — | 3362 | — | 3362 | — | 2.0 |
| MBPD | 291 | 291 | 291 | — | 203.3 | — | 202.9 | — |
| °API | — | — | — | — | 29.9 | — | 29.8 | — |

L = 90 Km

| | 1 | 2 | 3 | 4 | 5 | 6 | 7 | 8 |
|------------------------|-----|-----|-----|------|-------|------|-------|-----|
| P(Kg/Cm ²) | 373 | 20 | 11 | 84 | — | 70 | ATM | ATM |
| T(°C) | 140 | 133 | 59 | 52 | 55 | 31 | 38 | 38 |
| Mm ³ Std/d | — | — | — | 3260 | — | 3260 | — | 95 |
| MBPD | 291 | 291 | 291 | — | 205.7 | — | 203.6 | — |
| °API | — | — | — | — | 30.7 | — | 30.0 | — |

| NUMERO O FRACCION DE TUBERIAS REQUERIDO Ø = 913mm (36") | | |
|--|---------------------------------|-------------------------------|
| L (Km) | OLEOGASODUCTO P.E.—DOS BOCAS | GASODUCTO DOS BOCAS—CACTUS |
| 30 | 1 | 17 % |
| 60 | 1.4 | 17 % |
| 90 | 1.9 | 17 % |

C A P I T U L O

VI

VI. PREFECTIBILIDAD ECONOMICA

Para poder realizar el análisis económico de una alternativa, es necesario definirla y visualizarla claramente para ser analizada individualmente y compararla de una manera racional y de esta manera escoger la más económica. Las alternativas en Ingeniería Económica generalmente incluyen diferentes factores como son: -- Costo de compra de equipo (costo inicial), costos anuales de operación y mantenimiento, valor anticipado de reventa del equipo (valor de rescate) y la tasa de interés.

Para poder determinar la alternativa mas viable desde el punto de vista económico, se realiza un análisis económico, cuya confiabilidad de los resultados depende en forma directa de la información y de los cálculos que conduzcan a la solución. Para poderlas comparar es necesario establecer un criterio de evaluación que se use como base para juzgarlas; la base general es el dinero, de tal manera que la alternativa seleccionada es la que tiene el menor costo global o mayor beneficio.

Existen factores intangibles que no pueden ser expresados en términos de dinero, como puede ser el efecto de un mayor riesgo de incendio, algún cambio en el proceso por mala operación, etc. Estos factores cualitativos o intangibles pueden ser utilizados cuando las alternativas tienen aproximadamente el mismo costo equivalente. En este capítulo se establecen los criterios para el costeo de las instalaciones de cada alternativa.

VI.1 Estimación de costos de inversión.

Los proyectos de inversión, objeto del análisis de costos son de carácter socio-económico porque en ellos interviene el hombre como factor mas importante. Los estimados de costos pueden clasificarse de manera general en dos grandes grupos: Estimados de costos de inversión y de costos anuales de producción. Los primeros están constituidos por la inversión original de los equipos e instalaciones requeridas en activos, pasivos y capital; los segundos se integran por los costos de materias primas, servicios, mantenimiento, mano de obra, supervisión, gastos generales de la planta, etc.

Existen diferentes métodos de costeo de plantas que pueden ser tan exactos como: El método detallado de Fully Detailed y el método de los costos unitarios. O métodos menos rigurosos como el método de Lang o Factor de Lang y la ecuación de Williams o factor de las seis décimas y el método de los porcentajes. Puesto que el objetivo es el de evaluar de una manera preliminar las diferentes alternativas de procesamiento, el dimensionamiento de las instalaciones no es muy riguroso y por consiguiente es posible utilizar un método que involucre menos factores como es el método de los porcentajes.

VI.1.1 Costos Directos e Indirectos.

La base del método considera el costo total del equipo como el 100%, al cual se le agregan como porcentajes referidos a la base de cálculo los conceptos que involucran un estimado de costos de inversión tales como instalación de equipo de proceso, instru-

mentos, cuarto de control, etc. La siguiente tabla es un resumen de los porcentajes que reporta la literatura:

a) Costos directos

| <u>Concepto</u> | <u>Porcentaje</u> |
|---|-------------------|
| - Equipo de proceso | 100 |
| - Instalación de equipo de proceso | 40 |
| - Instrumentos (adquisición e instalación) | 18 |
| - Tubería (adquisición e instalación de tubería de planta) | 60 |
| - Cuarto de control | 10 |
| - Servicios generales (adquisición e instalación de: Paquete de aire de instrumentos, sistemas de desfogue, drenajes aceitosos, potabilización de agua, etc.) | 50 |
| - Subtotal de costos directos de inversión (referido al costo del equipo de proceso) | 283 |

b) Costos indirectos.

Este tipo de costos involucra aquellos conceptos que son ajenos al proceso, pero necesarios para llevarlo a cabo. Enseguida se mencionan los principales incluyendo los porcentajes que indica el método y el criterio utilizado para su evaluación:

Ingeniería y supervisión: Se considera como el 10% del costo del equipo, plataformas, terrenos, carreteras y canales, más el 10% del costo del material de la tubería de transporte para la alternativa de 30 kilómetros.

Contingencias: Se consideran como el 10% de la suma de costos directos (excepto por tubería) e ingeniería y supervisión, agregando a estos conceptos el 10% del costo e instalación de la tubería de 90 kilómetros.

VI.1.2 Estimación de los costos de los equipos e instalaciones principales.

La estimación del equipo principal: Separadores, enfriadores con aire, módulos de compresión, bombas y turbogeneradores, se hizo en forma modular mediante el método gráfico del Guthrie, el cual consiste en forma general en lo siguiente:

- Calcular un costo base en forma gráfica con las características del equipo, por ejemplo para separadores, diámetro, longitud y posición.
- Este costo base se multiplica por ciertos factores de corrección; para recipientes los factores son F_m (Función del material) y F_p (función de la presión de diseño).
- Este costo se actualiza multiplicando por un índice de escalación; en este trabajo se utilizaron los índices de Nelson.
- Para poder obtener el costo del equipo por paquete es necesario incluir los siguientes factores:
 - Factor del material.- Incluye, tubería, instrumentos, base para instalar el equipo, escaleras, etc.

Factor de mano de obra.- Factor que involucra el trabajo para integrar las parte del paquete e instalarlo como tal en la planta.

La suma de estos dos factores, da como resultado los costos directos de instalación al cual se le agrega un factor de costos indirectos.

Al multiplicar el costo del equipo por el factor anterior, da como resultado el costo del paquete.

Puesto que los resultados que se obtienen están dados en dólares norteamericanos, se consideró una equivalencia de \$50,00 pesos M.N. por cada dolar norteamericano, paridad al mes de septiembre de 1982.

Los resultados obtenidos, aplicando el método específico para cada equipo, se indican en las siguientes tablas:

ESTIMADO DE COSTOS DE SEPARADORES*

| ALTERNATIVA | CLAVE | COSTO ACTUALIZADO * (MMS) |
|--|----------|------------------------------|
| 1 y 2 PROCESAMIENTO EN MAR | FA-101AB | 18.38 |
| | FA-102AB | 14.82 |
| | FA-103AB | 13.92 |
| | FA-104 | 5.33 |
| 3. PROCESAMIENTO EN TIERRA L = 30 Km | FA-201AB | 18.38 |
| | FA-202AB | 14.82 |
| | FA-203AB | 13.06 |
| | FA-204 | 4.50 |
| 3. PROCESAMIENTO EN TIERRA L = 60 Km | FA-301AB | 18.38 |
| | FA-302AB | 14.82 |
| | FA-303AB | 9.54 |
| | FA-304 | 3.08 |
| 3. PROCESAMIENTO EN TIERRA L = 90 Km | FA-401AB | 18.38 |
| | FA-402AB | 14.82 |

ESTIMADO DE COSTOS DE ENFRIADORES CON AIRE*

| ALTERNATIVA | CLAVE | COSTO ACTUALIZADO (MMS) |
|---|----------|----------------------------|
| 1 y 2 PROCESAMIENTO EN MAR | EC-101AB | 124.59 |
| | EC-102 | 48.30 |
| 3. PROCESAMIENTO EN TIERRA L = 30 Km | EC-201 | 124.91 |
| | EC-202 | 26.08 |
| 3. PROCESAMIENTO EN TIERRA L = 60 Km | EC-301 | 38.64 |
| | EC-302 | 7.26 |

* COSTOS ACTUALIZADOS AL MES DE OCTUBRE DE 1982 Y ESTAN DADOS POR UNIDAD.

ESTIMADO DE COSTOS DE MODULOS DE COMPRESION *

| ALTERNATIVA | CLAVE | COSTO ACTUALIZADO (MMS) |
|--------------|------------|----------------------------|
| 1 y 2 | GB-101AB/R | 724.21 |
| | GB-102 | 482.61 |
| 3, L = 30 Km | GB-201AB/R | 724.21 |
| 3, L = 60 Km | GB-301AB/R | 724.21 |
| 3, L = 90 Km | GB-401/R | 724.21 |

ESTIMADO DE COSTOS DE BOMBAS*

| ALTERNATIVA | CLAVE | COSTO ACTUALIZADO (MMS) |
|--------------|------------|----------------------------|
| 1 y 2 | GA-101AB/R | 22.44 |
| 3, L = 30 Km | GA-201AB/R | 1.03 |
| 3, L = 60 Km | GA-301AB/R | 1.03 |
| 3, L = 90 Km | GA-401AB/R | 1.03 |

ESTIMADO DE COSTOS DE TURBOGENERADORES*

| ALTERNATIVA | CLAVE | COSTO ACTUALIZADO (MMS) |
|--------------|------------|----------------------------|
| 1 y 2 | GE-101AD/R | 40.31 |
| 3, L = 30 Km | GE-201AB/R | 40.31 |
| 3, L = 60 Km | GE-301AB/R | 40.31 |
| 3, L = 90 Km | GE-401/R | 40.31 |

NOTAS:

* LOS COSTOS ESTAN ACTUALIZADOS AL MES DE OCTUBRE DE 1982 Y ESTAN DADOS POR UNIDAD.

MMS = MILLONES DE PESOS M.N.

Debido a la relevancia que tienen los demás costos de inversión: Plataformas, tubería de transporte, terreno y carreteras de acceso, fué necesario determinar su costo de manera mas específica, recopilándose información actualizada a septiembre de 1982, incluyendo además el costo del equipo de una plataforma de enlace y una habitacional. Los datos recopilados y criterios para cada concepto es como sigue:

Costo de plataformas:

Para cada caso los costos de las plataformas incluyen los siguientes conceptos: Subestructura, superestructura, pilotes, protección catódica, trípode del quemador, trípode intermedio, puentes de comunicación, carga y amarre e instalación en el sitio.

| CONCEPTO | COSTO DE ESTRUCTURAS* (MMS) | COSTO DE INSTALACION* (MMS) |
|-----------------------------------|--------------------------------|--------------------------------|
| Plataforma de producción, | 913.82 | 94.92 |
| Plataforma de compresión | 913.82 | 94.92 |
| Plataforma de enlace | 331.07 | 94.92 |
| Plataforma Habitacional | 347.44 | 94.92 |
| Equipo de plataforma de enlace | 378.07 | |
| Equipo de plataforma habitacional | 431.79 | |

*COSTOS ACTUALIZADOS AL MES DE OCTUBRE DE 1982 Y ESTAN DADOS POR UNIDAD.

Tubería.

Para la estimación del costo de tubería se tomaron los precios unitarios por kilómetro de tubería, que implica los costos del material, trabajos en tierra y trabajos en mar.

Tubería: Diámetro nominal 915 mm (36")

Material: API-5LX-52

Espesor: 7 mm (1/2 IN)

| <u>CONCEPTO</u> | <u>COSTO (\$/Km) *</u> |
|--|------------------------|
| - Costo del material | 10'694,146 |
| - Trabajos en tierra, que incluyen: Corte y biselado, soldadura a tope, material de la junta, radiografiado en planta, preparación de la tube- ría, aplicación del primario, revés tintado interno de esmalte, fibra de vidrio, protección catódica, - lastre de concreto, acarreo de tu- bería. | 30'183,702 |
| - Trabajos en mar, que incluyen: Carga en barcaza y estiba, efi- ciencia de barcaza diaria, costo por kilómetro de barcaza, soldadu- ra en barcaza, material de la jun- ta, radiografiado en barcaza, prue- ba hidrostática. | 4'374,123 |

*COSTOS ACTUALIZADOS AL MES DE OCTUBRE DE 1982.

El cálculo del costo del material y de los costos de instalación se hizo considerando la fracción o número de tuberías requeridas y su trayectoria, como se indica en el siguiente ejemplo:

Alternativa 1. Procesamiento en mar con estación de recompresión, distancia a la costa 30 kilómetros.

- Costo del material:

| | | |
|-----------------------------|---|-----------------|
| Oleoducto marino: | 30KmX0.09X10 ⁶ 694,146 \$/Km = | 28'874,194 \$ |
| Gasoducto marino: | 30KmX0.06X10 ⁶ 694,146 \$/Km = | 19'249,463 \$ |
| Gasoducto terrestre: | 60KmX0.11X10 ⁶ 694,146 \$/Km = | 70'581,364 \$ |
| Total del costo de material | | =118'705,021 \$ |

- Costo de Instalación:

| | | |
|----------------------|------------------------------|-----------------|
| Oleoducto marino: | 30KmX0.09X34'557,825 \$/Km = | 93'306,128 \$ |
| Gasoducto marino: | 30KmX0.06X34'557,825 \$/Km = | 62'204,085 \$ |
| Gasoducto terrestre: | 60KmX0.11X30'183,702 \$/Km = | 199'212,433 \$ |
| Total de Instalación | | =354'722,646 \$ |

Enseguida se resumen los resultados para cada alternativa, calculados de la misma manera que en el caso anterior.

| ESTIMADO DE COSTO DE TUBERIA (MMS) | | | |
|--|---------|---------|-----------|
| ALTERNATIVA 1. PROCESAMIENTO EN MAR CON ESTACION DE RECOMPRESION DE GAS. | | | |
| CONCEPTO | L=30 Km | L=60 Km | L = 90 Km |
| MATERIAL | 118.71 | 221.25 | 346.36 |
| INSTALACION | 354.73 | 687.44 | 1091.76 |
| TOTAL | 473.44 | 908.69 | 1438.12 |

| ESTIMADO DE COSTO DE TUBERIA (MMS) | | | |
|--|---------|----------|-----------|
| ALTERNATIVA 2 PROCESAMIENTO EN MAR ENVIO DIRECTO | | | |
| CONCEPTO | L=30 Km | L =60 Km | L = 90 Km |
| MATERIAL | 231.99 | 408.36 | 617.59 |
| INSTALACION | 699.25 | 1260.49 | 1928.43 |
| TOTAL | 931.24 | 1668.85 | 2546.02 |

ESTIMADO DE COSTO DE TUBERIA (MMS)
ALTERNATIVA 3. PROCESAMIENTO EN TIERRA

| CONCEPTO | L = 30 Km | L = 60 Km | L = 90 Km |
|-------------|-----------|-----------|-----------|
| MATERIAL | 431.82 | 1007.06 | 1927.87 |
| INSTALACION | 1353.83 | 3213.83 | 6210.90 |
| TOTAL | 1785.65 | 4220.58 | 8138.77 |

Terrenos, derecho de vía de ductos, carreteras y vías de acceso.

Para la estimación de estos conceptos se tomó en cuenta la localización geográfica del lugar donde se localizarían las instalaciones en tierra, así como la trayectoria de las líneas.

Terreno: Se consideró el precio del terreno como ejidal a precios de septiembre de 1982, 53.20 M\$/Ha, agregándole a este los costos que involucra su acondicionamiento (dragado, acarreo, carga y descarga, relleno, compactado y 30 cm de concreto), dando un valor por metro cuadrado de 3397 \$/m².

Derecho de vía de ductos: Para el tendido de tubería terrestre es necesario considerar el derecho de vía para estos y que es de 30 metros, habiendo la necesidad de comprar el terreno a lo largo de la trayectoria, además se deben considerar los costos por desmonte y excavación; si hay cruce por lagunas o zonas pantanosas lo que involucra el alquiler de una barcaza; estos aspectos están considerados en este trabajo.

Carreteras y vías de acceso: Para tener acceso a la planta, es necesario tener una carretera de primera de 15 metros de ancho, lo cual implica compra del terreno, desmonte, excavación de 20 a 30 cm, acarreo (carga y descarga) y pavimento. Para poder revi-

sar y dar mantenimiento a la tubería terrestre, es necesario tener vías de acceso que son carreteras de segunda de 7 metros de ancho sin pavimentar y debe de haber una por cada 10 kilómetros de tubería. En la tabla siguiente se resumen estos conceptos para cada alternativa:

ESTIMACION DE COSTOS DE TERRENOS, DERECHOS DE VIA, ETC. (MMS)

| CONCEPTO | ALTERNATIVA | | |
|-----------------------------|-------------|--------|--------|
| | 1 | 2 | 3 |
| TERRENO | 56.26 | - | 93.78 |
| DERECHOS DE VIA | 113.77 | 113.77 | 113.77 |
| CARRETERAS Y VIAS DE ACCESO | 4.83 | 106.60 | 4.83 |
| TOTAL | 174.86 | 220.37 | 212.38 |

En la siguiente tabla se hace un resumen de los costos del equipo de proceso y en las que le siguen se resumen los costos de inversión para cada una de las alternativas de acuerdo al método descrito anteriormente.

RESUMEN DE COSTO DE EQUIPO DE PROCESO (MM\$)

| CONCEPTO | ALTERNATIVA 1 | ALTERNATIVA 2 | ALTERNATIVA 3 | | |
|--|------------------|------------------|---------------|-----------|-----------|
| | | | L = 30 Km | L = 60 Km | L = 90 Km |
| SEPARADOR DE ALTA PRESION | 36.76 | 36.76 | 36.76 | 36.76 | 36.76 |
| SEPARADOR DE BAJA PRESION | 29.64 | 29.64 | 29.64 | 29.64 | 29.64 |
| SEPARADOR DE GAS DE ALTA PRESION | 27.84 | 27.84 | 26.12 | 19.08 | - |
| SEPARADOR DE GAS DE BAJA PRESION | 5.33 | 5.33 | 4.50 | 3.08 | - |
| ENFRIADOR DE GAS DE ALTA PRESION | 249.18 | 249.18 | 124.91 | 38.64 | - |
| ENFRIADOR DE GAS DE BAJA PRESION | 48.30 | 48.30 | 26.08 | 7.26 | - |
| MÓDULOS DE COMPRESION | 2172.61 | 2172.61 | 2172.61 | 2172.61 | 1448.41 |
| BOMBAS DE CRUDO | 67.32 | 67.32 | 3.09 | 3.09 | 3.09 |
| TURBOGENERADORES | 201.55 | 201.55 | 120.93 | 120.93 | 80.62 |
| ESTACION DE RECOMPRESION | 482.61 | - | - | - | - |
| COSTO DE EQUIPO DE PLATAFORMA DE ENLACE | 378.06 | 378.06 | 378.06 | 378.06 | 378.06 |
| COSTO DE EQUIPO DE PLATAFORMA HABITACIONAL | 431.79 | 431.79 | - | - | - |
| COSTO TOTAL DEL EQUIPO | 4130.99 | 3648.38 | 2922.70 | 2809.15 | 1976.58 |

ESTIMADO DE COSTOS DE INVERSION

ALTERNATIVA 1. PROCESAMIENTO EN MAR CON ESTACION DE RECOMPRESION DE GAS.

| DESCRIPCION | L = 30 Km | L = 60 Km | L = 90 Km |
|-----------------------------------|-----------------|-----------------|-----------------|
| MMS | | | |
| COSTOS DIRECTOS | | | |
| Costo del equipo | 4130.99 | 4130.99 | 4130.99 |
| Instalación del equipo | 1652.40 | 1652.40 | 1652.40 |
| Instrumentos | 743.58 | 743.58 | 743.58 |
| Tubería (de planta) | 2478.60 | 2478.60 | 2478.60 |
| Cuarto de control | 413.10 | 413.10 | 413.10 |
| Servicios generales | 2065.50 | 2065.50 | 2065.50 |
| Terrenos y carreteras | 174.86 | 174.86 | 174.86 |
| Tubería de transporte: | | | |
| Material | 118.71 | 221.25 | 346.36 |
| Instalación | 354.73 | 687.44 | 1091.76 |
| Plataformas: | | | |
| Costo | 2506.15 | 2506.15 | 2506.15 |
| Instalación | 379.68 | 379.68 | 379.68 |
| TOTAL DE COSTOS DIRECTOS | 15018.30 | 15453.55 | 15982.98 |
| COSTOS INDIRECTOS | | | |
| Ingeniería y supervisión | 1263.15 | 1263.15 | 1263.15 |
| Contingencias | 1724.62 | 1724.62 | 1724.62 |
| TOTAL DE COSTOS INDIRECTOS | 2987.77 | 2987.77 | 2987.77 |
| COSTO TOTAL DE INVERSION | 18006.07 | 18441.32 | 18970.75 |

ESTIMADO DE COSTOS DE INVERSIÓN
 ALTERNATIVA 2. PROCESAMIENTO EN MAR ENVÍO DIRECTO.

| DESCRIPCIÓN | L = 30 Km | L = 60 Km | L = 90 Km |
|-----------------------------------|-----------------|-----------------|-----------------|
| MMS | | | |
| COSTOS DIRECTOS | | | |
| Costo del equipo | 3648.38 | 3648.38 | 3648.38 |
| Instalación del equipo | 1459.35 | 1459.35 | 1459.35 |
| Instrumentos | 656.71 | 656.71 | 656.71 |
| Tubería (de planta) | 2189.03 | 2189.03 | 2189.03 |
| Cuarto de control | 364.84 | 364.84 | 364.84 |
| Servicios generales | 1824.19 | 1824.19 | 1824.19 |
| Terrenos y carreteras | 220.37 | 220.37 | 220.37 |
| Tubería de transporte: | | | |
| Material | 231.99 | 408.36 | 617.59 |
| Instalación | 699.25 | 1260.49 | 1928.43 |
| Plataformas: | | | |
| Costo | 2506.15 | 2506.15 | 2506.15 |
| Instalación | 379.68 | 379.68 | 379.68 |
| Total de costos directos | 14179.94 | 14917.55 | 15794.72 |
| COSTOS INDIRECTOS | | | |
| Ingeniería y supervisión | 1164.17 | 1164.17 | 1164.17 |
| Contingencias | 1695.89 | 1695.89 | 1695.89 |
| TOTAL DE COSTOS INDIRECTOS | 2860.06 | 2860.06 | 2860.06 |
| COSTO TOTAL DE INVERSIÓN | 17040.00 | 17777.61 | 18654.78 |

ESTIMADO DE COSTOS DE INVERSION
ALTERNATIVA 3. PROCESAMIENTO EN TIERRA

| DESCRIPCION | L = 30 Km | L = 60 Km | L = 90 Km |
|-----------------------------------|-----------------|-----------------|-----------------|
| | MMS | | |
| COSTOS DIRECTOS | | | |
| Costo del equipo | 2922.70 | 2809.15 | 1976.58 |
| Instalación | 1169.08 | 1123.66 | 790.63 |
| Instrumentos | 526.07 | 505.65 | 355.79 |
| Tubería (de planta) | 1753.62 | 1685.49 | 1185.95 |
| Cuarto de control | 292.27 | 280.92 | 197.66 |
| Servicios generales | 1461.35 | 1404.58 | 988.29 |
| Terrenos y carreteras | 212.38 | 212.38 | 212.38 |
| Tubería de transporte: | | | |
| Material | 431.82 | 1007.06 | 1927.87 |
| Instalación | 1353.83 | 3213.52 | 6210.90 |
| Plataformas: | | | |
| Costo | 331.07 | 331.07 | 331.07 |
| Instalación | 94.92 | 94.92 | 94.92 |
| TOTAL DE COSTOS DIRECTOS | 10549.11 | 12668.40 | 14272.04 |
| COSTOS INDIRECTOS | | | |
| INGENIERIA y Supervisión | 793.13 | 766.11 | 567.96 |
| Contingencias | 1769.34 | 1735.27 | 1484.00 |
| TOTAL DE COSTOS INDIRECTOS | 2562.47 | 2501.38 | 2051.96 |
| COSTO TOTAL DE INVERSION | 13111.58 | 15169.78 | 16324.00 |

VI.2 Estimación de costos anuales de producción.

El costo de producción, es el gasto empleado en mantener activa o produciendo una planta y comúnmente se calculan en base anual, ya que tiene como ventaja con respecto a la base diaria, que elimina el efecto de variaciones estacionales, considera el factor de servicio y los cálculos pueden ser usados en forma directa en un análisis económico.

Estos costos se dividen en directos, que están en función de la producción e indirectos que no alteran la producción de la planta. Su estimación preliminar también puede calcularse por el método de porcentajes sin mucho error.

- Costos directos.

Están formados esencialmente por los siguientes conceptos:

a) Materias primas e insumos.

Estos costos son los que tienen mayor impacto dentro de los costos de operación, pero debido a la dificultad de su estimación (ya que involucra los costos de extracción del yacimiento), no se consideran; además, si para todas las alternativas es el mismo, no se vería afectado el resultado de la evaluación. Por otra parte, tal como se especificó en los requerimientos de servicios auxiliares, para cada alternativa se requiere gas combustible para generación de energía eléctrica. El costo por este concepto se calculó en base anual, considerando el precio del gas combustible de

\$1328 \$U.S./MMPCSD (2344.89 \$M.N./Mm³S), Los costos anuales para cada alternativa se indican en la siguiente tabla:

| ALTERNATIVA | CONSUMO DE GAS COMBUSTIBLE Mm ³ STD/AÑO | COSTO ANUAL MMS/AÑO |
|--------------|--|------------------------|
| 1 | 136,353.05 | 319.73 |
| 2 | 108,324.70 | 254.01 |
| 3, L = 30 Km | 87,837.25 | 205.97 |
| 3, L = 60 Km | 81,424.20 | 190.93 |
| 3, L = 90 Km | 67,627.20 | 158.58 |

b) Mano de obra y supervisión.

Para establecer este concepto se consultaron las estadísticas de Petróleos Mexicanos para plataformas de producción e instalaciones terrestres existentes; los datos recopilados se indican a continuación:

Producción: Se requiere una cuadrilla integrada por: Un ingeniero, 2 operadores mecánicos, 1 operador de mantenimiento, 3 ayudantes generales; el salario por cuadrilla es de 182,885 \$/Mes-cuadrilla, a septiembre de 1982.

Compresión: Se requiere una cuadrilla integrada por: 2 Ingenieros, 5 operadores, 6 ayudantes generales; el salario por cuadrilla es 391,583 \$/Mes-cuadrilla.

Enlace: Se requiere una cuadrilla integrada por: 1 operador y 2 ayudantes generales, el salario es 70,579 \$/Mes-cuadrilla.

Enfriamiento de gas: Una cuadrilla integrada por: Un operador, y 2 ayudantes generales, el salario es \$70,579\$/Mes-cuadrilla.

Estación de recompresión: Una cuadrilla integrada por: Un ingeniero, 2 operadores, 2 ayudantes; el salario por cuadrilla es 160,502 \$/Mes-cuadrilla.

Para instalaciones en mar se tienen dos turnos de 12 horas en plataforma y dos turnos de descanso; además, el costo por transporte y mantención por persona se estima en 7,447 \$/Día-persona.

Para instalaciones en tierra se tienen 3 turnos de 8 horas cada uno.

La siguiente tabla es el resumen de los salarios y mantención para cada alternativa en base anual:

| ALTERNATIVA | SALARIOS Y MANTENCION (MMS/AÑO) |
|--------------|---------------------------------|
| 1 | 181.46 |
| 2 | 175.68 |
| 3, L = 30 Km | 25.76 |
| 3, L = 60 Km | 25.76 |
| 3, L = 90 Km | 23.22 |

c) Mantenimiento

El costo por mantenimiento se puede estimar como un porcentaje del costo del equipo que es más crítico y que requiere de un constante mantenimiento, los porcentajes considerados para

tal efecto son los siguientes:

| CONCEPTO | PORCENTAJE (%) |
|----------------------|----------------|
| Enfriadores con aire | 3.0 |
| Bombas | 6.0 |
| Turbogeneradores | 6.0 |

También se buscó información actualizada de costos de mantenimiento de líneas de transporte en mar y de plataformas, los valores considerados en el estudio son los siguientes:

| CONCEPTO | COSTO UNITARIO* |
|--|----------------------------|
| Mantenimiento de tubería Incluye: Alquiler de un barco con su correspondiente tripulación y un equipo de inspección que consta de 8 buzos. | 265,229 \$/Km-año |
| Mantenimiento de plataformas: El mantenimiento es para una plataforma de 8 patas durante 20 días al año, e incluye: Renta de barco, buzos, materiales y mantenimiento preventivo, reemplazo de miembros, ándulos, protección catódica, etc. | 94.92 MM\$/año-Plataforma. |

* COSTOS ACTUALIZADOS AL MES DE OCTUBRE DE 1982.

El mantenimiento de tuberías se calculó multiplicando el costo unitario por la longitud de tubería submarina y por la fracción ocupada. El mantenimiento para plataformas se calculó multiplicando el costo por plataforma por el número de plataformas requeridas para cada alternativa. El número de plataformas requeridas para cada alternativa es el siguiente:

- Alternativa 1 y 2: 1 Plataforma de Producción, 1 de Enlace, 1 de Compresión y 1 habitacional.

Alternativa 3: 1 Plataforma de Enlace.

En la siguiente tabla se resumen los costos de mantenimiento anual para cada alternativa.

COSTOS DE MANTENIMIENTO ANUAL (MMS/AÑO)

ALTERNATIVA 1. PROCESAMIENTO EN MAR CON E.R.G.

| CONCEPTO | L = 30 Km | L = 60 Km | L = 90 Km |
|-----------------------|-----------|-----------|-----------|
| Equipo | 25.06 | 25.06 | 25.06 |
| Tubería de transporte | 1.19 | 3.82 | 6.93 |
| Plataformas | 379.68 | 379.68 | 379.68 |
| Total | 405.93 | 408.56 | 411.67 |

ALTERNATIVA 2. PROCESAMIENTO EN MAR ENVIO DIRECTO

| | | | |
|-----------------------|--------|--------|--------|
| Equipo | 25.06 | 25.06 | 25.06 |
| Tubería de transporte | 2.42 | 6.21 | 10.86 |
| Plataformas | 379.68 | 379.68 | 379.68 |
| Total | 407.16 | 410.95 | 415.60 |

ALTERNATIVA 3. PROCESAMIENTO EN TIERRA

| | | | |
|-----------------------|--------|--------|--------|
| Equipo | 11.97 | 8.82 | 5.03 |
| Tubería de transporte | 7.96 | 22.28 | 45.35 |
| Plataformas | 94.92 | 94.92 | 94.92 |
| Total | 114.85 | 126.02 | 145.30 |

= Costos Indirectos

Estos gastos no alteran la producción de la planta, pero es necesaria su estimación para determinar los costos anuales de producción, enseguida se mencionan los de mayor importancia:

a) Seguros

Se estiman como el 1% de la inversión total debido a lo tóxico y explosivo de los hidrocarburos que se manejan en este tipo de plantas.

b) Financiamiento

Como se puede observar, el costo de inversión para este tipo de proyectos es muy elevado, habiendo necesidad de solicitar un financiamiento para llevarlo a cabo. La literatura lo estima en un 10.5% anual fijo durante la vida del proyecto sobre la inversión inicial.

Es importante aclarar que la depreciación en este tipo de proyectos no se toma en cuenta, ya que el efecto de este mecanismo en los cálculos de la evaluación económica no afecta. Es decir, los impuestos en la mayoría de las empresas se pagan sobre las entradas netas menos la depreciación, por lo que disminuyen los impuestos pagados y permiten que la compañía retenga algo de sus ingresos por el deterioro de sus equipos. En el caso de Petróleos Mexicanos el impuesto se carga sobre las utilidades brutas, por lo que la depreciación pierde su funcionalidad.

De acuerdo a lo expresado anteriormente, se calcularon los costos anuales de producción para cada alternativa y los resultados obtenidos se indican en la siguiente tabla:

COSTOS ANUALES DE PRODUCCION

ALTERNATIVA 1. PROCESAMIENTO EN MAR CON E.R.G.

| CONCEPTO | COSTO ESTIMADO (MMS/AÑO) | | |
|--|--------------------------|----------------|----------------|
| | L = 30 Km | L = 60 Km | L = 90 Km |
| COSTOS DIRECTOS: | | | |
| Gas combustible | 319.73 | 319.73 | 319.73 |
| Mano de obra | 181.46 | 181.46 | 181.46 |
| Mantenimiento | 405.93 | 408.56 | 411.67 |
| TOTAL DE COSTOS DIRECTOS | 907.12 | 909.02 | 912.86 |
| COSTOS INDIRECTOS | | | |
| Intereses por financiamiento | 2993.64 | 3066.00 | 3154.03 |
| Seguros | 180.06 | 184.41 | 189.71 |
| TOTAL DE COSTOS INDIRECTOS | 3173.70 | 3250.41 | 3347.74 |
| TOTAL DE COSTOS ANUALES DE PRODUCCION | 4080.82 | 4159.43 | 4260.60 |

ALTERNATIVA 2. PROCESAMIENTO EN MAR ENVIO DIRECTO

| CONCEPTO | COSTO ESTIMADO (MMS/AÑO) | | |
|--|--------------------------|----------------|----------------|
| | L = 30 Km | L = 60 Km | L = 90 Km |
| COSTOS DIRECTOS: | | | |
| Gas combustible | 254.01 | 254.01 | 254.01 |
| Mano de obra | 175.68 | 175.68 | 175.68 |
| Mantenimiento | 407.16 | 410.95 | 415.60 |
| TOTAL DE COSTOS DIRECTOS | 836.85 | 840.64 | 845.29 |
| COSTOS INDIRECTOS | | | |
| Intereses por financiamiento | 2833.02 | 2955.66 | 3101.50 |
| Seguros | 170.40 | 177.78 | 186.55 |
| TOTAL DE COSTOS INDIRECTOS | 3003.42 | 3133.44 | 3288.05 |
| TOTAL DE COSTOS ANUALES DE PRODUCCION | 3840.27 | 3944.08 | 4133.34 |

COSTOS ANUALES DE PRODUCCION

ALTERNATIVA 3. PROCESAMIENTO EN TIERRA

| CONCEPTO | COSTO ESTIMADO (MMS/AÑO) | | |
|--|--------------------------|----------------|----------------|
| | L = 30 Km | L = 60 Km | L = 90 Km |
| COSTOS DIRECTOS | | | |
| Gas combustible | 205.97 | 190.92 | 158.58 |
| Mano de obra | 25.76 | 25.76 | 23.22 |
| Mantenimiento | 114.85 | 126.02 | 145.30 |
| Total de Costos Directos | 346.58 | 342.71 | 327.10 |
| COSTOS INDIRECTOS | | | |
| Intereses por financiamiento | 2179.90 | 2522.09 | 2713.99 |
| Seguros | 131.12 | 151.70 | 163.24 |
| Total de costos indirectos | 2311.02 | 2673.79 | 2877.23 |
| TOTAL DE COSTOS ANUALES DE PRODUCCION | 2657.60 | 3016.50 | 3204.33 |

VI.3 Determinación de utilidades

Se conoce como utilidad a los ingresos obtenidos de la venta de un producto. Para la determinación de las utilidades se considera el volumen total de producto vendido (aceite y gas) por su precio unitario. En el presente estudio se considera que las tarifas unitarias del crudo de exportación son \$32.50 \$DlIs. U.S./Barril, para el crudo ligero (32 °API) y 25.00 \$DlIs. U.S./Barril para el tipo pesado (22 °API); mientras que para el gas un precio de 13,208 \$DlIs. U.S./MMPCS (23,328 \$/Mm³ std).

Debido a que el aceite obtenido en cada alternativa, no cumple con la especificación de 32 °API, se considera una penalización en el precio de venta por concepto de baja calidad del producto. El factor de castigo por cada grado API menor al especificado se calcula por medio de la siguiente expresión:

$$F_c = \frac{P_L + P_p}{\text{°API}_L - \text{°API}_p}$$

Donde:

F_c = Factor de castigo o penalización.

P_L = Precio del crudo ligero

P_p = Precio del crudo pesado

°API_L = Grados API del crudo ligero

°API_p = Grados API del crudo pesado

F_c = 0.75 \$DIT/s.U.S./Bbl °API

De esta manera se calcula el precio unitario de crudo para cada alternativa de acuerdo a la siguiente expresión:

$$PV_i = P_L - (\text{°API}_L - \text{°API}_i) F_c$$

Donde:

PV_i = Precio unitario del crudo obtenido en la alternativa i.

°API_i = Grados API del crudo obtenido en la alternativa i.

Debido a que es más conveniente contabilizar las utilidades en pesos/año, es necesario calcular el volumen anual de ventas para cada alternativa considerando que tanto las instalaciones marítimas como las terrestres operan todo el año, de esta manera es posible calcular los ingresos anuales brutos; sin embargo, el Gobierno Federal aplica un impuesto con una tasa bastante elevada, actualmente del 59.35%, sobre los ingresos anuales brutos, lo cual debe ser considerado para el cálculo de los ingresos netos para cada alternativa.

En la tabla siguiente se indican las utilidades para cada alternativa:

| ALTERNATIVA | INGRESOS BRUTOS (MMS/AÑO) | | IMPUESTO (MMS/AÑO) | INGRESOS NETOS (MMS/AÑO) |
|-------------|------------------------------|-----------|-----------------------|-----------------------------|
| | CRUDO | GAS | | |
| 1 | 110,668.00 | 29,407.61 | 83,134.87 | 56,940.74 |
| 2 | 110,668.00 | 29,407.61 | 83,134.87 | 56,940.74 |
| 3, L=30 Km | 112,215.62 | 29,166.56 | 83,910.32 | 57,471.86 |
| 3, L=60Km | 114,884.95 | 28,612.16 | 85,165.53 | 58,331.58 |
| 3, L=90 Km | 118,367.86 | 27,744.39 | 86,717.62 | 59,394.63 |

En la siguiente tabla se resumen los costos de inversión y de producción, así como las utilidades netas para cada alternativa.

RESUMEN DE UTILIDADES Y COSTOS DE INVERSION Y PRODUCCION

| C O N C E P T O | ALTERNATIVA 1. PROCESAMIENTO EN MAR CON ERG | | | ALTERNATIVA 2. PROCESAMIENTO EN MAR-ENVIO DTP | | | ALTERNATIVA 3. PROCESAMIENTO EN TIERRA | | |
|---|---|----------|----------|---|----------|----------|--|----------|----------|
| | L=30Km | L=60Km | L=90Km | L=30Km | L=60Km | L=90Km | L=30Km | L=60Km | L=90Km |
| COSTO TOTAL DE LA INVERSION (MM\$) | 18006.07 | 18441.32 | 18970.75 | 17040.00 | 17777.61 | 18554.78 | 13111.58 | 15169.78 | 16324.00 |
| COSTOS ANUALES DE PRODUCCION (MM\$/AÑO) | 4080.82 | 4159.43 | 4260.60 | 3840.27 | 3944.08 | 4133.34 | 2657.60 | 3016.50 | 3204.33 |
| INGRESOS ANUALES (MM\$/AÑO) | 56940.74 | 56940.74 | 56940.74 | 56940.74 | 56940.74 | 56940.74 | 57471.86 | 58331.58 | 59394.63 |

VI.4 Métodos de evaluación.

Tradicionalmente los métodos que se han utilizado para juzgar la conveniencia económica entre dos o más proyectos se dividen en dos grupos:

- a). Los que no toman en cuenta el valor del dinero a través del tiempo.
- b). Los que reconocen este fenómeno y se conocen con el nombre genérico de métodos de flujo de efectivo descontado.

Los métodos del primer grupo tratan de eliminar las alternativas que conllevan a un riesgo excesivo por lo que sus conclusiones proporcionan poca información para la toma de decisiones; mientras que los métodos del segundo grupo no toman en cuenta la preferencia al riesgo, pero sí la preferencia en el tiempo y tienen la ventaja de indicarnos la posición que ocupan las distintas proposiciones de acuerdo a su conveniencia económica expresada en unidades monetarias.

VI.4.1 Valor presente neto (V.P.N.)

Este método de comparación consiste en la reducción de todas las diferencias futuras entre alternativas a una simple cantidad actual equivalente. Esto puede hacerse también calculando el valor actual de cada alternativa por separado, tal como se

hace en este trabajo debido al gran número de casos que se consideran. El procedimiento básico para este método es el siguiente:

Se calcula el flujo de caja descontado (FEA), que representa una suma de dinero (ingresos menos costos) descontados a valor presente.

$$FEA = \frac{FEO_1}{(1+r)^1} + \frac{FEO_2}{(1+r)^2} + \dots + \frac{FEO_n}{(1+r)^n}$$

$$FEA = \sum FEO_n (1+r)^{-n}$$

Se calcula el valor presente neto (V.P.N.), haciendo la diferencia entre el flujo de caja descontado (FEA) y la inversión inicial.

$$V.P.N. = FEA - CTIV$$

Donde:

FEO Flujo de efectivo original (Ingresos menos costos).

CTIV Costo total de la inversión.

n Exponente que indica que las entradas serán recibidas al final de cada período, en este caso el período será anual y el tiempo de comparación de 10 años.

r Tasa de descuento, esta determinada por la tasa mínima aceptable de retorno y que como mínimo debe ser igual a la tasa de financiamiento del proyecto. Como se considera que el proyecto será financiado por una institución de crédito extranjera, se considera una tasa del 14%.

VI. 4. 2 Relación Beneficio-Costo.

Este parámetro indica el beneficio económico que se obtendrá por cada unidad monetaria invertida y se calcula de acuerdo a la siguiente expresión:

$$B/C = \frac{\sum_1^n (ING)_n}{\sum_1^n (C)_n + CTIV}$$

Donde:

B/C Relación Beneficio-Costo.

$\sum_1^n (ING)_n$ Suma algebraica de los ingresos netos anuales descontados a valor presente:

$$\sum_1^n (ING)_n = \frac{(ING)_1}{(1+r)^1} + \frac{(ING)_2}{(1+r)^2} + \dots + \frac{(ING)_n}{(1+r)^n}$$

$\sum_1^n (C)_n$ Suma algebraica de los costos anuales de producción descontados a valor presente

$$\sum_1^n (C)_n = \frac{(C)_1}{(1+r)^1} + \frac{(C)_2}{(1+r)^2} + \dots + \frac{(C)_n}{(1+r)^n}$$

CAPITULO

VII

VII. Análisis y evaluación de alternativas.

VII.1 Evaluación de las alternativas.

Los resultados obtenidos hasta el capítulo anterior muestran que es más atractivo el procesamiento en tierra (alternativa 3), ya que los costos de inversión y los anuales de operación son menores y la utilidad neta anual resulta mayor que para las alternativas de procesamiento en mar (alternativas 1 y 2). Sin embargo existe un factor que es muy importante para el análisis y la evaluación de cada una de las alternativas involucradas en este trabajo. Este factor es el tiempo de implementación, el cual se refiere al tiempo que requerirá cada alternativa para su instalación y adecuado funcionamiento.

La evaluación de las alternativas consideradas se llevó a cabo mediante la comparación de los parámetros Valor Presente Neto y Relación Beneficio-Costo. Para el cálculo de estos parámetros se consideró que el tiempo de implementación de las alternativas de procesamiento en mar es un año antes que las de procesamiento en tierra; esto se debe a que mientras para las primeras solo se requiere la instalación de plataformas, para las segundas es necesaria la creación de toda una infraestructura que involucra la construcción de carreteras, comunicaciones, habitación, escuelas, etc. Además, si se tiene en cuenta este factor, en las alternativas de procesamiento en tierra no se tienen ingresos durante el primer año por concepto de venta de productos lo que se refleja en una pérdida durante el primer

año, lo cual también se considera en la evaluación.

El cálculo de los parámetros Valor Presente Neto y Relación Beneficio-Costo se hizo de acuerdo a la metodología indicada en la sección VI.4 a precios constantes considerando que la inversión se realiza al inicio del proyecto.

En la tabla VII.1 y VII.2 se ilustra el cálculo de dichos parámetros para la alternativa número uno "Procesamiento en Mar con Estación de Recompresión de Gas" para una distancia con respecto a Dos Bocas de 30 kilómetros. Asimismo en la tabla VII.3 se resumen los resultados obtenidos aplicando la metodología anterior para las alternativas consideradas en el estudio.

TABLA VII.2

CALCULO DE LA RELACION BENEFICIO-COSTO (B/C)
 ALTERNATIVA 1. PROGESAMIENTO EN MAR CON ERG, L = 30 Km.

INVERSION INICIAL (CTIV) = 18,006.07 MMS
 COSTO ANUAL DE PRODUCCION (C) = 4,080.82 MMS/AÑO
 INGRESOS ANUALES NETOS (ING) = 56,940.74 MMS/AÑO

| AÑO | $(1+0.14)^{-n}$ | (ING) _n MMS/A | (C) _n MMS/A |
|-----|-----------------|--|------------------------|
| 1 | 0.8772 | 49,948.02 | 3,579.67 |
| 2 | 0.7965 | 43,814.05 | 3,140.06 |
| 3 | 0.6750 | 38,433.38 | 2,754.44 |
| 4 | 0.5921 | 33,713.49 | 2,416.17 |
| 5 | 0.5194 | 29,573.24 | 2,119.45 |
| 6 | 0.4556 | 25,941.44 | 1,859.17 |
| 7 | 0.3996 | 22,755.64 | 1,630.85 |
| 8 | 0.3506 | 19,961.09 | 1,430.57 |
| 9 | 0.3075 | 17,509.73 | 1,254.88 |
| 10 | 0.2697 | 15,359.41 | 1,100.78 |
| | | 297,009.49 MMS | 21,286.04 MMS |
| | | 297,009.49 | |
| | B/C = | $\frac{297,009.49}{21,286.04 + 18,006.07}$ | = 7.16 |

TABLA VII.1

CALCULO DEL VALOR PRESENTE NETO.

ALTERNATIVA 1. PROCESAMIENTO EN MAR CON E.R.G., L=30 Km

| | | |
|----------------------------------|-----------|---------|
| INVERSION INICIAL (CTIV) | 18,006.07 | MMS |
| COSTOS ANUALES DE PRODUCCION (C) | 4,080.82 | MMS/AÑO |
| INGRESOS ANUALES NETOS (ING) | 56,940.74 | MMS/AÑO |
| FLUJO DE EFECTIVO ORIGINAL (FEO) | 52,859.92 | MMS/AÑO |

| AÑO | FEO | $(1+0.14)^{-n}$ | FEA (MMS) |
|-----|-----------|-----------------|----------------|
| 1 | 52,859.92 | 0.8772 | 46,368.35 |
| 2 | 52,859.92 | 0.7695 | 40,673.99 |
| 3 | 52,859.92 | 0.6750 | 35,678.94 |
| 4 | 52,859.92 | 0.5921 | 31,297.32 |
| 5 | 52,859.92 | 0.5194 | 27,453.79 |
| 6 | 52,859.92 | 0.4556 | 24,082.27 |
| 7 | 52,859.92 | 0.3996 | 21,124.80 |
| 8 | 52,859.92 | 0.3506 | 18,530.52 |
| 9 | 52,859.92 | 0.3075 | 16,254.85 |
| 10 | 52,859.92 | 0.2697 | 14,258.64 |
| | | | 275,723.47 MMS |

$$V.P.N. = 275,723.47 - 18,006.07 = 257,717.40 \text{ MMS}$$

TABLA VII.3

RESUMEN DE VALOR PRESENTE NETO Y RELACION BENEFICIO-COSTO

| ALTERNATIVA | V. P. N. (MM\$) | B/C |
|-------------|--------------------|-----|
| 1, L=30 Km | 257,717 | 7.6 |
| 1, L=60 Km | 256,871 | 7.4 |
| 1, L=90 Km | 255,814 | 7.2 |
| 2, L=30 Km | 259,937 | 8.0 |
| 2, L=60 Km | 258,658 | 7.7 |
| 2, L=90 Km | 256,794 | 7.4 |
| 3, L=30 Km | 174,308 | 8.1 |
| 3, L=60 Km | 173,668 | 7.2 |
| 3, L=90 Km | 175,379 | 6.8 |

VII.2 Análisis de resultados.

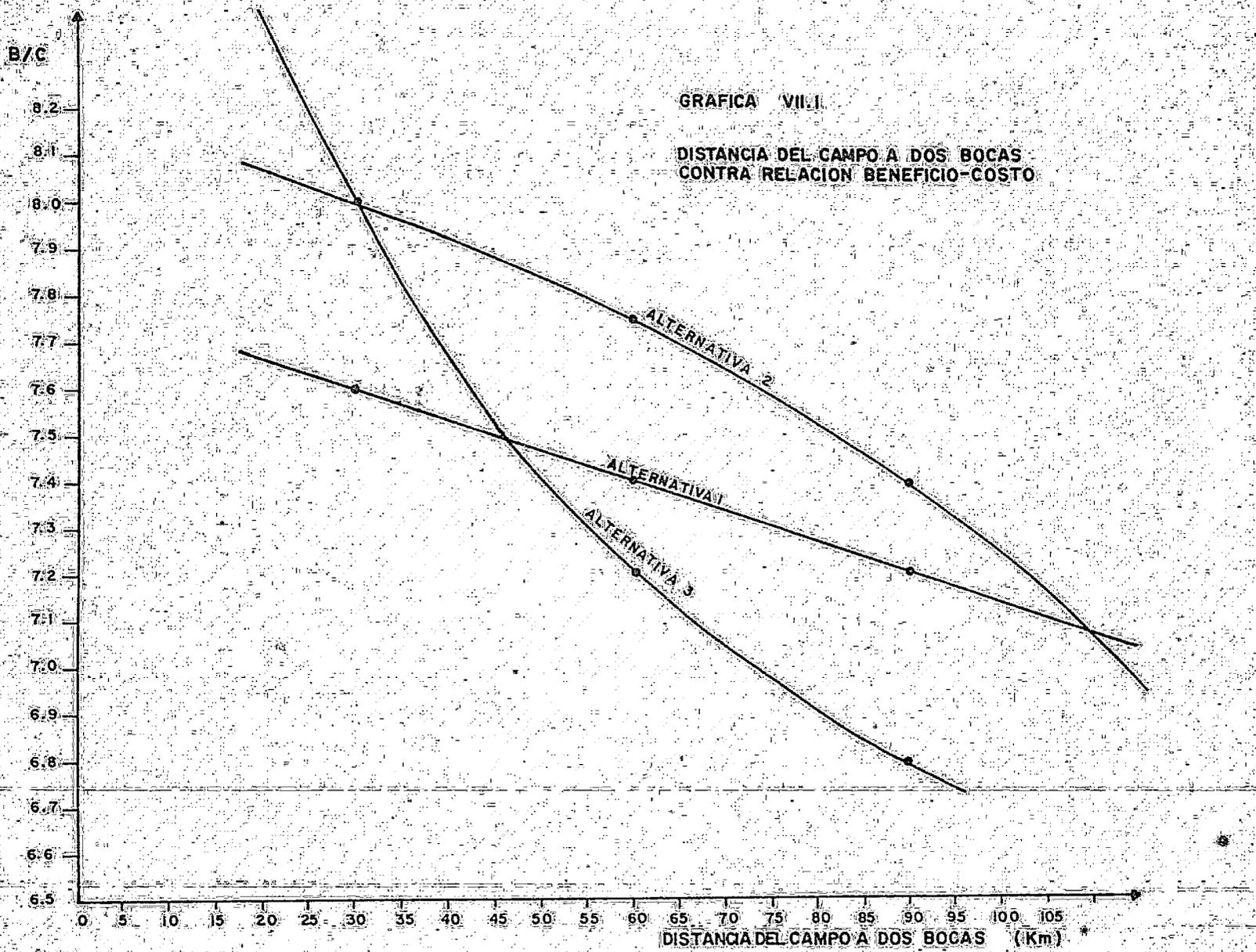
Los resultados plasmados en la tabla anterior indican que las alternativas de procesamiento en mar tienen un mayor Valor Presente Neto, mientras que las de tierra tienen una tendencia a incrementar su bondad económica con respecto al parámetro de Relación Beneficio-Costo al disminuir la distancia.

Si se grafica el parámetro de Relación Beneficio-Costo contra distancia a la costa, tal como se muestra en la gráfica VII.1, podemos delimitar la zona en que esta relación es mayor y por lo tanto la técnica de explotación de yacimientos mas adecuada respecto a la distancia de Dos Bocas.

De acuerdo a esta gráfica, se pueden resumir los siguientes resultados:

1. Hasta una distancia de 30 kilómetros la curva de procesamiento en tierra (alternativa 3), presenta una mayor relación Beneficio-Costo, por lo que se recomienda que la mezcla gas-aceite de yacimientos localizados en un radio de 30 kilómetros con respecto a Dos Bocas se envíe a este lugar para su procesamiento y el gas resultante se envíe a Cactus.
2. Para distancias mayores a 30 kilómetros pero menores a 109 la curva de procesamiento en mar con envío directo (alternativa 2), es la que da un mayor valor del parámetro de Beneficio-Costo y se recomienda que el crudo de los campos localizados en el área delimitada entre los radios que cubren dichas distancias, se procese en instalaciones localizadas mar adentro con envío directo de aceite y gas a Dos Bocas y Cactus, respectivamente.
3. Para distancias mayores de 109 kilómetros la alternativa que ofrece un mayor beneficio económico es la 1, "Procesamiento en Mar con Estación de Recompresión de Gas", por lo que se recomienda que el crudo de los campos localizados a una distancia mayor a la mencionada se procesen en instalaciones localizadas mar adentro con envío de crudo a Dos Bocas y gas a Cactus mediante una estación de recompresión en tierra.

Considerando los puntos anteriores, en la lámina VII.2 se indican las zona y la técnica de procesamiento recomendada.



150

151

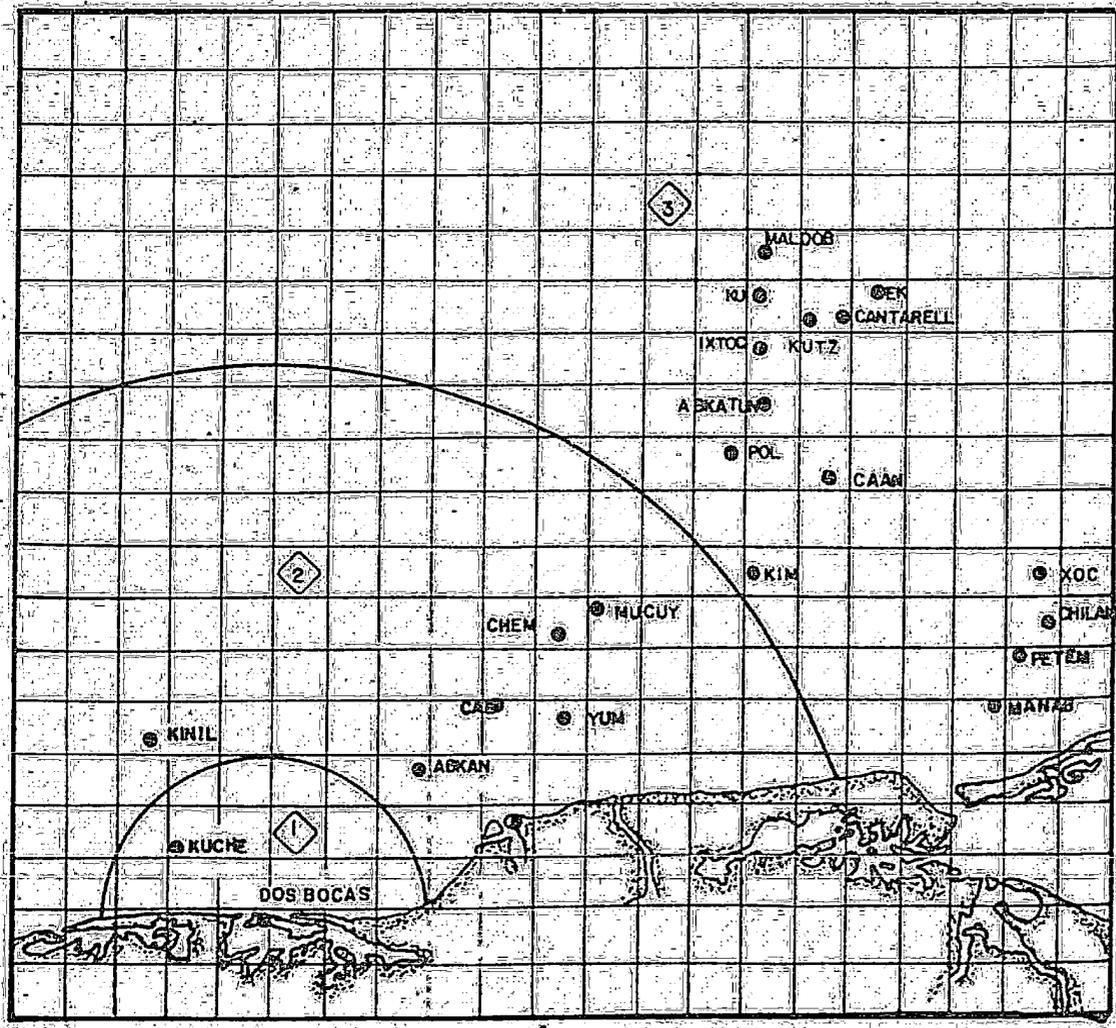


FIGURA VII.2

ALTERNATIVAS DE PROCESAMIENTO DE CRUDO MARINO

- ① PROCESAMIENTO EN TIERRA. DOS BOCAS.
- ② PROCESAMIENTO EN MAR. ENVIODIRECTO.
- ③ PROCESAMIENTO EN MAR CON E.R.G.

ESCALA



CAPITULO

VIII

VIII. Conclusiones.

En el desarrollo del trabajo, se hicieron diversas consideraciones que pueden afectar los resultados obtenidos y llevarnos a otras conclusiones, como son: Características del crudo, condiciones de transporte, precio de venta de productos, tasa de descuento y tiempo de implementación, entre los más importantes. Al cambiar el valor de uno o mas de los parámetros mencionados, ya sea porque la situación que se presente a futuro sea diferente a la plasmada aquí o que el tiempo en que se haga el análisis sea otro, los resultados podrán variar inclinándose hacia una u otra alternativa. Las conclusiones están basadas en datos reales actuales al momento de realizarse el estudio, dando como resultado una gran serie de alternativas de las cuales únicamente se analizaron las mas viables y que están incluidas en el estudio, de tal manera que bajo estas condiciones se pueda proponer una técnica adecuada de explotación de yacimientos de crudo marino localizados en la Sonda de Campeche. Como conclusiones a este trabajo se tienen las siguientes:

1. Se analizó la necesidad de decidir la técnica de explotación de un campo marino de acuerdo a: Su potencial, ubicación geográfica, programas y políticas de explotación, además de una tecnología factible de implementar, lo que trae como consecuencia el análisis de diferentes opciones para llevar a cabo dicha explotación.
2. En el desarrollo del trabajo se tomaron como base condiciones que prevalecen actualmente en instalaciones de producción costafuera y se establecieron los parámetros necesarios para el análisis de las alternativas, plasmando únicamente las que son técnicamente viables de implementar.
3. Se especificaron las condiciones de los productos, requerimientos de equipo e instalaciones y servicios adicionales, además de los servicios auxiliares para cada alternativa que proporcionan las características del equi-

po para poderlo costear.

4. Para poder seleccionar una alternativa desde el punto de vista técnico-económico, es necesario cuantificar sus diferencias de acuerdo a métodos y criterios establecidos como los mas comunes para este tipo de evaluaciones que nos permitan discriminar o seleccionar una u otra opción; en los capítulos VI y VII quedan plasmados los resultados de las alternativas consideradas que nos permiten establecer el criterio apropiado para la explotación de crudo de yacimientos marinos de la Sonda de Campeche.

Al observar la figura VII.2 en donde se muestran los diferentes yacimientos marinos y se propone una técnica de explotación, se concluye que una gran mayoría de los campos cercanos a la costa, al menos con respecto a Dos Bocas, requerirán de una explotación y procesamiento costafuera de acuerdo a lo siguiente:

| DISTANCIA A LA COSTA (Km) | TIPO DE PROCESAMIENTO | ENVIO DE PRODUCTOS |
|---------------------------|-----------------------|--------------------------------------|
| < 30 | En tierra | - |
| 30-109 | En mar | Directo |
| > 109 | En mar | Con estación de recompresión de gas. |

Finalmente, los resultados del estudio van de acuerdo a la práctica de explotación de campos costafuera que realiza Petróleos Mexicanos en la plataforma marítima de Tampico y Norte de Veracruz donde los campos localizados entre 24 y 39 kilómetros de la costa se explotan en mar y su procesamiento es en tierra.

C A P I T U L O

IX

BIBLIOGRAFIA.

- 1.- Lester, C.U.
Ingeniería de Producción de Petróleo.
C.E.C.S.A., 1965.
- 2.- Robert L. Mitchell.
Engineering Economics.
John Wiley and Sons, 1980.
- 3.- George A. Taylor
Ingeniería Económica.
Limusa, 1981.
- 4.- Rase, H.F., Barrow, M.H.
Ingeniería de Proyectos para Plantas de Proceso.
C.E.C.S.A., 1979.
- 5.- Kenneth M. Guthrie.
Process Plant Estimating Evaluation and Control.
Crafsman Book Company of America, 1970.
- 6.- Interstate Oil Compact Comission.
Secondary and Tertiary Oil Recovery Process.
Diciembre, 1978.
- 7.- Gilberto G., Jesús L.
Transporte de Crudo Pesado por Oleoducto.
Boletín Técnico Arpel, Bogota Colombia, Dic., 1975.
- 8.- Elliot Multistage Compressors.
Bulletin P-25A
Carrier Corporation, 1975.
- 9.- M.D. Robbins.
Operation and Maintenance.
Chemical Engineering, Febrero 9, 1959.
- 10.- Robert Brown.
Design of Air-Cooled Exchangers
Chemical Engineering, Marzo 27, 1978.
- 11.- P.T. Doyle.
Use Fanless Air Coolers.
Hydrocarbon Processing, Julio, 1973.
- 12.- Robert Kern, Hofman.
How To Size Process Piping for Two-Phase Flow.
Hydrocarbon Processing, Octubre 1969.

- 13.- Curso Internacional de Ingeniería de Proceso.
Instituto Mexicano del Petróleo, 1982
- 14.- Manual de Diseño de Recipientes de Proceso.
Instituto Mexicano del Petróleo
- 15.- Ortiz, R.J.A.
Diseño Térmico de Cambiadores de Calor.
Curso sobre termodinámica, transferencia de calor e instrumentos.
Instituto Mexicano del Petróleo.
- 16.- L.N. Solorzano, N. Domínguez A.
El Análisis Económico en los Proyectos de Ingeniería.
Revista del Instituto Mexicano del Petróleo, Octubre 1969.
- 17.- R. Hernández P.
Evaluación del Aceite Crudo de los Yacimientos del Cretácico de la
Zona Sur de la República Mexicana.
Revista del Instituto Mexicano del Petróleo, Abril 1978.
- 18.- F. Garaicochea, A. Acuña R.
Alternativas de Explotación de los Yacimientos del Área Reforma.
Revista del Instituto Mexicano del Petróleo, Enero 1978.
- 19.- J.A. Galván, Ma. E. Chewtat, L. Revilla B.
Aspectos Generales de Cambiadores Enfriados por Aire.
- 20.- Juan M. Berlanga.
Aplicación de la Información Sísmica en la localización
Probabilística de Yacimientos Petrolíferos en el Golfo de Campeche.
Revista del Instituto Mexicano del Petróleo, Julio 1981.
- 21.- Memoria de Labores de Petróleos Mexicanos
PEMEX, 1981.
- 22.- Leonard Leblanc.
Platform Economics: A Costly Game Offshore.
Diciembre 1978.
- 23.- K. I. Rhodes.
Pipeline Protective Coatings Used in Saudi Arabia.
Oil and Gas Journal, Agosto 1982.
- 24.- G.L. Farrar.
How Indexes Have Risen.
Oil and Gas Journal, Agosto 1982.
- 25.- East Kalimantan Work Spans Exploration, Development,
Manufacturing.
Oil and Gas Journal, Marzo 3, 1975.
- 26.- Bart Collins.
North Sea Output Exceeds Forecast.
Oil and Gas Journal, Junio 6, 1977.

- 27.- How Pemex Will Develop Campeche Sound.
Ocean Industry, Noviembre 1981.
- 28.- Stapipe: North Sea's Largest Pipe Line Challenge.
Ocean Industry, Abril 1982.
- 29.- Lears Sotelo.
Un Mar de Petróleo en el Mar.
Petro Noticia, Marzo-abril 1981.
- 30.- Glosario de Exploración y Producción Costafuera.
Petróleo Internacional, Diciembre 1981.
- 31.- Producción Petrolera en Latinoamérica y el Caribe.
Petróleo Internacional, Marzo 1982.
- 32.- México, Planes de Producción y Utilización del Gas.
Petróleo Internacional, Noviembre 1982.
- 33.- México, Nueva Campaña Exploratoria: Esperan mas frutos en
Campeche-Chiapas-Tabasco.
Petróleo Internacional, Noviembre 1981.
- 34.- Mapa Petrolero de México.
Petróleo Internacional, Noviembre 1981, 1982.
- 35.- México, Que se Explorará este Sexenio.
Petróleo Internacional, Noviembre 1982.
- 36.- Ortiz, C.J.
Planes de Producción y Utilización del Gas en México.
Petróleo Internacional, Noviembre 1982.
- 37.- Brasil, Avanzan Obras en Campos.
Venezuela, Orinoco dará a Venezuela 100 años más de Petróleo.
América Latina se adentra al Mar.
Petróleo Internacional, Mayo 1982.
- 38.- Pipelines in the North Sea.
Petrole Informations, Septiembre 17, 1979.
- 39.- D.N. Williams
Effects of Epoxy Coating Application on Pipe Strength
Pipe Line Industry, Marzo 1979.
- 40.- L.J. Wood.
How to Protect Offshore Lines Operating at High Temperatures.
Pipe Line Industry, Marzo 1981.
- 41.- G.S. Littlejohn
New Way to Support and Protect Subsea Lines and Fittings.
Pipe Line Industry, Septiembre 1981.

- 42.- Offshore Pipe Line Mileage Swings Upward.
Pipe Line Industry, Agosto 1969.
- 43.- Robert V. Linde.
Advantages of Pipelining Gas at Low Temperatures.
Pipe Line Industry, Septiembre 1981.
- 44.- John Atwood P. E.
How to Select Pipe Coatings
Pipe Line Industry, Marzo 1982.
- 45.- R. F. Strobel
Fusion Bonded Epoxy Coatings have had 10 Years of Progress.
Pipeline and Gas Journal, Febrero 1983.
- 46.- George Baker
Mexico Oil Wealth Will it be Enough.
World Oil, Marzo 1982.
- 47.- Victor A. Popan.
How to Size Gas Compressors
World Oil, Mayo 1981.