

21
24



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO

FACULTAD DE QUIMICA

**"ESTUDIO TECNICO-ECONOMICO PARA EL
DESARROLLO DEL CAMPO UECH DE LA
SONDA DE CAMPECHE"**

**TESIS PROFESIONAL
QUE PARA OBTENER EL TITULO DE:
INGENIERO QUIMICO
P R E S E N T A :
LUZ MARIA CHAVEZ ISLAS**

**TESIS CON
FALLA DE ORIGEN**

1989



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 está 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

	PAG.
INTRODUCCION	1
I. ANTECEDENTES.	4
I.1 PRODUCCION DE CRUDO	5
I.2 PRODUCCION DE GAS NATURAL	8
I.3 EXPLOTACION DE NUEVOS YACIMIENTOS.	9
I.4 PRODUCCION DE CRUDO ISTMO Y MAYA	11
I.5 CAMPO UECH	12
I.6 INFRAESTRUCTURA ACTUAL EN LA SONDA DE CAMPECHE	13
I.7 SITUACION ACTUAL DE UECH	17
I.8 PRODUCCION EN UECH	18
II. GENERALIDADES	27
II.1 ORIGEN DEL PETROLEO	27
II.2 COMPOSICION DEL PETROLEO	27
II.2.1 SERIES PARAFINICAS	28
II.2.2 SERIES OLEFINICAS O ETILENICAS	28
II.2.3 SERIES NAFTENICAS	29
II.2.4 SERIES AROMATICAS	29
II.2.5 SERIES DIOLEFINICAS	30
II.2.6 COMPUESTOS ISOMEROS.	30
II.3 PRINCIPALES CONTAMINANTES EN UN CRUDO	30
II.3.1 COMPUESTOS DE AZUFRE	31
II.3.2 CRUDOS ACIDOS	33
II.3.3 NITROGENO	34

		PAG.	
	11.3.4	CONTENIDO DE METALES.	34
	11.3.5	RESIDUO DE CARBON	35
	11.3.6	CONTENIDO EN SALES	35
11.4		DEFINICIONES.	36
	11.4.1	PETROLEO	36
	11.4.2	CAMPO	36
	11.4.3	YACIMIENTO	36
	11.4.4	RECURSO	41
	11.4.5	RESERVA	41
11.5		PROPIEDADES DEL CRUDO DE PETROLEO	42
	11.5.1	DENSIDAD, °API	43
	11.5.2	FACTOR DE CARACTERIZACION	44
	11.5.3	INDICE DE VISCOSIDAD	44
	11.5.4	CONSTANTE VISCOSIDAD-DENSIDAD	45
	11.5.5	PUNTO DE ANILINA Y PUNTO DE HUMO	45
11.6		EVALUACION DE LOS TIPOS DE CRUDO QUE PRODUCE EL PAIS.	46
11.7		DETERMINACION DE LA COMPOSICION DE LOS CRUDOS Y SUS FRACCIONES.	48
11.8		EQUILIBRIO	56
	11.8.1	REGLA DE LAS FASES	56
	11.8.2	EQUILIBRIO DE FASES	58
	11.8.3	CRITERIOS DE EQUILIBRIO	59

		PAG.
II.9	RELACION RGA.	64
II.10	PRESION DE VAPOR REID	65
III.	BASES DEL ESTUDIO	66
III.1	INTRODUCCION	66
III.2	BASES DEL ESTUDIO	67
III.2.1	UBICACION	67
III.2.2	INFRAESTRUCTURA EXISTENTE ACCE- SIBLE A UECH	67
III.3	TIPO DE PROCESAMIENTO Y SERVI-- CIOS AUXILIARES.	72
III.3.1	FUNCIONES CONTEMPLADAS DENTRO - DE LA MODULACION.	74
III.4	IMPLEMENTAR LAS INSTALACIONES - POR FASES.	75
III.5	CONDICIONES DEL YACIMIENTO	75
III.6	CARACTERISTICAS DE LA ALIMENTA- CION.	76
III.7	CAPACIDAD	78
III.8	CONDICIONES AMBIENTALES	78
III.9	INSTALACIONES DE DUCTOS DISPONI- BLES.	79
III.10	HERRAMIENTA EN EL CALCULO DE BA- LANCE DE MATERIA Y ENERGIA.	79
IV.	PLANTEAMIENTO Y ANALISIS DE ALTERNATIVAS.	83
IV.1	INTRODUCCION	83
IV.2	PLANTEAMIENTO DE ALTERNATIVAS.	90

		PAG.	
	IV.2.1	ALTERNATIVA NO.1	91
	IV.2.2	ALTERNATIVA NO.2	92
	IV.2.3	ALTERNATIVA NO.3	93
	IV.2.4	ALTERNATIVA NO.4	96
IV.3	BALANCE DE MATERIA Y ENERGIA.		98
	IV.3.1	ALTERNATIVA NO.1	98
	IV.3.2	ALTERNATIVA NO.2	99
	IV.3.3	ALTERNATIVA NO.3	100
	IV.3.4	ALTERNATIVA NO.4	104
IV.4	ANALISIS TECNICO		105
	IV.4.1	INTRODUCCION	105
	IV.4.2	ANALISIS TECNICO DE LAS ALTERNATIVAS PROPUESTAS.	106
	IV.4.3	LISTA DE EQUIPO DE PROCESO	115
	IV.4.4	SERVICIOS AUXILIARES	120
	IV.4.5	REQUERIMIENTOS GLOBALES DE SERVICIOS AUXILIARES.	124
	IV.4.6	CONDICIONES DE TRANSPORTE	125
	IV.4.7	RESUMEN DE GAS Y ACEITE SEPARADOS - SOBRE UNA MISMA BASE DE ALIMENTACION	127
	IV.4.8	RESUMEN DE REQUERIMIENTOS DE EQUIPO E INSTALACIONES.	128
	IV.4.9	COMPARACION TECNICA DE ALTERNATIVAS.	129
IV.5	ANALISIS ECONOMICO.		130
	IV.5.1	INTRODUCCION	131

	PAG.	
IV.5.2	COSTO DEL EQUIPO DE PROCESO	140
IV.5.3	COSTO POR MATERIAL DIRECTO ADI CIONAL PARA INSTALAR EL EQUIPO DE PROCESO.	141
IV.5.4	COSTO POR MANO DE OBRA CONSUMI- DA PARA INSTALAR EL EQUIPO DE - PROCESO.	142
IV.5.5	GASTOS GENERALES DE CONSTRUCCION.	144
IV.5.6	COSTOS DE INGENIERIA	146
IV.5.7	COSTOS DIRECTOS	147
IV.5.8	COSTOS INDIRECTOS	148
IV.5.9	COSTO BASE TOTAL	149
IV.5.10	COSTOS ADICIONALES	150
IV.5.11	COSTOS DEL MODULO TOTAL	151
IV.5.12	COSTOS DE DUCTOS Y PLANTAS AUXI- LIARES.	152
IV.5.13	COMPARACION ECONOMICA DE ALTERNA TIVAS.	153
V.	SELECCION DE LA ALTERNATIVA MAS VIABLE.	157
V.1	INTRODUCCION	157
V.1.1	EL PROCESO DE DECISION	157
V.1.2	NATURALEZA DE UNA DECI-- SION.	159
V.1.3	DECISIONES PARA SELEC-- CIONAR.	161
V.2	DETERMINACION DE LOS CRI TERIOS A EMPLEAR EN LA -	167

	PAG.
SELECCION DE LA ALTERNATIVA MAS -- IDONEA.	167
V.3 ASIGNACION DE VALORES A LAS ALTERNA TIVAS	168
V.3.1 PRIMERA ITERACION DE VALORES DE LAS ALTERNATIVAS.	170
V.3.2 SEGUNDA ITERACION DE VALORES DE LAS ALTERNATIVAS.	171
V.4 ASIGNACION DE VALORES A LOS CRITERIOS	172
V.5 DETERMINACION DE LA FUNCION CRITERIO.	173
VI. ANTEPROYECTO DE LA ALTERNATIVA SELECCIONADA.	175
VI.1 BASES DE DISEÑO	175
VI.1.1 GENERALIDADES	175
VI.1.2 CAPACIDAD, RENDIMIENTO Y -- FLEXIBILIDAD.	176
VI.1.3 ESPECIFICACION DE LA ALIMEN- TACION.	180
VI.1.4 ESPECIFICACIONES DE LOS PRO- DUCTOS.	180
VI.1.5 CONDICIONES DE LAS ALIMENTA-- CIONES EN LIMITES DE BATERIA.	181
VI.1.6 CONDICIONES DE LOS PRODUCTOS EN LIMITE DE BATERIA.	182
VI.1.7 ELIMINACION DE DESECHOS.	183
VI.1.8 SERVICIOS AUXILIARES.	183

	PAG.	
VI.1.9	SISTEMAS DE SEGURIDAD	184
VI.1.10	CONDICIONES CLIMATOLOGICAS.	185
VI.1.11	LOCALIZACION DE LA PLANTA.	185
VI.2	DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO	185A
VI.3	BALANCE DE MATERIA Y ENERGIA.	186
VI.4	LISTA DE EQUIPO DE PROCESO.	189
VI.5	HOJAS DE DATOS DE LOS EQUIPOS DE -- PROCESO.	191
VI.6	REQUERIMIENTOS DE SERVICIOS AUXILIA <u>A</u> RES.	192
VI.6.1	CONSUMO DE ENERGIA ELECTRI- CA.	192
VI.6.2	CONSUMO DE GAS COMBUSTIBLE.	193
VI.6.3	CONSUMO DE AGENTES QUIMICOS.	194
VI.7	DESCRIPCION DEL PROCESO.	195
VI.8	CRITERIOS GENERALES DE DISEÑO DE PRO <u>Q</u> CESO.	199
VI.9	CRITERIOS GENERALES DE DISEÑO DE EQUI <u>Q</u> PO.	203
VI.9.1	TANQUES	203
VI.9.2	ENFRIADORES DE AIRE	212
VI.9.3	COMPRESORES	216
VI.9.4	BOMBAS	218
CONCLUSIONES.		220
BIBLIOGRAFIA.		223

C A P I T U L O I

I N T R O D U C C I O N

El petróleo es una fuente potencial de energía, - a partir de su descubrimiento, a la fecha, se le ha encontrado un sin número de aplicaciones energéticas.

México cuenta dentro de su territorio con zonas petrolíferas extensas.

La demanda de este recurso se ha intensificado -- considerablemente a nivel mundial, de ahí que la economía de nuestro país se base esencialmente en la obtención de crudo.

En la actualidad, el prever cualquier posible de^{re}crecimiento en la producción de crudo en pozos marinos (Abkatún, Pol, Chuc, etc.), ha llevado a intensificar la actividad exploratoria, detectando nuevos yacimientos entre los cuales destacan "UECH", quien permitirá en un momento dado, cubrir las deficiencias en los pozos productivos originadas por la declinación de presión, los cuales reflejarán una disminución en la extracción de su crudo, al mismo tiempo UECH contribuirá a satisfacer en forma parcial la demanda interna y externa del país.

Por lo anterior es necesario planear una explota-

ción adecuada de este campo conforme a su desarrollo.

En el presente trabajo se determina por medio de un estudio técnico-económico cuál será la mejor manera de explotarlo.

En primera instancia se dá un panorama general sobre la producción de aceite y gas, infraestructura disponible y accesible a "UECH", localización del mismo y políticas a seguir de acuerdo a los planes de desarrollo de la Sonda de Campeche en el planteamiento, análisis y selección de alternativas.

También se expone una reseña breve sobre los hidrocarburos presentes en el crudo, tipos de contaminantes y sus efectos, métodos de caracterización, términos comunes utilizados en el ámbito petrolero y propiedades típicas de los crudos, cuyo objetivo es hacer notar la diferencia entre un crudo ligero y un pesado.

Posteriormente se delimita el problema a solucionar, es decir, qué se tiene y a dónde se quiere llegar, describiéndose las bases del estudio.

Se proponen varias alternativas de solución, analizándose desde el punto de vista técnico: tanto en for-

ma cualitativa como cuantitativa. Con respecto a lo económico se enfoca a la parte de inversión inicial únicamente.

Con los criterios establecidos en las bases del estudio y los resultados del análisis se efectúa la selección de la alternativa más viable técnicamente conforme a las políticas y lineamientos establecidos por una inversión adecuada.

De la alternativa seleccionada se proporciona el anteproyecto enfocándolo primordialmente al equipo mayor y la Ingeniería Básica correspondiente que abarca: bases de diseño, balance de materia y energía, lista de equipo de proceso, requerimiento de servicios auxiliares, hojas de datos del equipo, descripción del proceso y criterios seguidos para el mismo y para el diseño de los equipos.

I.- ANTECEDENTES

México es un país con una política económica de desarrollo, que depende básicamente de un suministro oportuno y barato de energéticos. La existencia en nuestro país de estos requerimientos ha hecho posible organizar y realizar planes de desarrollo industrial.

México ha dedicado grandes recursos a la explotación de reservas energéticas, y al no depender del exterior para satisfacer su demanda, ha experimentado -- una serie de cambios en el marco económico (mayor inversión privada y estatal).

En 1977 la demanda nacional de energía quedó cubierta en un 85.7% por el petróleo y el gas, la energía hidráulica aportó 8.9% y el carbón el 5%. Esto nos hace ver la gran necesidad de localizar y explotar en forma óptima, acompañada de avances tecnológicos y una política nacional, nuevos yacimientos de hidrocarburos, carbón, fuentes geotérmicas e hidráulicas.

Un aspecto muy importante de los energéticos, dentro de la economía nacional, es su participación en el

desarrollo de otras industrias auxiliares, por la demanda que efectúa de servicios y mano de obra.

Una industria productora de energéticos provoca una serie de inversiones en las industrias productoras de los insumos de aquéllas y en cantidades importantes.

Así, el creciente potencial petrolífero de México descansa actualmente sobre dos pilares:

- a).- El área terrestre de Reforma, en los estados de Tabasco y Chiapas
- b).- La Sonda de Campeche.

I.I PRODUCCION DE CRUDO

Durante 1986 la producción de crudo en promedio fue de 2.4 MMBPD, 7.7% menor con respecto a la de 1985, que fue 2.6 MMBPD.

La producción nacional de crudo proveniente de las diferentes zonas se reporta en la tabla I.A, mostrando una comparación de la misma en los años 1985-1986 y la variación experimentada.

TABLA I.A.

PRODUCCION CRUDO 1986 (15)

Miles de Barriles.

Lugar de Procedencia	Acumulada Anual	Promedio Diario
Zona Norte:		
Distrito Frontera N.	90	0.2
Distrito Norte	9310	25.0
Distrito Sur	6880	19.0
Total 1986:	16280	44.2
Total 1985:	15210	42.0
Variación:		+ 5%
Zona Centro:		
Poza Rica	26480	73.0
Cuenca Papaloapan	2464	7.0
Total 1986:	28944	80.0
Total 1985:	15210	82.0
Variación:		-2.5%
Zona Sur		
Distrito Agua Dulce	14470	40.0
Distrito El Plan	10160	28.0

Lugar de Procedencia	Acumulada Anual	Promedio Diario
Zona Sur,		
Distrito Nanchital	1351	4.0
Total 1986:	25981	72.0
Total 1985:	26431	73.0
Variación:		-1.4%
Zona Sureste		
Distrito Comalcalco	6120	17.0
Villahermosa	241450	662.0
Cd. Pemex	10	-
Total 1986:	247580	679.0
Total 1985:	267170	732.0
Variación:		-7.3%
Zona Marina		
Golfo de Campeche	567300	1555.0
Total 1986:	567300	1555.0
Total 1985:	621650	1700.0
Variación:		-8.5%

La contribución expresada en porcentaje de la Zona Marina (Zona de Campeche) es de 64%, de la Zona Sureste de 28% y el resto es aportado por las Zonas -- Norte, Centro y Sur.

Del gas separado en las baterías, se recuperó en fase líquida un promedio de 73MBPD de condensados, 0.1 % menos que los obtenidos en 1985.

De la Sonda de Campeche se obtuvo 47MBPD, del área Mesozoico Chiapas-Tabasco 24MBPD y 2MBPD de los -- Distritos Frontera Norte y Cuenca del Papaloapan.

I.2 PRODUCCION DE GAS NATURAL.

La producción de gas natural es 3430MMPCD en promedio; comparada a la obtenida en 1985, 3600MMPCD, fue 4.2% menor.

La producción de gas asociado fue 2900MMPCD y la de no asociado, 550 MMPCD; 84% y 16% respectivamente, - de la producción nacional.

La producción de gas natural de la Zona Sureste fue 1980 MMPCD 58% de la producción nacional; la Zona

Marina contribuyó con 870 MMPCD, 25% y las zonas Norte, Centro y Sur aportaron 580 MMPCD, 17% del total.

De acuerdo a lo anterior, la zona marítima del Golfo de Campeche, es sin duda la que reviste mayor importancia. Fue descubierta en 1976 al probarse la existencia de grandes reservas de petróleo comercializable.

La Sonda de Campeche viene a ser el área de mayor productividad en la que aún están por desarrollarse nuevos campos.

En la actualidad, la mayor parte de la producción proviene de tres campos; Cantarell, Abkatún y Pol.

1.5 EXPLOTACION DE NUEVOS YACIMIENTOS.

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.

En 1981 se perforaron 83 pozos con un promedio de

éxito del 52% incorporando volúmenes considerables a las reservas. Para el período 1983-1989, en México, se tiene planeado la perforación de un mínimo de 500 pozos de exploración (de acuerdo a los datos publicados por la Secretaría de Programación y Presupuesto).

En 1980 se perforaron 68 pozos, resultando 22 productores, con lo cual se descubrieron 10 nuevos campos; dos marinos y ocho terrestres.

El descubrimiento de los dos campos marinos en la Sonda de Campeche, fue logrado con la perforación de los pozos UECH I y KAY I. El primero con producción inicial de aceite ligero (33°API) de 20 MBPD procedentes de la Formación Jurásica y el segundo pozo con producción inicial de 2 MBPD, en sedimentos terciarios.

El pozo UECH, reviste gran importancia geológica petrolera, debido a que indica la existencia de una franja que se extiende hacia las costas de Tabasco. El esfuerzo desarrollado de la actividad exploratoria, que culmina con la perforación de pozos en busca de nuevos yacimientos petrolíferos, permitió incorporar volúmenes adicionales de reservas que compensaron parcialmente la producción de hidrocarburos líquidos totales, obtenida

durante el presente año.

I.4 PRODUCCION CRUDO ISTMO Y MAYA

En México, para efectos de comercialización, existen dos tipos de crudo, los crudos ligeros (33-34° API) son denominados tipo Istmo, y los pesados Maya -- (22-23°API).

La producción de crudo ligero, proviene en su mayoría, del área de Chiapas-Tabasco, razón por la que se denomina Istmo. En cambio, el crudo Maya se extrae en su mayor parte del campo Cantarell localizado en la -- Sonda de Campeche.

La producción promedio en 1986 de crudo Maya fue de 1073 MBPD procedente de la Zona Marina y 1400 MBPD de Istmo el cual se logró con la participación de la -- Zona Sureste en un 47%, la Zona Marina en un 40% y el otro 13% provino de las Zonas petroleras restantes. De la producción total de crudo se destinaron 1290 MBPD a la exportación, de los cuales 44% correspondió al -- crudo Istmo y 56% a Maya.

De esta manera, las reservas probadas de hidrocarburos totales referidos al 31-Dic-1986, ascienden -

a 70000 MBPD, lo que representa una variación solamente de 1,21 comparado con el volumen reportado para 1985.

I.5 CAMPO UECH

Lo precedente dá una visión general sobre la importancia que tiene el continuar la explotación de los actuales yacimientos e intensificar las labores de exploración, con el objeto de encontrar nuevos campos petrolíferos, principalmente de crudo ligero, ya que vislumbra un mercado mejor, debido a que durante su refinación no presenta tantas dificultades como las experimentadas en el procesamiento de crudos pesados (este aspecto se trata con más detalle en el Capítulo II). Además de incrementar las reservas probadas, satisfacer los requerimientos internos y cubrir las exportaciones a futuro.

El descubrimiento del campo UECH es significativo ya que produce crudo ligero y es una fuente adicional capaz de solventar parcialmente las necesidades petrolíferas y económicas del país. Su aprovechamiento depende de una explotación adecuada del yacimiento, cuya definición sólo es posible lograr a través de la realización

de un estudio técnico-económico encaminado a tal fin.

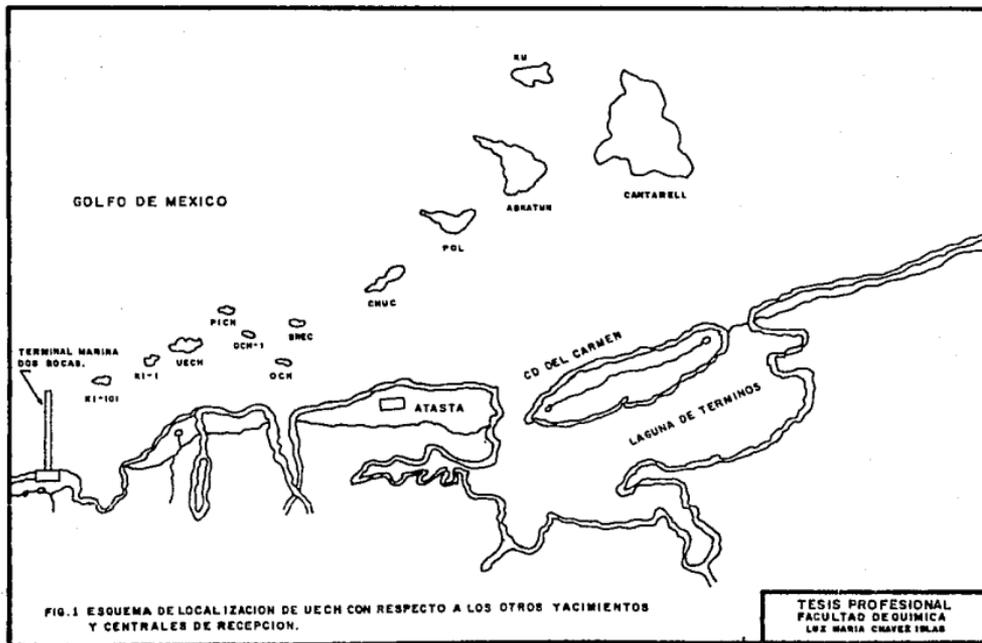
UECH se encuentra localizado en la Sonda de Campeche, pero en una zona aislada de los actuales campos productores.

Los campos que producen actualmente en la Sonda de Campeche, así como la ubicación de UECH con respecto a éstos, se indican en la Fig. I destacando por su magnitud el Campo Cantarell, considerado como uno de los campos supergigantes del mundo, que incluye a los pozos de Akal, Nohoch, Chac y Ha.

I.6 INFRAESTRUCTURA ACTUAL EN LA SONDA DE CAMPECHE.

La Sonda de Campeche está confortada aproximadamente por 75 plataformas de exploración; se apoya en una red nacional de distribución que se compone de 1163 Kms. de tubería, cuyos diámetros varían entre 14 y 36 - pulg. de oleoductos y gasoductos tendidos en el lecho marino a profundidades que oscilan entre 50 y 200 m., - los cuales se utilizan para transportar el aceite y el gas a las terminales de recepción como son Atasta, Dos Bocas y Cayo Arcas.

Las 75 plataformas ya mencionadas incluyen a --



las de Perforación, Producción Temporal, Producción Permanente, Compresión, Enlace y Habitacional. A continuación se describe la función que desempeña cada una de estas plataformas:

" Plataforma de Perforación"

En la etapa de exploración, se usa 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 taponea el pozo. En caso de decidir llevar a cabo la explotación del campo, se puede incorporar el pozo exploratorio a la producción o se taponan los pozos y se inicia el desarrollo del campo mediante plataformas fijas de perforación.

" Plataformas de Producción"

En las plataformas de producción se efectúa la separación de la mezcla gas-crudo-agua, proveniente del pozo. Para realizar esta operación, la plataforma cuenta

ta con etapas de separación integradas por separadores que operan de alta a baja presión y rectificadores de gas, en las que, dependiendo del destino final del crudo, se lleva a cabo la estabilización con el objeto de evitar el desprendimiento de vapores en terminales de almacenamiento o buque tanques, se cuenta con un sistema de bombeo para enviar el crudo a una plataforma de enlace y su posterior envío a tierra.

" Plataforma de Compresión".

Las plataformas de Compresión reciben el gas separado de las plataformas de producción, con el fin de acondicionarlo para su envío a tierra. Para lograr este objetivo, la plataforma cuenta con las siguientes secciones:

- Compresión de gas amargo.- Esta sección tiene como función elevar la presión del gas hasta valores altos como 84.5 kg/cm^2 (1200 psig).
- Endulzadoras de gas. - A fin de disponer del suministro de energía requerido para las instalaciones, se lleva a cabo el endulzamiento de gas de alta presión para su uso como combustible. En el endulzamiento es utilizado -

DEA, y el contenido de H_2S y CO_2 se reduce hasta 4 y 1000 ppm, respectivamente.

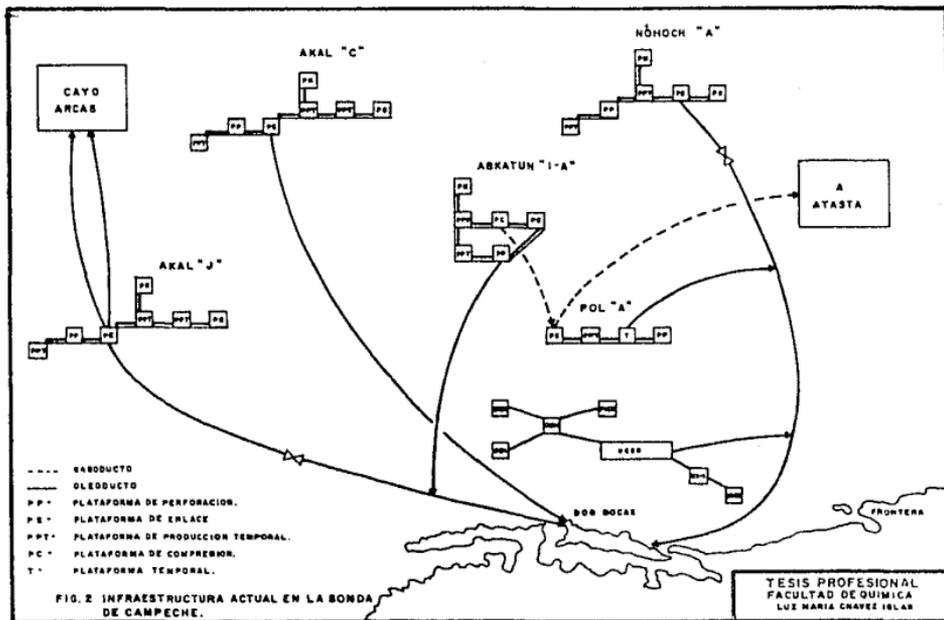
- Deshidratación de gas.- La deshidratación de gas se lleva a cabo en una planta operando con trietilenglicol. La finalidad de esta planta es reducir el contenido de agua en el gas que se envía a tierra, para evitar problemas durante su manejo y transporte.
- Tratamiento de agua aceitosa.- El tratamiento tiene el propósito de eliminar aceite y gases ácidos, presentes en el agua de desecho de la sección de compresión, antes de enviarse al mar.

"Plataforma de Enlace".

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

"Plataforma Habitacional".

Como su nombre lo indica, es el lugar donde se alojan los trabajadores, cuenta con dormitorios, comedor



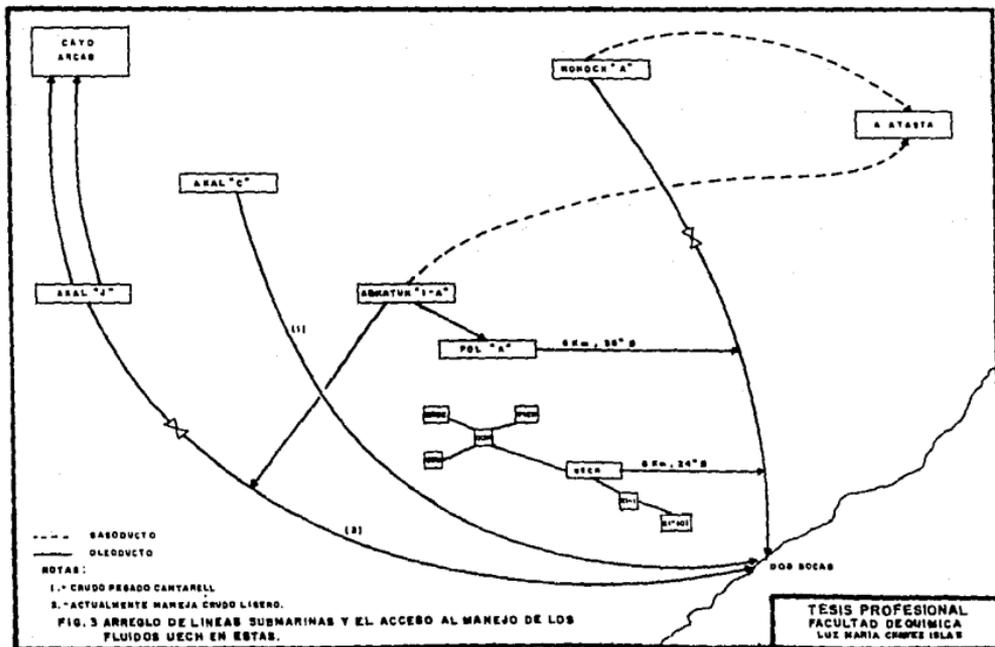
ción:

- Es el que está ubicado a una distancia relativamente más corta del campo UECH.
- Maneja crudo ligero de 33°API (Pol)
- Entrega la mezcla a las instalaciones ubicadas en Dos Bocas, donde se efectúa la separación y estabilización del aceite para su posterior almacenamiento o exportación.
- La presión inicial de los pozos en UECH es suficiente para unir su producción con la de Pol.

En consecuencia este arreglo de líneas submarinas da --
accesibilidad al manejo de los fluidos de UECH. (Ver --
Fig. 3)

1.8 PRODUCCION EN UECH

El campo UECH tiene una producción inicial de --
20MBPD de aceite con los pozos actualmente perforados,
incluyendo la contribución de los seis campos pequeños --
circundantes o adyacentes a UECH aprovechando que se tra
ta de fuentes productoras de crudo ligero.



El recolector la producción de los campos BREC, PICH, - OCH-1, OCH, K1-101 con la de UECH tiene por objeto aprovechar las distancias cortas entre ellos y así obtener una sola corriente para su procesamiento.

El pronóstico de producción del campo UECH es de aproximadamente 20MBPD de aceite y que podrá ser completada a 100 MBPD con la aportación respectiva de los campos ya antes mencionados. Si para su tratamiento se necesitará implementar instalaciones de producción, éstas deberán cubrir con políticas establecidas.

Los requerimientos a cumplir por las instalaciones deberán ser acordes a las siguientes políticas:

- Oportunidad.- La explotación de recursos energéticos naturales no renovables debe efectuarse en forma racional, aún cuando su mercado sea amplio y sobre todo si la economía de un país depende en gran medida de ellos. Generalmente son usados como materia prima en procesos para obtener insumos y/o productos de consumo directo. Es conveniente conocer el tiempo a través del cual pueden ser aprovechadas estas fuentes y la forma adecuada de realizarlo

El equipo e instalaciones involucrados en su -- transformación a productos deberán ser suministrados en el momento oportuno, implicando eficacia en su adquisición, es decir, considerar tiempos menores de fabricación, acordes en nuestro caso con las exigencias de -- PEMEX, logrando una extracción y utilización a tiempo - del recurso en cuestión, con el único propósito de satisfacer las necesidades prevalectentes del hombre.

- Seguridad.- El objetivo primordial es prevenir, detectar y combatir oportunamente accidentes en la operación. Para lograrlo debe evitarse en lo posible todo contacto directo con las fuentes peligrosas y, mejor aún, disminuir la cantidad de éstas. Contar con el equipo de seguridad pertinente, efectuándole inspecciones periódicas para asegurar un buen estado.

Capacitar en su empleo al personal que labora.

Se favorecen los procesos que operan a condiciones cercanas al ambiente de P y T.

Clasificar el equipo de acuerdo a su grado de peligrosidad, en base a ello distribuirlo en el área disponible conservando las distancias mínimas que deben existir

tir entre ellos.

Evitar un número grande de equipos con el objeto de tener una mayor separación de uno con respecto al otro, intensificando la seguridad del personal.

Manufactura.- La esencia para el desarrollo de un país es apoyar el progreso tecnológico. Es importante tener una industria propia capaz de contribuir a afirmar la independencia nacional. Las importaciones de maquinaria, equipo y bienes intermedios implican elevados costos por concepto no sólo del valor propio del equipo, sino -- por asesoramiento extranjero referente a mantenimiento, problemas operacionales surgidos y por la obtención de refacciones de origen internacional.

La gran heterogeneidad de equipo que demanda la industria petrolera, con muy diferentes grados de dificultad para su fabricación, han ocasionado que muy pocas empresas con grandes capitales de inversión hayan podido iniciarse en la fabricación de equipo en los países latinoamericanos, pero la causa principal del rezago de este sector se debió a la poca atención-que se le dio por

ser de resultados económicos a largo plazo. La importación de bienes de capital causa una fuga de divisas de magnitud considerable, tan solo en México en 1974 se importaron 2000 millones de dólares en equipo y maquinaria. La importación de equipo tiende a fomentar la dependencia tecnológica, ya que el equipo en sí mismo tiene incorporada la tecnología que le conviene al proveedor, o es diseñado conforme acuerdos implícitos en la negociación de compra de tecnología o ingeniería y, por esto, no es raro encontrar proyectos en los que la totalidad del equipo importado proviene del país que licenció la tecnología. Al relegar este sector industrial, se está descuidando paralelamente una fuente potencial de empleos muy importante. La fabricación de equipo es un elemento de la creación de una capacidad tecnológica propia, al mismo tiempo evita fugas de divisa, genera más empleos y coordina una investigación adaptativa, contribuye además a propiciar una industria eficiente por buena calidad, diversidad de productos y bajos costos. Se tiene disponibili---

dad de refacciones.

Cabe citar que la industria de fabricación de equipo genera tres veces más empleos por capital invertido que la industria química. Por lo tanto, debe existir máxima integración nacional del equipo.

- Espacio.- En las plataformas marinas, el espacio disponible es reducido, debido a su alto costo. Tal limitación favorece la instalación de procesos que requieran de poco equipo, como son los módulos de producción que muestran flexibilidad, simplicidad en su operación y facilidades de manejo de acuerdo al desarrollo del campo.

- Economía.- Descansa en minimizar los costos de operación, mantenimiento e inversión. A todo equipo, instalación, producto, estructura o sistema complejo, debe prestársele atención a su mantenimiento futuro, ya que no satisfacen el propósito que se busca si están parados por mantenimiento. El alto costo de la fuerza de trabajo requerida para las labores de mantenimiento y los costos asociados con equipos de ensayo, partes para repuestos, trans---

porte y otros elementos logístas; fomentan -- la búsqueda de disminuir los costos por este concepto, para ello tiene la oportunidad de - buscar equipos, instalaciones, etc. con garan- tías atractivas en cuanto a su uso duradero - e instrucciones convenientes a seguir por su operario.

Al obtener alta confiabilidad, la refacción - requerida se encuentra disponible cuando se - necesita y, además, se eliminarán los costos - bien gravosos por cierto, que siempre están - asociados con, y resultan del mantenimiento. Es claro naturalmente, que una alta confiabi- lidad no se logra sin recurrir en algunos cos- tos.

El objetivo final, es la reducción económica de los requerimientos de respaldo y protección para un sistema, una vez que está en operación debe hacer más fácil el mantenimiento necesar- io mostrando facilidad en su inspección y re- paración.

En los costos de operación el esfuerzo organi- zado es, frecuentemente, un medio para econo- mizar en el logro de realizaciones con un me--

nor costo en, o menor cantidad de mano de obra.

- Flexibilidad.- La explotación de un campo se ve favorecida al ir cubriendo los requerimientos en el momento de su aparición, como resultado del desarrollo propio del yacimiento. El conseguirlo depende de implementar el equipo e instalaciones por fases.

El alcance de las instalaciones deberá contemplar la problemática del desarrollo de los campos productores aislados, enfocándolo principalmente al de UECH, mediante:

- A.- Seleccionar las instalaciones y equipos adecuados para procesar crudo ligero y que cubran la capacidad máxima esperada de producción del campo.
- B.- Implementación de las instalaciones por etapas de acuerdo a los requerimientos del desarrollo.
- C.- Especificar los sistemas de interconexión indispensables con la infraestructura existente.
- D.- Modular las instalaciones en trenes.
- E.- Determinar los mínimos servicios auxiliares

requeridos para el desarrollo del campo.

F.-Integración de los sistemas de transporte a -
la infraestructura existente.

C A P I T U L O I I

II.- G E N E R A L I D A D E S.

II.1 ORIGEN DEL PETROLEO.

La teoría más generalizada acerca del origen del petróleo sostiene que, éste es producto de la descomposición de organismos vegetales y animales que existieron en ciertos períodos del tiempo geológico y que fueron sometidos a enormes presiones y elevadas temperaturas. Debido a que, en la formación del petróleo intervienen distintos factores como son los elementos de composición inicial, edad, presión y temperatura, no existen dos yacimientos cuyo petróleo crudo sea idéntico al momento de extraerse, ya que es muy difícil que se conjunten en forma repetitiva las citadas condiciones de formación.

II.2 COMPOSICION DEL PETROLEO.

La mayor parte de los compuestos encontrados en el petróleo están constituidos por hidrógeno y carbono. Además de estas sustancias, llamadas hidrocarburos, también se hallan presentes otros compuestos como son: azufre, oxígeno

hidrógeno y porciones de vanadio y níquel. Las series que se consideran identificadas - en el petróleo son las que tienen las fórmulas del tipo: C_nH_{2n+2} , C_nH_{2n} , C_nH_{2n-2} , C_nH_{2n-4} , C_nH_{2n-6} , C_nH_{2n-8} , C_nH_{2n-10} , C_nH_{2n-14} y C_nH_{2n-20} . De las numerosas series de hidrocarburos que existen en el petróleo, sólo algunas han sido estudiadas lo suficiente como para guiar - el desarrollo industrial, las más conocidas -- son las series parafínicas, olefínicas, nafténicas, aromáticas y diolefínicas.

II.2.1 Series Parafínicas.

Se caracterizan por la regla de que los átomos de carbono se hallan unidos mediante enlaces sencillos y los otros están saturados - con átomos de hidrógeno. La fórmula general - para las parafinas es C_nH_{2n+2} .

II.2.2 Serie Olefínica ó Etilénica.

Fórmula tipo C_nH_{2n} . Son muy similares en la - estructura a las parafinas, pero difieren en que dos átomos de carbono están unidos por dobles enlaces. No existen de forma natural en el crudo de petróleo, pero sé forman durante

su procesado.

II.2.3 Serie Nafténica (C_nH_{2n})

Se denominan naftenos a los hidrocarburos cicloparafínicos, en los que todos los enlaces disponibles de los átomos de carbono están saturados con hidrógeno. Hay muchos tipos de naftenos presentes en el crudo de petróleo, pero excepto para los compuestos de peso molecular más bajo, no se tratan como compuestos individuales. Se clasifican de acuerdo con su intervalo de ebullición y sus propiedades se determinan con la ayuda de los factores de correlación, tales como el factor de caracterización (Kw).

II.2.4 Serie Aromática

La serie aromática de hidrocarburos es química y físicamente muy diferente de las parafinas y naftenos. Los hidrocarburos aromáticos contienen un anillo bencénico, el cual no está saturado; pero es muy estable comportándose frecuentemente como un compuesto saturado. Sólo algunos petróleos contienen algo más que vestigios de los aromáticos de bajo punto de ebullición, tales como el benceno y tolueno. Esta se

ric es sumamente valorada por sus cualidades -
antidetonantes.

II.2.5 Series Diolefinicas (C_nH_{2n-2})

Es similar a la serie olefínica con la excep--
ción de que tienen dos átomos de hidrógeno me--
nos o bien existen dos dobles enlaces en cada -
molécula. Quizá no se hallan presentes en el --
petróleo crudo.

II.2.6 Compuestos Isómeros.

Los compuestos isómeros son aquéllos que tie--
nen la misma fórmula molecular, pero distinta-
estructura interna. El número de hidrocarburos
isómeros posibles aumentará rápidamente a medida
da que crece el número de átomos de carbono y
aún más si son deficientes en hidrógeno. Por -
tal motivo, la cantidad de hidrocarburos no sa-
turados de alto peso molecular debe ser la mí-
nima posible, de lo contrario la separación de
estos compuestos complejos se transformaría en
una tarea interminable.

II.3 PRINCIPALES CONTAMINANTES EN UN CRUDO.

11.3.1 Compuestos de Azufre.

Los tipos más comunes de compuestos de azufre que pueden presentarse son ácido sulfhídrico (H_2S), Mercaptanos (H-S-R) y sulfuros (R-SR). El símbolo "R" indica un radical alquílico.

Las dificultades que pueden presentarse en los aceites que contienen compuestos de azufre, corresponden sólo a tres aspectos principales:

A.- Corrosión

B.- Olor

C.- Explosiones de mala calidad características de combustible de gasolina.

La corrosión debida a los productos elaborados es de poca importancia, dado que la mayoría de estos productos se usa a bajas temperaturas, a las cuales sólo --- ciertos compuestos como el H_2S , el azufre libre y algunos sulfuros y quizá mercaptanos, de más bajo punto de ebullición, son corrosivos frente a los principales metales comerciales. Estas sustancias de bajo punto de ebullición tienden a concentrarse en la gasolina por destilación, de aquí que el poder de corrosión es raro en --

productos de más alto punto de ebullición, excepto ocasionalmente en el keroseno . Así, la mayor parte de -- los compuestos corrosivos del azufre, pueden ser eliminados por tratamientos con alcalis y por los tratamientos de "endulzamiento". En presencia de humedad y aire, los gases sulfurados producidos durante la combustión de los aceites pueden originar corrosión, como ocurre - en las chimeneas de acero, conductos y tubos de escape ó silenciadores de motores.

Las verdaderas dificultades surgen cuando los aceites de alto contenido de azufre son calentados a temperaturas superiores a 150°C para el cobre, ó 200°C para los aceros.

El olor que desprenden en los gases de la chimenea los compuestos de azufre gaseoso o de bajo punto -- de ebullición, tales como el H₂S, el anhídrido sulfuroso, mercaptanos de hasta seis átomos de carbono (punto de ebullición de 200°C aprox.), sulfuros de hasta 8 átomos de carbono (punto de ebullición de 180°C aprox.) y entre los disulfuros, sólo el disulfuro de metilo (punto de ebullición de 118°C), es sumamente enojoso y perjudicial.

Los porcentajes de azufre alcanzados en aceites crudos

son desde aproximadamente cero para aceites crudos de alta gravedad API, hasta altos como de 7.5% para aceites muy pesados. Tal porcentaje alto de azufre significa -- que más de la mitad de los compuestos en el aceite pueden contener azufre.

II.3.2 Crudos Ácidos.

Así llamamos "ácido" a los aceites que contienen ácido sulfhídrico, pero muchos tecnólogos descuidadamente refieren a los aceites de "alto contenido de azufre" como aceites "ácidos". Los aceites crudos son clasificados como "ácidos" si contienen más de 0.05 ft^3 de H_2S disueltos por cada 100 galones, porque tales aceites son peligrosamente tóxicos. Con una cantidad de ácido sulfhídrico disuelto igual a 0.5 ft^3 por 100 gal. se puede presentar una corrosión severa, por lo cual se requiere evitar tal situación. Los aceites de "alto azufre" de California, Venezuela y México no contienen H_2S y nunca estarán clasificadas como "ácidos". Resumiendo, la presencia de azufre en los crudos es perjudicial, ocasiona pérdidas por corrosión en las instalaciones, gastos en la eliminación del azufre y peligros de envenenamiento con el

ácido sulfhídrico. La cantidad de azufre contenida en el petróleo crudo es aproximadamente - proporcional al punto de ebullición, por lo menos en los petróleos de California.

II.3.3 Nitrógeno.

Un contenido alto en nitrógeno es indeseable, ya que los compuestos orgánicos nitrogenados son - causa de serios envenenamientos en los catalizadores utilizados en el procesado. Las fracciones de altos puntos de ebullición de un aceite crudo contiene la mayor parte de nitrógeno y - esto ha llevado a algunos investigadores a decir que hay una relación entre el nitrógeno y propiedades tales como % de azufre, gravedad, asfaltenos y residuos carbonosos.

II.3.4 Contenido de Metales.

El contenido de metales en el crudo de petróleo puede variar desde unas pocas partes por millón hasta más de 1000 ppm y en contrapartida a sus concentraciones relativamente bajas, son de - considerable importancia. Cantidades diminutas de algunos de estos metales (vanadio, níquel y cobre) pueden afectar muy seriamente las actividades de los catalizadores y dar lugar a un produ

ducto de valor inferior. Las concentraciones de vanadio superiores a 2 ppm en los fuelóleos pueden dar lugar a corrosiones serias en los álabes de la turbina y al deterioro en el recubrimiento de hornos refractarios y chimeneas. Los contaminantes metálicos se encuentran concentrados en las partes del petróleo de alto punto de ebullición.

II.3.5 Residuo de Carbón.

El residuo de carbón se determina por destilación a un coque residual en ausencia de aire. El residuo de carbón se relaciona aproximadamente con el contenido asfáltico del crudo y con la fracción de aceite lubricante que puede recuperarse. En la mayoría de los casos cuanto menor es el contenido en carbón más valioso es el crudo.

II.3.6 Contenido en Sales.

Si el contenido en sales del crudo, cuando se expresa como NaCl, es mayor que 10 lb/1000 barriles, generalmente es necesario desalar el crudo antes de su procesado. Si no se elimina la sal pueden encontrarse problemas serios de corro

sión y obstrucción en equipos.

II.4 DEFINICIONES.

II.4.1 Petróleo.- Incluye todos los hidrocarburos móviles que pueden ser recuperados de la capa subterránea mediante la perforación de pozos en la superficie (petróleo crudo, gas asociado en el petróleo, gas natural libre que no está disuelto en el petróleo y condensados líquidos que se forman a partir del gas natural).

II.4.2 Campo.- Un campo se define como un área productora que contiene en el subsuelo:

- 1). Un solo yacimiento ininterrumpido por barreras permeables.
- 2). Varios yacimientos atrapados por una característica geológica común.
- 3) Yacimientos múltiples, lateralmente diferentes situados dentro de una formación común y atrapados por el mismo tipo de separación geológica.

II.4.3 Yacimiento.- Designa una zona productora continuada. Para que en un yacimiento se acumule petróleo o gas, es necesario que concurren varias --

condiciones: que exista una roca permeable y almacenadora en forma tal que, bajo presión, los hidrocarburos puedan moverse a través de poros de tamaño microscópico; que haya una roca impermeable que evite el escape de petróleo a la superficie; que el yacimiento tenga forma de "trampa", para que el producto no pueda moverse hacia los lados, y que existan rocas generadoras que permitan que, por efecto de la presión y temperatura, los residuos orgánicos se conviertan en hidrocarburos.

Los yacimientos se clasifican, en forma general de acuerdo a las propiedades de los fluidos que contiene, 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". Los yacimientos de gas y condensados, producen con relaciones iniciales gas-aceite en el rango de $225-1000 \text{ m}^3/\text{m}^3$;

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%. Los yacimientos de aceite ligero y pesado, -- producen con relaciones iniciales gas-aceite de menos de $170 \text{ m}^3/\text{m}^3$, el contenido de componentes pesados es mayor al 30%. La densidad de los crudos ligeros varía en el rango de 20 a 33°API y la de los 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 pesados como el del -- Campo Cantarell (21.5°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.A se indica un resumen de algunos de los campos productores en México y su densidad API.

TABLA II.A.

CAMPOS PRODUCTORES EN MEXICO.

Zona	Nombre del Campo	Fecha de des cubrimiento.	°API
Norte	Arenque Pánuco	1970	26.0
	Albano Pánuco	1901	12.0
	Constituciones	1956	17.0
	Chicontepec	1973	34.0
	Tres Hermanos	1959	21.0
	Marsopa	1974	39.0
Centro	Atún	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	42.0
	Arroyo Zanapa	1978	39.0
	Cactus	1972	29.0
	Castarrical	1967	29.0
	Tupilco	1959	27.0

Zona	Nombre del Campo	Fecha de des cubrimiento.	°API
	El Golpe	1963	26.0
	Copano	1977	44.0
Marina	Cantarell	1976	21.0
	Abkatón	_____	31.0
	Ku	_____	21.0
	Pol	_____	33.0

II.4.4 Recurso.- Es el volumen total de hidrocarburos existentes en las rocas del subsuelo, también conocido como insitu o volumen original.

II.4.5 Reserva.- Es la porción recuperable del recurso.

Reserva Probada.- Es el volumen de hidrocarburos medido a condiciones atmosféricas, que se puede producir económicamente con métodos y sistemas de explotación aplicables en el momento de la evaluación, tanto primarios como secundarios.

Dicho volumen incluye la reserva probada perforada y la reserva probada no perforada.

- Reserva probada perforada es aquélla que puede extraerse a través de los pozos existentes.
- Reserva probada no perforada es la existente en áreas aún no perforadas de un yacimiento, en las que se puede inferir, con razonable certeza, la existencia de iguales condiciones de productividad económica a las del área ya perforada.

De acuerdo al método de explotación las reservas

se clasifican como:

Reserva Probada Primaria.- Es el volumen de hidrocarburos que puede recuperarse, sin -- proporcionar energía adicional al yacimiento.

Reserva Probada Secundaria.- Es el volumen de hidrocarburos que puede recuperarse adicionalmente al volumen de la reserva primaria, como resultado de suministrar energía al yacimiento por inyección de agua, - gas u otros métodos secundarios, o de recuperación mejorada.

II.5

PROPIEDADES DEL CRUDO DE PETROLEO.

El petróleo es muy complejo y, excepto para los componentes de bajo punto de ebullición, el refinador no efectúa ningún intento de análisis para los componentes - puros contenidos en el crudo de petróleo.

Sobre el crudo se realizan pruebas analíticas relativamente sencillas y los resulta-

dos de las mismas se utilizan junto con correlaciones empíricas para la evaluación del crudo de petróleo como materia prima de la refinación en particular. Cada crudo se compara con las materias primas disponibles y, basándose en la realización del producto se le asigna un valor. Las propiedades más útiles son:

II.5.1 Densidad, °API.

La densidad de los aceites de petróleo se expresa en términos de densidad API mejor que en términos de peso específico; se relaciona con el peso específico de tal manera que un incremento en la densidad API corresponde a un descenso en el peso específico.

Las unidades de densidad API son °API y pueden ser calculados a partir del peso específico mediante la siguiente ecuación:

$$^{\circ}\text{API} = \frac{(141.5)}{\text{Peso específico}} - 131.5$$

Ambos, el peso específico y la densidad API, se --

refieren al peso por unidad de volumen a 60°F. El peso específico de los crudos de petróleo puede variar desde menos de 10°API o más de 50°API, pero la mayoría de los crudos se hallan comprendidos en los intervalos de 20 a 45°API.

II.5.2 Factor de Caracterización.

Existen varias correlaciones entre el rendimiento, la parafinidad y aromaticidad del crudo de petróleo, pero los utilizados más ampliamente son el OUP o "factor de caracterización Watson" (K_w) y el "índice de correlación" del U.S. Bureau of Mines (IC)

$$K_w = (T_b)^{1/3}/G$$

$$IC = (87552/T_b) + 473.7G - 456.8$$

Donde: T_b = Punto de ebullición medio, °R
 G = Peso específico a 60°F

II.5.3 Índice de Viscosidad.

Este índice viene dado por una serie de números que varían desde 0-100 y que indican la variación de la viscosidad en función de la

temperatura. Un índice de viscosidad de 100 co rresponde a un aceite que no aumenta su viscosidad a bajas temperaturas ni se vuelve ligero a elevadas temperaturas. Para determinaciones exactas es conveniente usar las tablas de índi ce de viscosidad de la A.S.T.M (D567-11)

II.5.4 Constante viscosidad-densidad.

Esta constante está en función de la densidad y la viscosidad.

$$C.V.D = 10G - 1.0752 \log (V-38) \\ 10 - \log(V-38)$$

En donde:

G- peso específico a 15.6°C (60°F)

V- viscosidad a 37.8°C (100°F)

Houghton y Robb han registrado las constantes para 17 aceites crudos, las que varían desde, aproximadamente, 0.8 para materiales parafínicos hasta aproximadamente, 0.9 para materiales nafténicos.

II.5.5 Punto de anilina y punto de humo.

Estas características sirven para indicar la -

presencia de hidrocarburos aromáticos o ricos en carbono. Los hidrocarburos aromáticos tienen un poder disolvente elevado, pero tienden a producir kerosenos, combustible Diesel o -- destilado que queman con una llama humeante. El punto de anilina (D611-46T), es la temperatura requerida para producir la miscibilidad de una mezcla (50:50) de aceite y anilina pura. - El punto de humo IPT (designación de la serie R.36) del Instituto del Petróleo, mide la altura de la llama que puede ser mantenida sin humear cuando el combustible se quema en una lám para standard. Según S.T. Minchin, el punto de humo de los hidrocarburos es alrededor de 73mm para los parafínicos, 24mm para los nafténicos y 7.5 para los aromáticos, y para las mezclas:

$$\text{Punto de Humo} = 0.48 P + 0.32N + 0.20A$$

Donde P, N y A son los porcentajes de los hidrocarburos parafínicos, nafténicos y aromáticos.

II.6 EVALUACION DE LOS TIPOS DE CRUDO QUE PRODUCE EL PAIS.

La propiedad física que sirve para clasificar los distintos tipos de crudo en el mercado internacional es la gravedad específica, que se mide en grados API, siglas correspondientes al American Petroleum Institute.

La medida API, que es la relación entre el peso de una unidad de volumen de crudo y el peso del mismo -- volumen de agua, permite clasificar el petróleo como ligero o pesado. De acuerdo a los componentes que predominan, los crudos se clasifican también en parafínicos, -- nafténicos y aromáticos.

Los crudos pesados o de alta densidad de nuestro país se encuentran entre los más azufrosos del mundo. Además, la densidad relativamente alta de las fracciones obtenidas por destilación indica el carácter intermedio, es decir, nafténico-parafínico, de la mayoría de los crudos obtenidos en territorio mexicano.

El crudo ligero o Istmo se caracteriza por alto rendimiento de destilados: gas, gasolina, turbosina, kerosina, diesel y gasóleo de vacío, así como por su bajo contenido de carbón residual. Conviene aclarar que, ade-

más del Istmo se producen otros crudos ligeros con mínimo contenido de productos residuales y grandes fracciones de gases, que son aprovechados en la producción de gasolina, gas licuado y en la petroquímica básica. Dentro de estos crudos se encuentran el Reynosa, Agave y el Giralda cuyos nombres provienen de la región donde se extraen en forma primordial.

Por otro lado, el crudo Maya (pesado) ofrece pequeñas cantidades de destilados y grandes porciones residuales, azufre y metales pesados.

II.7 DETERMINACION DE LA COMPOSICION DE LOS CRUDOS Y SUS FRACCIONES.

El petróleo crudo tal como es producido desde el campo, es un material relativamente de bajo valor, siendo rara vez utilizado en su estado nativo. Sin embargo, puede ser refinado y además procesado en un número dado de productos cuyo valor es mayor que el del aceite original. El primer paso en cualquier refinería de petróleo es la separación de -- el crudo en varias fracciones por el proceso de -- destilación. Estas fracciones pueden ser propiamente productos o materias primas para otro refinado o unidades de proceso.

La destilación es un proceso en el cual se manifiestan dos tipos de cambios: a) Evaporación y b) Condensación.

La evaporación puede definirse como el paso del estado líquido al de vapor y esta transformación se realiza absorbiendo energía. Cuando se calienta una mezcla de hidrocarburos a presión constante, parte de la energía es absorbida por el cambio de estado y parte se consume para elevar la temperatura del líquido remanente. El aumento de temperatura, aumenta la presión de vapor o la tendencia de todos los componentes de la mezcla a dejar la fase líquida y entrar en la de vapor, por lo que el vapor que proviene de un líquido contiene algo de cada uno de los componentes presentes en el líquido. Sin embargo, el vapor es siempre más rico en componentes de más bajo punto de ebullición que el líquido original, a menos que la mezcla se caliente a una temperatura a la cual se vaporice completamente, en cuyo caso el vapor tendrá la misma composición que aquél.

Estas generalizaciones pueden aplicarse siempre, ya sea que el vapor se extraiga continuamente o permanezca en contacto con el líquido. No obstante, la forma de separar el vapor tiene un efecto cuantitativo sobre la

composición del destilado y del líquido remanente.

La condensación es esencialmente la operación inversa a la vaporización. Se deduce, en consecuencia, que el condensado será más rico en componentes de más alto punto de ebullición y más pobre en los puntos de ebullición menor que el vapor original, y que el vapor remanente será más rico en componentes de más bajo punto de ebullición.

En la mayoría de las refinerías, la destilación es llevada a cabo en dos etapas. El aceite es primero calentado a la temperatura máxima permisible por el crudo procesado y por la operación practicada y en seguida alimentado a la torre fraccionadora, la cual opera un poco arriba de la presión atmosférica. Esta torre es usualmente llamada la torre atmosférica. Produce diferentes productos destilados y un producto de los fondos que es el material líquido residual, que no puede ser vaporizado a las condiciones de temperatura y presión existentes en la torre atmosférica. Este líquido de asentamiento es después recalentado a la temperatura máxima permisible y alimentado a una torre fraccionadora que opera a presiones a bajo de la atmosférica por lo que se le conoce con el nombre de torre de vacío.

Aunque el proceso de destilación de aceite crudo ha sido practicado en los Estados Unidos por más de 100 años, el diseño y operación de estas unidades es -- aún realizado casi exclusivamente en forma empírica y en algunos casos hasta una aproximación de un fundamento sencillo. Esto es indudable debido al hecho que el aceite crudo está constituido por un número casi infinito de hidrocarburos, desde el metano hasta materiales -- que contienen 70 o más átomos de carbono.

II.7.1 Análisis del petróleo crudo y sus fracciones.

Un análisis completo componente por componente -- de una muestra de aceite crudo no es prácticamente realizable. Por esta razón, la composición de cualquier -- aceite dado es aproximada por la destilación de punto -- de ebullición verdadero, comúnmente llamada destilación TBP, con el propósito de emplear esta información en -- los cálculos de equilibrio de los aceites comerciales. Es te método es básicamente una destilación batch usando -- un número grande de etapas y una relación de reflujo-des -- tilado alta, así que la temperatura en cualquier punto de la curva T-Vol producido representa el punto de --- ebullición del hidrocarburo actual presente en el porcentaje

de volumen evaporado.

Las destilaciones TBP son normalmente maneja--
das sólo en aceites crudos y no en fracciones de petró--
leo. En lugar de ello, un rápido procedimiento de desti--
lación es usado para el análisis de productos de petró--
leo y fracciones intermedias. Estos procedimientos fue--
ron desarrollados por la American Society for Testing -
Materials y son llamados destilaciones ASTM. Estos méto--
dos son rápidas destilaciones batch no empleando charo--
las o reflujo entre la destiladora y el condensador. El
reflujo adecuado sólo es aquél generado por pérdidas de
calor de los aparatos.

La destilación ASTM es una vaporización disconti
nua (batch). El mecanismo es diferencial porque al produ--
cirse cierta elevación de temperatura, tiene lugar el co
rrespondiente desprendimiento de vapor. A medida que es--
te vapor se separa y se eleva nuevamente la temperatura,
se produce otro desprendimiento de vapor. Cuando se des--
tila una mezcla líquida, cada componente del líquido e--
jerce una presión de vapor parcial, o sea una parte de -
la presión de vapor total y cada componente tiende a de--
jar la mezcla en proporción a su presión de vapor par--

cial a cada temperatura. Los componentes de más bajo -- punto de ebullición, es decir, aquéllos con altas presio-- nes de vapor, constituyen la mayor parte de los prime-- ros vapores, pero algunos permanecen en el líquido y son destilados posteriormente con otros componentes de pun-- tos de ebullición mucho más elevados. Este comportamiento puede ser fácilmente explicado suponiendo que las molé-- culas más veloces de los compuestos de bajo punto de e-- bullición chocan con las moléculas más lentas y pierden el contenido de energía que normalmente las obligaría -- abandonar el líquido y pasar al vapor. Debido a estos impactos, algunas moléculas más lentas pueden recibir - suficiente energía para dejar el líquido, y esto es lo - que debe ocurrir, ya que, encontramos que en los vapo-- res que se desprenden al principio se hallan presentes - componentes de alto punto de ebullición, aunque la tem-- peratura es mucho más baja. Las destilaciones ASTM --- son usadas en laboratorio de control por todas -- partes del mundo.

El tercer tipo de destilación de laboratorio que es usado en el fraccionamiento del petróleo es el equilibrio de vaporización flash comúnmente llamada laEFV.

El equilibrio de vaporización flash es una destilación en la cual el vapor no se extrae a medida que se forma, sino que se mantiene en íntimo contacto físico -- con el líquido remanente hasta que se completa el calentamiento.

Las moléculas que normalmente se vaporizarían a -- una baja temperatura no pueden separarse por si solas -- del líquido por que entregan mucho de su contenido de energía a las moléculas de alto punto de ebullición. Sin embargo, después de haberse vaporizado un porcentaje con siderable de líquido, el bombardeo de las numerosas molé culas de vapor a gran velocidad, favorece la vaporiza--- ción de una parte de material de alto punto de ebullición. La vaporización flash (instántanea) es muy ventajosa, -- pues permite destilar una cantidad relativamente grande sin necesidad de calentar hasta una temperatura muy elevada.

La economía del calor no es la única ventaja, ya -- que la descomposición térmica detiene todas las destilaciones cuando la temperatura del líquido es próxima a -- 370°C, y la vaporización flash facilita la vaporización de los materiales que hierven (cuando son puros) por en-

cima de esta temperatura. Por supuesto que para destilar los aceites de alto punto de ebullición se puede emplear vapor de agua ó baja presión.

Son importantes los sistemas con dos vaporizaciones flash, a presión atmosférica y al vacío, en las que el petróleo crudo se calienta y evapora a presión atmosférica y el residuo de petróleo crudo reducido (y a una temperatura elevada) se evapora al vacío para recuperar el gas oil y los aceites lubricantes ligeros.

Las curvas EFV son rara vez manejadas porque de el tiempo y costo involucrados uno u otro son casi exclusivamente limitados para aceite crudo o para muestras reducidas de crudo (líquidos de sedimentos de la torre atmosférica) las cuáles están mientras siendo evaluadas en la torre de vacío para cargas de bases de aceite. El punto de ebullición inicial de la EFV es el punto de burbuja de la fracción en estudio, y el punto de ebullición final corresponde al punto de rocío.

El propósito de estar manejando estas diversas destilaciones es para caracterizar la composición del material en estudio, por esta razón, el rango de ebullición

de los líquidos del petróleo es de primera importancia.

II.8 EQUILIBRIO.

En termodinámica se considera que significa la ausencia no sólo de cambio, sino también de cualquier --tendencia hacia el cambio en una escala macroscópica.

Un sistema en equilibrio, es aquél que existe en - condiciones en que no hay tendencias a que se produzca - un cambio en el estado; debido a que las fuerzas impulsoras se encuentran en equilibrio exacto. El hecho de que se produzca o no un cambio real en un sistema que no está en equilibrio depende no sólo de la fuerza impulsora, sino también de la resistencia.

Se tienen varias clases de fuerzas o potenciales impulsores que tienden a provocar cambios: fuerzas mecánicas como la presión ejercida en un pistón, diferencias de temperatura que tienden a provocar flujos térmicos y potenciales químicos que tienden hacer que las sustancias reaccionen químicamente o se transformen de una fase a otra. Estando en equilibrio, todas estas fuerzas, se hallan balanceadas entre sí.

II.8.1 Regla de las fases.

Existe una regla general que permite determinar el número de variables independientes que deben fijarse en forma arbitraria para establecer el estado intensivo de un sistema. Este número se denomina grados de libertad F del mismo, y está dado por la famosa regla de las fases de J. Willard Gibbs, quien dedujo su razonamiento teórico en 1875. La ecuación que se presenta es de la forma aplicable a sistemas no reaccionantes:

$$F = 2 - \pi + N$$

Dónde:

π - número de fases.

N - número de especies químicas.

El estado intensivo de un sistema en equilibrio se establece cuando su temperatura, presión y las composiciones de todas las partes son fijas. Por consiguiente, éstas se toman como las variables de la regla de las fases, pero no todas son independientes. La regla de las fases indica el número de variables tomado de este conjunto, las cuales cuando se especifican de modo arbitrario, también fijarán las variables restantes en valores determinados.

La fase es una región homogénea de la materia, no es necesariamente continua. Es posible que varias fases coexistan, pero deben estar en equilibrio para que pueda aplicarse la regla de las fases.

El número mínimo de grados de libertad para cualquier sistema es cero. Cuando $F = 0$, se dice que el sistema no varía, y la ecuación anterior se convierte en $\pi = 2 + N$. Este valor de π es el máximo número de fases que pueden coexistir en equilibrio para un sistema que consta de N especies químicas.

II.8.2 Equilibrio de Fases.

Una serie de procesos industrialmente importantes, implican la participación de dos fases que no están en equilibrio. La rapidez con que una especie se transfiere de una fase a la otra depende del alejamiento de las condiciones de equilibrio y el tratamiento cuantitativo de estos procesos requiere del conocimiento de los estados de equilibrio del sistema.

El criterio termodinámico del equilibrio entre fases se expresa en términos de propiedades especiales; la Termodinámica proporciona también las ecuaciones que relacionan estas propiedades con las composiciones de las

fases, la temperatura y la presión. La conexión entre el criterio de equilibrio y la realidad física se establece primero a través del coeficiente de fugacidad ϕ_i para la fase vapor (gaseosa) y por el coeficiente de actividad a_i para la fase líquida. El equilibrio requiere de un balance de todos los potenciales que pueden causar un cambio; sin embargo, la rapidez de cambio, y por tanto la rapidez de aproximación al equilibrio, es proporcional a la diferencia de potencial entre el estado real y el estado de equilibrio. En consecuencia, la rapidez de cambio se hace muy lenta cuando el sistema se aproxima al equilibrio..

En problemas de Ingeniería, la hipótesis de equilibrio se justifica cuando los resultados calculados de acuerdo con los métodos de equilibrio tienen una exactitud satisfactoria.

II.8.3 Criterios de Equilibrio.

Los criterios de equilibrio térmico y mecánico internos son simplemente que la temperatura y la presión resultan uniformes en todo el sistema.

La ecuación que se describe a continuación indica

que todos los procesos irreversibles que se llevan a cabo a T, P constantes se producen en la dirección que -- causa una disminución en la energía libre de Gibbs del sistema

$$(dG^t)_{T,P} \leq 0$$

Así, el estado de equilibrio de un sistema cerrado es aquél en el cual la energía libre de Gibbs total es un mínimo respecto a todos los cambios posibles a las T y P dadas.

Este criterio de equilibrio proporciona un método general para determinar los estados de equilibrio. Se -- escribe una expresión para G^t como función del número de moles de los componentes en las diversas fases y se encuentra entonces el conjunto de valores de los números -- de moles que minimizan G^t , sujeto a las restricciones de la conservación de la masa.

En un estado de equilibrio pueden presentarse variaciones diferenciales en el sistema a T y P constantes, sin producir ningún cambio en G^t . Este es el significado de la igualdad en la ecuación anterior; por tanto, otro --

criterio general para que un sistema esté en equilibrio-
es:

$$(dG^t)_{T,P} = 0$$

En un sistema de múltiples fases a la misma T y P se satisface la condición de equilibrio cuando el potencial químico de cada especie química es el mismo en todas las fases.

$$\mu_i^\alpha = \mu_i^\beta = \dots = \mu_i^\pi \quad (i= 1,2,\dots,N)$$

Donde:

$\alpha, \beta, \dots, \pi$ = Las fases existentes en el sistema

N = Especies químicas presentes.

El último criterio para el equilibrio de fases - en un sistema de múltiples fases, que están a la misma T y P es que la fugacidad de cada componente deber ser - la misma en todas las fases.

$$f_i^\alpha = f_i^\beta = \dots = f_i^\pi \quad (i= 1,2,3,\dots,N)$$

$\alpha, \beta, \dots, \pi$ - Fases persistentes en el sistema

N- especies químicas presentes.

Equilibrio líquido-vapor (Idealizaciones)

Las relaciones de equilibrio líquido-vapor (ELV) son necesarias para resolver muchos problemas de ingeniería. Los datos requeridos pueden ser (y frecuentemente lo son) medidos en forma directa mediante la experimentación. Estas medidas suelen ser difíciles, incluso para sistemas binarios, y llegan a resultar progresivamente tediosos cuando aumenta el número de componentes. Este es el incentivo para aplicar la Termodinámica al cálculo de las relaciones de equilibrio de fases. La Termodinámica no genera datos; proporciona sólo el cuadro matemático que permite el máximo aprovechamiento de cualquier dato disponible.

El problema fundamental del equilibrio líquido-vapor aparece en un sistema de multicomponentes, formado por N especies químicas no reactivas, para el cual las variables de la regla de las fases son: T, P, N-1 fracciones molares en el líquido y N-1 fracciones molares en el vapor. Por ende, se tienen 2N variables. La aplicación de la regla de las fases establece que $F = N$, lo cual significa que para un estado de equilibrio sólo N variables de las 2N son independientes. Una vez que las variables de la regla de las fases se han especificado, las N va-

riables que quedan pueden determinarse, en principio, -- por la solución simultánea de las N relaciones de equilibrio de la forma:

$$f_i^v = f_i^l \quad (i = 1, 2, \dots, N)$$

Donde v y l denotan las fases vapor y líquido respectivamente.

En la práctica comúnmente se especifica ya sea T o P y cualquier composición de la fase líquida o de la fase vapor, fijando $1 + (N-1) = N$ variables de las fases. Las N variables restantes constituyen entonces el objetivo de los cálculos, dado que se tienen suficientes datos disponibles para determinar todas las propiedades termodinámicas necesarias.

La expresión que define el coeficiente de fugacidad se escribe a continuación para cada fase:

$$\text{Vapor: } f_i^v = \phi_i^v Y_i P$$

$$\text{Líquido: } f_i^l = \phi_i^l X_i P$$

Sustituyendo esta definición en la relación de fugacidades de equilibrio nos queda:

$$\phi_i^v Y_i = X_i \phi_i^l \quad (i = 1, 2, \dots, N)$$

Las fracciones molares del vapor y del líquido Y_i y X_i , cantidades físicas reales, aparecen ahora en la relación de equilibrio, pero ninguna es explícita porque las ϕ_i son funciones de la composición. Además, las ϕ_i son funciones de T y P; por tanto, la última ecuación representa N relaciones complejas vinculando T, P, la X_i y las Y_i . Incluso para resolver estas ecuaciones, es necesario que las ϕ_i se expresen analíticamente como función de T, P y la composición o de T, V y la composición. Esto requiere una ecuación de estado que represente con exactitud las propiedades volumétricas de ambas fases, líquidas y de vapor, para intervalos de temperaturas, presiones y composiciones de interés.

II.9 RELACION RGA

La relación gas-aceite de producción, definida como la relación volumétrica de gas producido al aceite producido en la unidad de tiempo, depende del tipo de fluidos contenidos en el yacimiento; para algunos de ellos, su valor es casi independiente de las condiciones de operación en la superficie, en cambio para otros, las condiciones de operación en la superficie influyen grandemente en los valores medidos. Su obtención debe hacer-

se en condiciones de operación perfectamente controladas y condiciones de flujo estabilizadas con equipo adecuadamente calibrado.

II.10 PRESION DE VAPOR REID.

La presión de vapor de mezclas puede ser calculado correctamente, sumando el producto de la fracción molar por la presión de vapor verdadera, para cada componente en la mezcla. Sin embargo, deben ser empleadas las presiones de vapor reid en lugar de las presiones de vapor verdaderas, la precisión de la correlación entre los dos tipos de presión de vapor no es buena.

C A P I T U L O I I I

III.- BASES DEL ESTUDIO.

III.1 INTRODUCCION:

Los objetivos fundamentales al referirnos a UECH son:

- Explotar un campo de crudo ligero
- Incrementar la vida productiva de los yacimientos Abkatún, Pol y Chuc adicionando UECH, a causa de la declinación de presión experimentada en su desarrollo por los tres primeros yacimientos antes mencionados.
- Obtener un crudo estabilizado.
- No quemar vapores.

El llevarlos a efecto implica definir el camino más idóneo para explotar las reservas probadas primarias de UECH y pozos cercanos, considerando las instalaciones necesarias para procesar la mezcla gas-aceite que permitan tener un desarrollo planificado acorde al comportamiento del campo, así como aprovechar la infraestructura existente.

Para ello se describen ciertas bases de estudio - a considerar en el momento de plantear y analizar las al

ternativas que den solución al problema de interés.

III.2 BASES DEL ESTUDIO.

III.2.1 Ubicación

Se considera a UECH como un campo productor aislado por estar alejado de los centros de procesamiento marítimos y terrestres.

III.2.2 Infraestructura existente accesible a UECH.

La Sonda de Campeche está constituida por una serie de plataformas, localizadas en lugares provistos de reservas petroleras, su funcionamiento es coordinado y satisfactorio; en conjunto con las extensas redes de ductos. Sin embargo sólo algunas muestran un excedente en su capacidad y en términos generales pocas están relativamente cercas al campo UECH. Por tal motivo se especifica la infraestructura accesible a UECH y campos adyacentes para su aprovechamiento durante la explotación del campo.

- a).- El complejo marítimo más cercano es Pol "A", la capacidad de procesamiento para la mezcla gas-aceite es de 205 MBPD equivalentes, mientras la plataforma de compresión de gas amargo presenta una capacidad de 360 MMPCSD.

La operación en esta plataforma es comprimir el gas separado en la de producción elevando la presión hasta la necesaria para su envío a tierra. Está formada por cuatro módulos en operación conectados en paralelo, su funcionamiento es:

El gas proveniente del Separador de Baja Presión de la plataforma de producción temporal, se alimenta a un rectificador de gas ($1.8 \text{ kg/cm}^2 \text{ man}$, 64°C). Enseguida, la fase gaseosa es alimentada a un separador ($1.8 \text{ kg/cm}^2 \text{ man}$, 64°C) con el fin de eliminar la presencia de líquidos antes de alimentarse al compresor de Baja Presión 1ª Etapa.

El líquido separado es transportado a un tanque de desfogue. La corriente de gas que sale del separador se envía al compresor 1ª etapa que eleva la presión hasta $6.3 \text{ kg/cm}^2 \text{ man}$.

Asimismo, el gas del Separador de Alta Presión procedente de la Plataforma de Producción temporal, se alimenta al rectificador de gas ($6.0 \text{ kg/cm}^2 \text{ man}$, 64°C). El líquido acumulado en este equipo se envía al tanque de Desfogue.

La corriente de gas de la primera etapa del compresor pasa por un enfriador, donde se disminuye su tem

peratura a 66°C, y a una presión de 5.6 kg/cm² man, mezclándose posteriormente con la corriente de gas del separador de alta presión.

La mezcla resultante recibe un tratamiento que le permite salir de los módulos de compresión a una P = 84.4 kg/cm² man y 52°C. En condiciones para su transporte.

El gas separado en las plataformas de producción requiere un acondicionamiento para poder ser transportado a las terminales de recepción. Los principales procesos empleados en esta operación son la compresión y la deshidratación de gas.

El primero de ellos tiene como función elevar la presión del gas hasta la requerida para su transporte - 84.4 kg/cm² (1200 psig); el segundo reduce el contenido de agua a 0.112 kg/Mm³ (71lb/1MMPCSD) mediante un proceso de absorción con glicol, esta operación evita que contenidos relativamente altos de agua en contacto con gases ácidos ocasionen corrosión, formación de hidratos y posibles fracturas en la línea de envío a tierra.

Cabe mencionar que la producción de gas y aceite en Pol "A" es de 175 MMPCSD y 200 MBPD respectivamente.

b).- Se considera un oleogasoducto de intercone-

ción entre UECH y oleoducto Nohoch- Dos Bocas de 24" de Ø y una longitud de 8 km, permite el transporte de los fluidos a la terminal de recepción y procesamiento de Dos Bocas.

c).- La terminal de procesamiento terrestre más próxima es Dos Bocas integrada por tres zonas:

- 1.- Separación de la mezcla gas-aceite.
- 2.- Estabilización de aceite.
- 3.- Almacenamiento.

1.- Separación de la mezcla gas-aceite.

La mezcla gas-aceite se recibe en límites de batería a una $P = 15 \text{ kg/cm}^2$ (213.45 psig) y una $T = 38^\circ\text{C}$ (100°F), cuenta con trenes de separación en paralelo. Las condiciones de operación del separador y rectificador son: - $P = 11.0 \text{ kg/cm}^2$ man (156.5 psig) y $T = 36^\circ\text{C}$ (97°F). El gas obtenido en esta primera etapa se envía a "Cunduacan" utilizando los compresores existentes cuya capacidad es de 88 MMPCSD, de no ser posible su traslado se quemará.

2.- Estabilización de Aceite.

El aceite de la batería de separación se alimenta a

un segundo tanque que trabaja a una $P = 3$ psig (0.2 kg/cm^2 (man) y $T = 92^\circ\text{F}$ (34.7°C). El aceite separado se bombea a una P de descarga de 5.3 kg/cm^2 man (89.65 psig) y $T = 31^\circ\text{C}$ (88°F) a los tanques de almacenamiento. El gas resultante de esta segunda etapa va a dar a quemado res.

3.- Almacenamiento.

El almacenamiento se lleva a cabo en tanques de techo fijo o flotante.

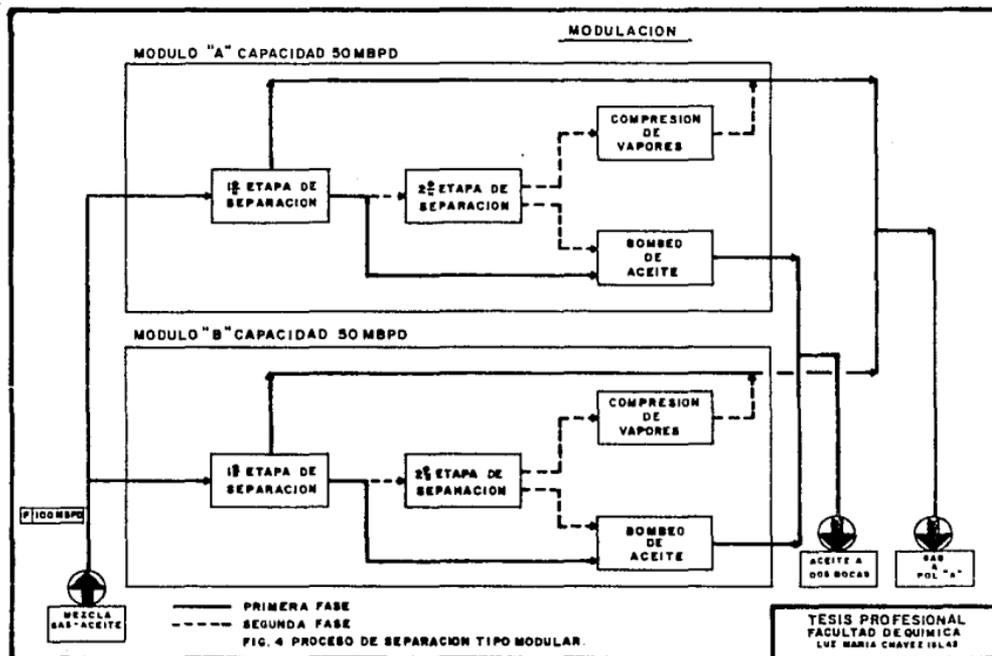
Debido a la naturaleza tóxica y corrosiva de los gases que pudieran desprenderse por una mala estabilización, se tiene la necesidad de mantener el crudo con una PVR de 0.7 a 0.8 kg/cm^2 (10 a 12 psig), para evitar en lo posible, liberación de gases a la atmósfera.

111.3 TIPO DE PROCESAMIENTO Y SERVICIOS AUXILIARES.

El desarrollo productivo que se contempla a futuro del campo UECH y cercanos (BREC, PICH, OCH-1, OCH, K11 y K1-101) implica un procesamiento y servicios auxiliares de tipo modular (fig.4)

La modulación favorece el manejo de cargas considerablemente grandes a través de dividir las en corrientes de flujo con mayor flexibilidad en cuanto a: El equipo e instalaciones requeridas son de menor tamaño capaces en su operación de absorber con eficiencia las variaciones reflejadas en la producción; además el moverlos de un lugar a otro de acuerdo a las necesidades se facilita, implicando menos esfuerzo así como menos equipo de apoyo. La carga total se distribuye equitativamente sobre la estructura base, al emplear trenes de separación de la misma capacidad cuyas ventajas son:

- 1).- Las refacciones necesarias son del mismo tipo y magnitud, se fomenta su disponibilidad y en un momento dado el intercambio de piezas móviles entre ellos.
- 2).- Proporciona un intervalo amplio en el manejo



TESIS PROFESIONAL
 FACULTAD DE QUIMICA
 LUIS MARIA CHAVEZ 1943

de flujos que permite solventar las fluctuaciones experimentadas en la producción. Es decir, si ésta última sufre un decremento importante es posible no utilizar todos los trenes sólo los indispensables, ahorrando una parte de servicios y en consecuencia consumo de energía.

- 3).- En el mantenimiento, mientras un tren está sujeto a una inspección rigurosa, reparación de partes afectadas por obstrucción, corrosión, etc., o reacondicionamiento en general otro -- puede sustituirle entrando en operación, con lo cual se evita detener el proceso de separación de la mezcla gas-aceite, logrando con esto no incrementar los costos de los productos finales.
- 4).- Economía.- Es alcanzable cuando por medio de un estudio se determina la capacidad óptima de los trenes, al encontrar el punto mínimo resultante de los costos de operación, mantenimiento e inversión inicial. Para el caso que nos atañe una compañía realizó un estudio sobre modulación para obtener una producción de aceite de 100 MBPD, concluyendo operar trenes de separación en paralelo con una capacidad por tren

de 50 MBPD. Por lo tanto en el presente trabajo los trenes a utilizar serán de dicha capacidad.

III.3.1 Funciones contempladas dentro de la Modulación (fig.5)

- I.- Recolectar la mezcla gas-aceite con simplicidad.
- II.- Efectuar la separación en una o dos etapas dependiendo del comportamiento propio del campo, contribuyendo a que los equipos sean de fabricación nacional.
- III.- Recuperar vapores abarcando un espacio mínimo, retomando la limitante de espacio, por su elevado costo.
- IV.- Aprovechar la infraestructura existente contribuyendo a reducir los costos y favorecer una operación más sencilla.
- V.- Autosuficiencia e integración de servicios auxiliares.

Las actividades de explotación petrolera requieren de combustible para operar bombas, compresores, generadores, etc. que generalmente se encuentran en lugares alejados de los centros de proceso, lo que implicaría -

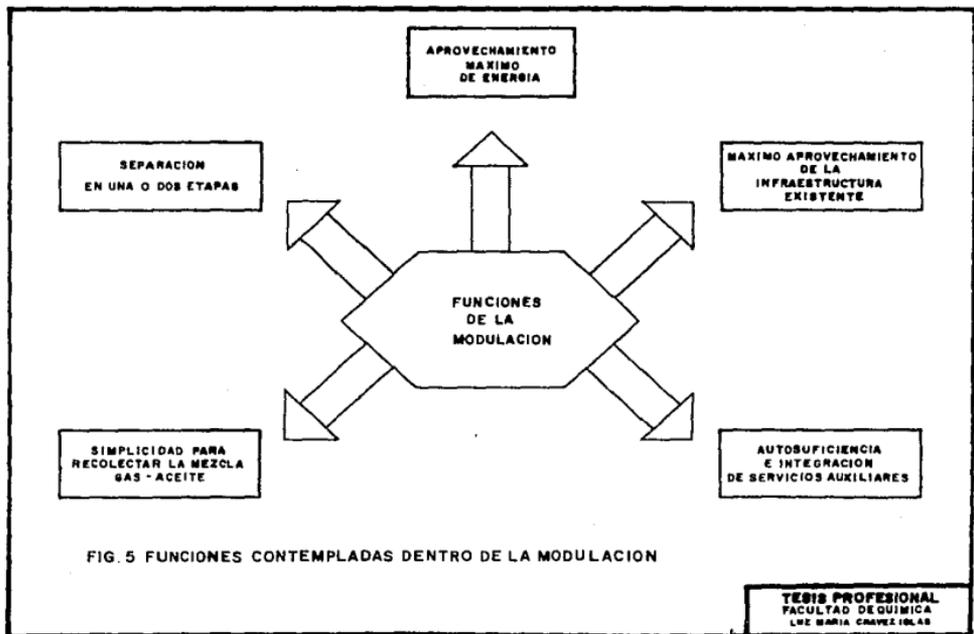


FIG. 5 FUNCIONES CONTEMPLADAS DENTRO DE LA MODULACION

erogaciones gigantescas el conducir combustible de éstos. Por eso se favorecen las instalaciones de equipo auxiliar donde se utilice el gas como combustible después de separarlo in situ, lográndose una autosuficiencia e integración de servicios auxiliares.

III.4 IMPLEMENTAR LAS INSTALACIONES POR FASES.

La aportación por este concepto es satisfacer conforme al desarrollo productivo del campo los requerimientos latentes, en el momento oportuno.

Colocar el equipo e instalaciones poco a poco de acuerdo a las necesidades prevalecientes. Para ello, es importante dividir la evolución del yacimiento en etapas, con el propósito de especificar las características propias de los subsistemas a emplear capaces de continuar la explotación del mismo.

Además deben poseer flexibilidad de adaptación entre ellos para que al final se tenga el sistema total bien integrado y cumpla con cada una de las funciones establecidas de forma eficiente.

III.5 CONDICIONES DEL YACIMIENTO.

Se consideran las condiciones del yacimiento de crudo tipo ligero marino, cuya presión es de 373 kg/cm^2 man.

(5299 psig) a la temperatura de saturación de 140°C --- (284°F), las condiciones de disponibilidad del crudo en la superficie serán de 15 kg/cm² man (213.4 psig) una temperatura de 120°C (248°F).

III.6 CARACTERISTICAS DE LA ALIMENTACION.

Composición típica del crudo a tratar.

La composición y propiedades del crudo a la alimentación son las siguientes:

COMPOSICION DE CRUDO (BASE HUMEDA).

COMPONENTE	% MOL	TBP (°F)	°API
Agua	13.377		
Acido Sulfhídrico	0.194		
Bioxido de Carbono	1.549		
Nitrógeno	0.813		
Metano	36.747		
Etano	9.637		
Propano	5.488		
i-Butano	0.852		
n-Butano	2.508		
i-Pentano	0.963		
n-Pentano	1.603		
n-Hexano	1.919		

COMPOSICION DE CRUDO (BASE HUMEDA)

COMPONENTE	% MOL	TBP (°F)	°API
Corte 1	1.090	162.5	65.32
Corte 2	1.265	187.5	63.46
Corte 3	1.286	212.5	61.13
Corte 4	1.318	237.5	58.76
Corte 5	1.350	262.5	56.32
Corte 6	1.318	287.5	53.97
Corte 7	1.215	312.5	51.88
Corte 8	1.081	337.5	49.91
Corte 9	1.036	362.5	48.07
Corte 10	0.988	387.5	46.39
Corte 11	1.912	425.0	43.82
Corte 12	1.696	475.0	40.64
Corte 13	1.475	525.0	37.68
Corte 14	0.780	575.0	31.75
Corte 15	0.336	625.0	28.60
Corte 16	0.306	675.0	26.60
Corte 17	0.538	750.0	23.84
Corte 18	0.444	850.0	22.29
Corte 19	2.675	950.0	18.02
Corte 20	2.241	1050.0	16.59

Propiedades del crudo en la alimentación.

Densidad:	33°API
Gravedad específica:	0.860
Relación Gas-Aceite:	200. M ³ /M ³
Contenido de H ₂ S:	0.194% Mol
Peso Molecular Promedio:	77.568

III.7 CAPACIDAD.

El flujo de alimentación para cualquiera de las alternativas propuestas está en función de la producción requerida y de la etapa a implementar con un máximo de capacidad de 100 MBPD de aceite.

III.8 CONDICIONES AMBIENTALES.

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

	Temperatura Máxima. °C (°F)	Temperatura. Mínima. °C (°F)
Agua de Mar	29 (85)	20 (68)
Aire	38 (105)	27 (80)

III.9 INSTALACIONES DE DUCTOS DISPONIBLES.

- 1.- Oleoducto de 24" de diámetro externo y una longitud de 8 km. enlaza a UECH con el 3º oleoducto Nohoch-2 Bocas.
- 2.- Oleoducto Nohoch-2 Bocas de 36" de diámetro y una -- distancia de recorrido de 96 km. permite la integración del fluido UECH con el aceite de Pol, cuya producción es de 500 MBPD (200 MBPD de Pol y 300 MBPD de Abkatún).

III.10 HERRAMIENTA EN EL CALCULO DE BALANCE DE MATERIA Y ENERGIA.

La simulación de procesos tiene por objeto la -- realización de estudios concernientes al comportamiento de procesos y equipos existentes bajo diferentes condiciones de operación, diferentes capacidades, tipos de materia prima y producto terminado, aunque desde un punto de vista más amplio encuentra también aplicación en la - resolución de problemas de diseño, ya que las herramientas de cálculo requeridas para ambos resultan totalmente similares, modificándose fundamentalmente la selección -- de variables dependientes e independientes de un mismo - sistema físico.

Con el advenimiento de las computadoras se ha revolucionado totalmente la Ingeniería de Proceso como muchas otras disciplinas de la Ingeniería, haciéndose posible - actualmente la resolución de modelos matemáticos que pocos años atrás resultaban no sólo prohibitivos sino físicamente imposibles.

Los mayores esfuerzos están puestos en el mejor aprovechamiento de las disponibilidades de cómputo a través del desarrollo de nuevas técnicas tendientes a la aceleración de las resoluciones de los diversos modelos matemáticos.

El presente trabajo se auxilia en gran parte del simulador general de procesos del IMP denominado SIMPROC que realiza los cálculos siguientes:

- a).- Balance de materia y energía, cuyo cálculo está basado en la ley general de continuidad (Entrada-Salida = Acumulación), la cual es sistemáticamente aplicada a cada elemento físico del proceso con entradas o salidas de materia o energía..
- b).- Cálculo de entalpías y entropías, indispensables las primeras para los balances de ener-

gía y las segundas para el análisis de procesos isoentrópicos y cuya estimación está basada en correlaciones experimentales de valores ideales de estas propiedades en función de la temperatura, así como en relaciones termodinámicas PVT aplicadas a ecuaciones de estado, o bien en conceptos fisicoquímicos generales como el principio de estados correspondientes. Resultando en modelos matemáticos representados por sistemas de ecuaciones no lineales.

- c).-Cálculo de equilibrios físicos, estudiados por la segunda ley de la termodinámica, de la que se deriva la condición de igualdad de fugacidades de cada componente en cada fase involucrada en el equilibrio. Fugacidades que, por otro lado, se relacionan con composición a través de conceptos tales como: coeficientes de fugacidad, coeficientes de actividad y finalmente constantes de equilibrio físico, cuyo estimado está basado también en la aplicación de relaciones termodinámicas PVT en ecuaciones de estado, o en conceptos fisicoquímicos generales como el principio de estados correspondien

tes. Resultando en modelos matemáticos representados por sistemas de ecuaciones no lineales.

- c).-Transferencia de calor, masa y momentum, estudiada por la teoría de fenómenos de transporte que establece que la propiedad por unidad de tiempo es función directa del gradiente de la propiedad e inversa de la resistencia del sistema.

El SIMPROC es un programa de computadora digital, útil en la simulación de proceso en estado estacionario. Su organización es de tipo modular con estructura fija, esto es, que un mismo programa es capaz de simular una gran diversidad de procesos, dependiendo de los módulos de cálculo que se empleen y de la interrelación fijada para éstos por medio de las corrientes de proceso.

C A P I T U L O IV

IV. PLANTEAMIENTO Y ANALISIS DE LAS ALTERNATIVAS.

IV.1 INTRODUCCION.

Una vez establecidas las necesidades; definiendo el problema y los recursos de que se dispone (bases de estudio), se procede al planteamiento y análisis de alternativas de solución.

La ingeniería es una profesión creativa. En este paso ese aspecto de la ingeniería adquiere una preponderancia vital. ¿Cómo puede un ingeniero crear soluciones a problemas que no habían existido o no habían surgido antes? ¿Qué mecanismo se debe utilizar para crear estas soluciones?

El paso de la generación de soluciones posibles es un paso de intensa creatividad. Es esencial, como primer enfoque, no limitar conscientemente las soluciones posibles. El objeto que se persigue es obtener un conjunto de soluciones posibles que sean satisfactorios del problema establecido anteriormente.

La validez de estas soluciones se analizan posteriormente. Mientras mayor sea el número de soluciones po

sibles mayor será el conjunto de alternativas que tendremos para seleccionar entre ellas. Por lo tanto, cualquier solución en este paso, se considera como válida, por descabellada que ésta pueda parecer.

El ingeniero al llegar aquí debe proponer todas las ideas que se le ocurran como posibles soluciones. La manera de generar soluciones puede ser individual o en grupo. Si es individual, las soluciones posibles habrán sido pensadas por el ingeniero. Si es en grupo, la discusión y la interacción entre los distintos miembros del grupo puede generar un mayor número de soluciones posibles.

¿ En qué consiste la creatividad.

Basándose en testimonios de hombres de ciencia profundamente creadores, se reconoce que existe un momento único, un punto trascendente que los lleva a encontrar la solución a un problema. Este instante está precedido y seguido por otras etapas. Este conjunto es el siguiente:

- Preparación
- Incubación o gestación
- Iluminación

- Verificación.

Preparación.

Aunque una idea parece surgir de pronto, el hecho es que se han efectuado investigaciones o se han hecho estudios antes del momento de la iluminación. Esta preparación previa consiste en experiencias tenidas, en estudios realizados o en información adquirida.

Incubación o Gestación.

En esta etapa, con la preparación anterior, se efectúa probablemente un proceso de pensamiento inconsciente. A veces puede ser durante un sueño o al no estar pensando aparentemente en el problema.

Iluminación

Esta etapa puede suceder en cualquier momento, aun que existe la enorme posibilidad de que la iluminación venga en el instante menos esperado. De pronto, la solución se presenta, la podemos conceptualizar y el concepto original surge.

Verificación.

Esta última etapa es importante, al comprobar que el concepto creado tiene, en efecto, una aplicación o -- que es válido. Así, en estas cuatro etapas, se llegan a crear soluciones.

Siguiendo estos pasos y estando conscientes del proceso creador, las soluciones que se pueden proponer son múltiples. Una vez efectuando esto, es necesario realizar un análisis preliminar, ya que sólo las alternativas que lo superen son candidatas para evaluarlas desde el punto de vista: técnico, económico y el financiero.

Lo anterior se deriva de que es imposible realizar el diseño completo de cada alternativa para hacer luego una comparación detallada entre ellas. El diseño de un proceso exige en general un esfuerzo considerable, que no puede desperdiciarse en alternativas que son defectuosas y no pueden transformarse en sistemas comerciales.

Durante el análisis preliminar, el ingeniero se plantea las siguientes cuestiones sobre cada alternativa:

- 1.- ¿ Es ilógico el concepto? Una solución de procesos específico puede violar el sentido común o los --- principios científicos. Por ejemplo un concepto -

(alternativa) de proceso será rechazado si se demuestra que viola una ley de la termodinámica.

- 2.- ¿ Puede demostrarse que el concepto elaborado es inferior a otra de las alternativas sugeridas? Puede utilizarse con frecuencia una comparación por parejas de todas las alternativas para su selección.
- 3.- ¿ Puede demostrarse que el concepto elaborado es equivalente o inferior a un esquema de procesos ya conocido que a su vez es inferior a otros?. Se sabe que algunos sistemas de procesos son inferiores a otros; con frecuencia el ingeniero puede eliminar algunas alternativas demostrando que son equivalentes o peores que aquéllos. Repetidamente esta comparación se lleva a cabo tratando de demostrar la superioridad de la tecnología establecida.
- 4.- ¿ Puede demostrarse que el concepto requerirá una gran extrapolación técnica ó económica de la tecnología existente, implicando por tanto un riesgo demasiado elevado?
- 5.- ¿ Es inseguro el concepto?
- 6.- ¿ El concepto sugiere otra alternativa mejor? Una alternativa puede rechazarse cuando su examen sugiere una modificación que conduce a un concepto me-

jor.

- 7.- ¿ El concepto implica competencia técnica especial que nuestro grupo no posee o que no puede adquirir a través de los canales comerciales normales?

Evidentemente, éstos son tan sólo algunos de los métodos utilizados para la depuración de alternativas. De hecho, la creación y análisis preliminar de alternativas tiene lugar con frecuencia simultáneamente; obteniéndose al final de esto sólo las alternativas viables. El paso siguiente es someter a éstas últimas a las evaluaciones que a continuación se describen:

- Evaluación Técnica.

El ingeniero tiene un conjunto de soluciones que - pueden ser viables. La primera evaluación que debe hacer se es la técnica. Consiste en examinar las probabilidades de cada una de las soluciones posibles que pueda realizar se técnicamente. Para esto se debe tomar en cuenta el estado actual de la tecnología y considerar, entre otros, - los siguientes aspectos:

- ¿ Es posible su realización desde el punto de vista es--
tructural?
- ¿ Existen los materiales necesarios para construir la so
lución?

Si no existen ¿ Se pueden crear o fabricar?

¿ Existen procedimientos de fabricación que permitan su construcción, o se pueden implantar nuevos procedimientos?

¿ Hay alguna limitación de carácter técnico que impida su realización.

Esto permite determinar cuál ó cuáles de todas las soluciones posibles pueden realizarse técnicamente. Si ninguna de ellas puede realizarse será necesario regresar a la generación de soluciones y proponer nuevos conceptos, concluyendo que esto es una actividad cíclica.

- Evaluación Económica.

Al conjunto de soluciones técnicamente realizables se aplica una evaluación económica. Esto puede parecer un tanto difícil a este nivel y muy amplio para ser aplicado a cada una de las soluciones posibles, pero es posible hacer un análisis económico de orden de magnitud que permita comparar las distintas soluciones y determinar si su costo está dentro de las limitaciones establecidas.

Aquellas soluciones realizables técnica y económicamente validas, pasan a ser valoradas desde el punto de vista financiero, las que no sean económicamente validas se rechazan y no se analizan más.

- Evaluación Financiera.

Las soluciones se examinan para determinar si existen medios adecuados de financiamiento para la implementación de la solución, teniendo un análisis económico de los costos de las distintas soluciones y tomando en cuenta los recursos que es necesario asignar para implementación ó producción, se buscan las fuentes apropiadas de financiamiento.

Aquellas soluciones que son válidas desde el punto de vista financiero, pasan a ser el conjunto de soluciones viables.

En el alcance de este trabajo no está incluida la valoración financiera, ya que se trata de Petróleos Mexicanos que tienen sus políticas perfectamente establecidas, además no fue posible conseguir datos concernientes al respecto ya que son de tipo confidencial.

IV.2 PLANTAMIENTO DE ALTERNATIVAS.

La descripción que se presenta a continuación sobre las alternativas para solucionar el problema, sujetas a un análisis posterior son el resultado de un estu-

dio preliminar efectuado a un conjunto mayor de soluciones, a través del cual se realizó la depuración de alternativas. El presente trabajo no lo incluye porque no está dentro de su alcance.

IV.2.1. Alternativa No.1

"Transporte de la mezcla UECH a Dos Bocas aprovechando la Infraestructura Existente de ésta última".

La mezcla de gas-aceite extraída de pozos correspondiente a UECH y cercanos, es transportada por el oleoducto de 24" de diámetro, recorriendo una distancia de 8 km; éste interconecta a la plataforma de perforación UECH con el oleoducto Nohoch-2 Bocas. Posteriormente la mezcla se integra en el mencionado oleoducto con el aceite del complejo Pol y ambos son conducidos hasta Dos Bocas, desplazándose una distancia de 96 km. por un ducto de 36" de diámetro. Al llegar la mezcla resultante UECH-Pol a Dos Bocas, es introducida a la batería de separación que trabaja a una $P = 11 \text{ kg/cm}^2$ (156.5 psig), el aceite sale por la parte inferior del tanque en seguida -

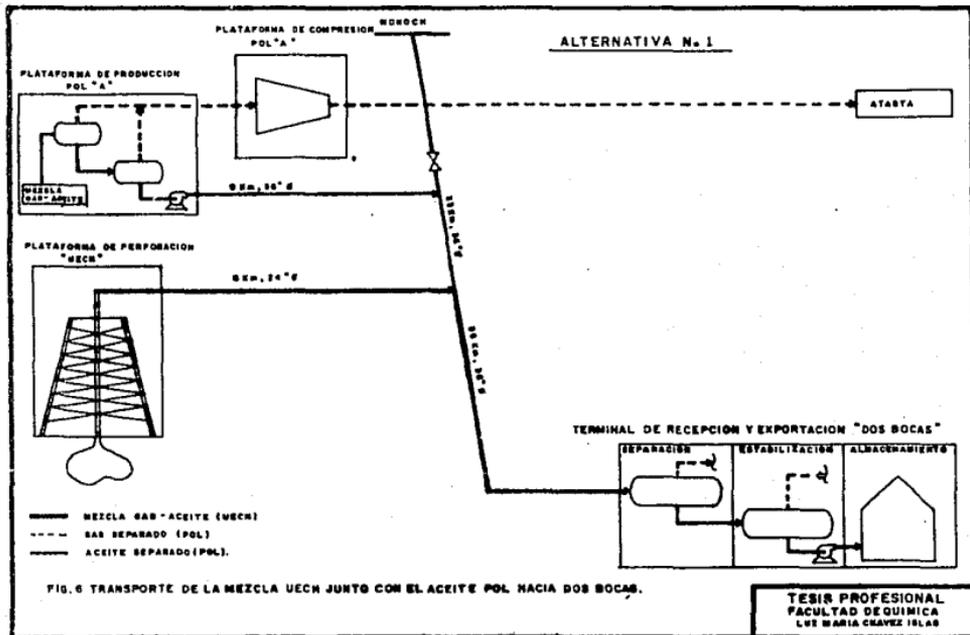
pasa por otro donde se efectúa su estabilización a ----
0.02 kg/cm² man (3 psig) y libre de gas es bombeado a --
los tanques de almacenamiento, mientras el gas separado
sale de la batería de separación para su correspondiente
acondicionamiento. (Ver Figs. 6 y 6.A).

IV.2.2 Alternativa No.2

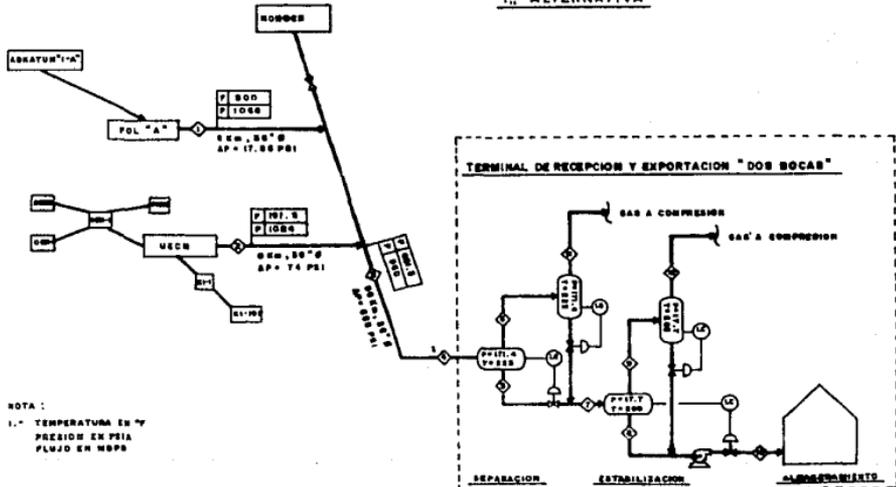
"Procesar la mezcla UECH en el Complejo Pol "A".

Considerando que el complejo Pol, es el que está --
más próximo a UECH, a través de un oleogasduto que va
de la Plataforma de Perforación UECH al centro de Proces
amiento Pol.

En Pol la mezcla UECH se une con la de éste, se proce
de a separar el gas del aceite en la Plataforma de Produ
cción del Complejo, el aceite se bombea y se desplaza
por el ducto de enlace entre Pol y oleoducto Nohoch-2 -
Bocas continuando por éste último hasta llegar a la termi
nal de recepción de Dos Bocas en donde es acondicionado
y almacenado finalmente. El gas que sale de las bateri
as de separación es tratado en la Plataforma de Compres
ión en la cual se le dá la presión suficiente y se e--



1ª ALTERNATIVA



NOTA :

1.- TEMPERATURA EN $^{\circ}F$
 PRESION EN PSIA
 FLUJO EN M3PS

FIG. 6.A TRANSPORTE DE LA MEZCLA MECH Y SU PROCESAMIENTO EN DOS BOCAS.

TESIS PROFESIONAL
 FACULTAD QUIMICA
 LUIS MARIA CHAVEZ SOLAS

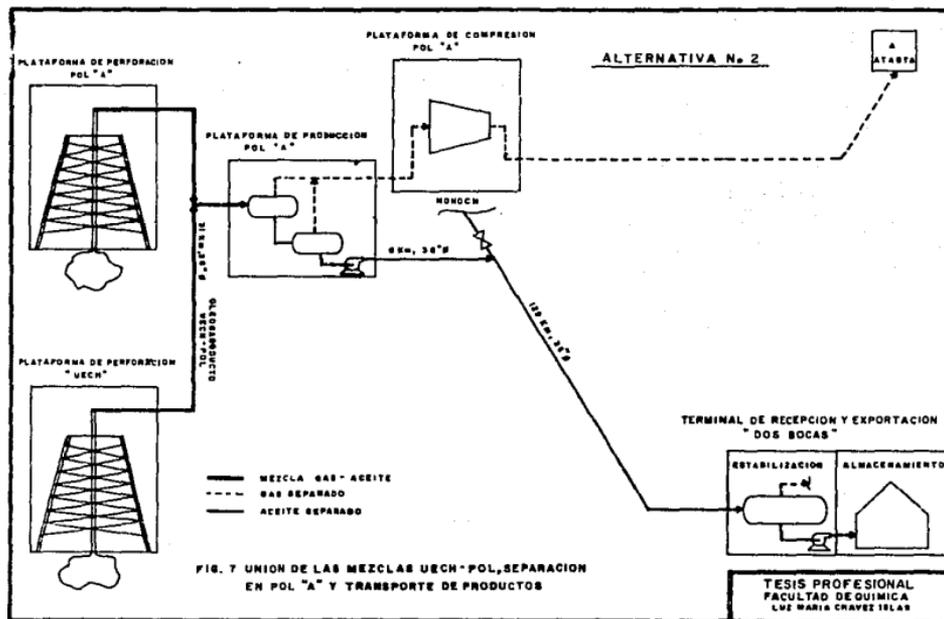
fectúa su deshidratación con el objeto de que llegue en condiciones apropiadas a su destino. (Fig. 7).

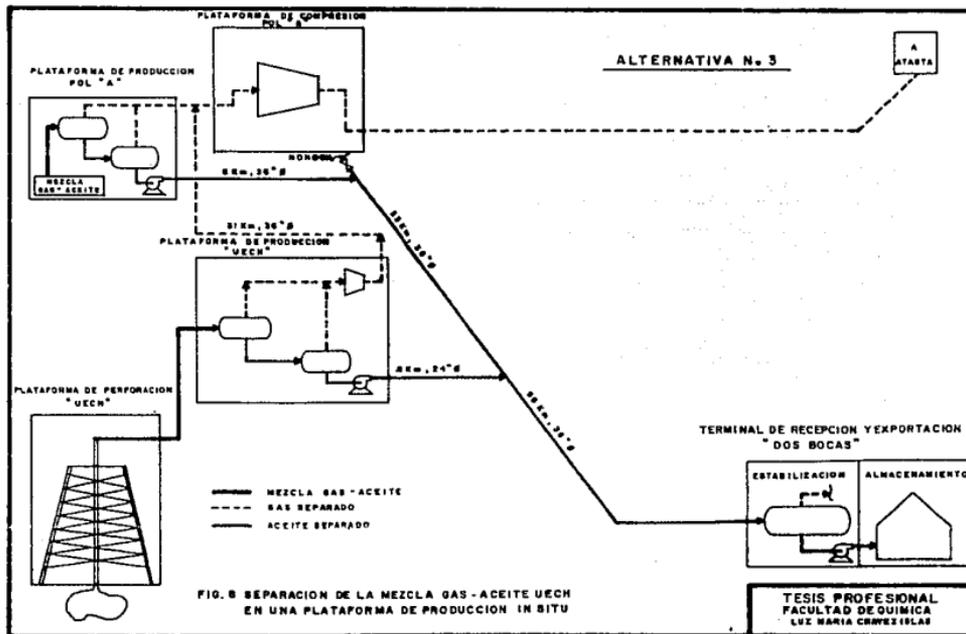
IV.2.3 Alternativa No.3

"Establecer Plataforma de Producción en UECH"
Colocar una Plataforma de producción próxima al campo UECH y cercanos, implementando las instalaciones por fases. (Fig. 8)

Primera Fase: Transportar la mezcla gas-aceite de UECH a Dos Bocas aprovechando la presión inicial del yacimiento, así como el arreglo de los ductos disponibles para su traslado (Fig. 10).

Segunda Fase: La mezcla gas-aceite en la superficie de los pozos tiene una $P = 16 \text{ kg/cm}^2 \text{ man}$ (213 psig) y $T = 120^\circ\text{C}$ (248°F) es expandida al pasar por una válvula donde se le tira la presión requerida para su posterior introducción al tanque separador 1ª Etapa cuyas condiciones de operación son $P = 10.9 \text{ kg/cm}^2 \text{ man}$ (155 psig) y $T = 118.3^\circ\text{C}$ (245°F). Alcanzado el equilibrio, el aceite separado sale por el fondo del tanque empleando para ello un controlador de nivel, la válvula correspondiente

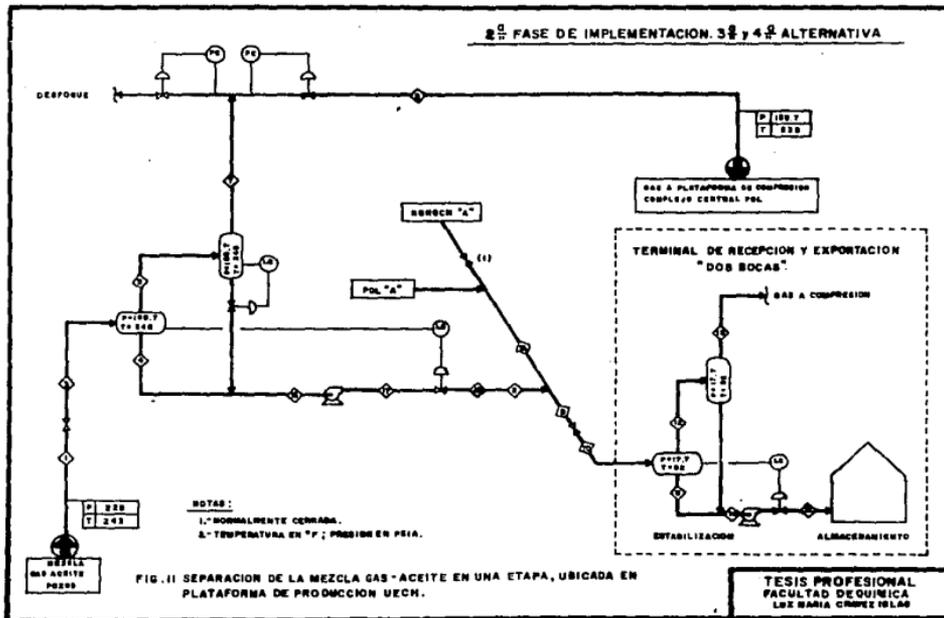




está posicionada después de la bomba que suministra la potencia necesaria a la fase líquida para su integración con el aceite procedente de Pol y que va por el oleoducto Nohoch-2 Bocas, ambos son acondicionados finalmente en la terminal de recepción de Dos Bocas. Mientras tanto, el gas asciende por una malla colocada en la parte superior del separador, que impide el paso de las gotas de aceite arrastradas por la corriente gaseosa, en seguida ésta penetra en el interior de un tanque rectificador - 1^a Etapa, para asegurar la inexistencia de aceite en el gas, se regula la salida de éste último por medio de un controlador de presión y se entrega en límites de batría a $10.54 \text{ kg/cm}^2 \text{ man}$ (150 psig) y 118.3°C (245°F) lo cual permite el transporte a la plataforma de compresión del complejo central Pol. De no ser posible enviar el gas a Pol por alguna razón se dispone de una línea a desfogue. (Fig. 11).

Tercera Fase: El aceite obtenido en la primera etapa -- se expande al pasar por una válvula controladora de nivel; se alimenta en seguida a un segundo tanque separador que junto con su rectificador constituyen la segunda etapa de separación, ambos operan a una presión de --- $1.4 \text{ kg/cm}^2 \text{ man}$ (20 psig) favoreciendo la liberación de -

FASE DE IMPLEMENTACION 3^a y 4^a ALTERNATIVA



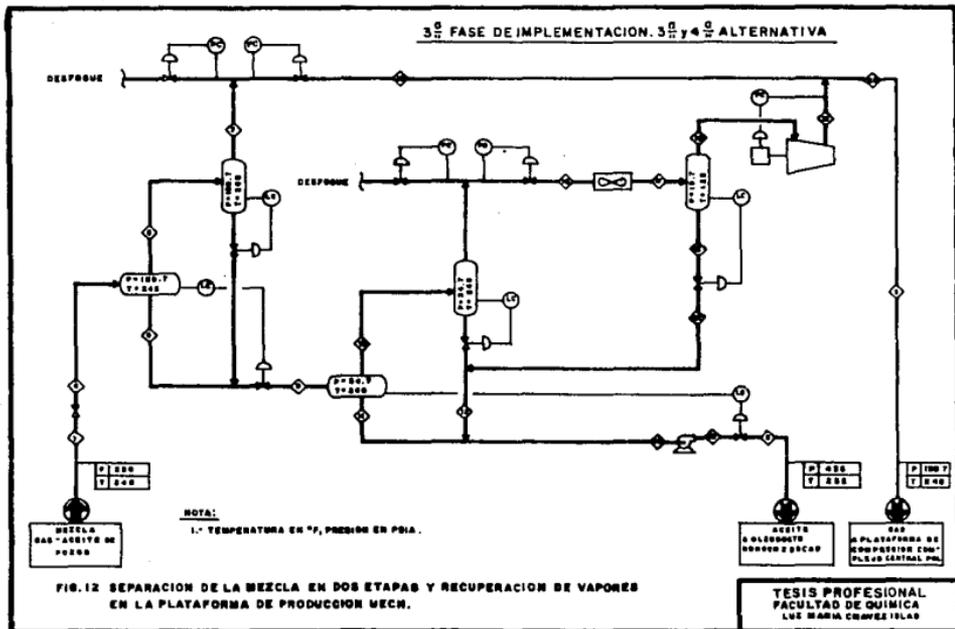
gas ocluido en el líquido evitando intoxicación al personal que maneje estos fluidos. El aceite obtenido de esta última etapa, se bombea y se envía a tierra en el oleoducto Nohoch-2 Bocas para su estabilización.

El flujo de gas recuperado en la segunda etapa de separación es manipulado por un controlador de presión. El gas resultante es enfriado por medio de un enfriador de aire formándose dos fases gas-condensados como consecuencia en la disminución de temperatura y presión, el flujo resultante se alimenta a un tanque de succión de rectificación de vapores donde los condensados se extraen del gas y se integran a la corriente de aceite que va a Dos Bocas. La corriente de gas libre de condensados es comprimida e incorporada al gas de alta presión proveniente de la primera etapa de separación, estando así en condiciones para su transporte a la Plataforma de Compresión Pol.

Se dispone de dos líneas a desfogue situadas a la salida de los dos rectificadores, en caso de que haya problemas con el transporte de gas a Pol (Fig. 12).

Cuarta Fase: El abatimiento posible de presión a experi--

3^o FASE DE IMPLEMENTACION. 3^o y 4^o ALTERNATIVA



mentar por el yacimiento implica insuficiencia de ésta - en el gas para su manejo a Pol, en cuyo caso, se instalará otro enfriador a través del cual pase el flujo total de gas (gas de alta presión mas los vapores recuperados) obteniéndose a la salida de éste condensados y gas. El - flujo a dos fases penetra a un tanque separador de con-- densados; el gas libre de líquido es comprimido y enviado a la Plataforma de Compresión Pol reintegrando a esta corriente por medio de una bomba los condensados obtenidos en el tanque de descarga al compresor de gas amargo.

En este caso la primera etapa de separación se maneja a una presión de operación de $7.03 \text{ kg/cm}^2 \text{ man}$ ----- (100 psig) (Fig. 13).

IV.2.4 Alternativa No.4

"Compresión de Gas en UECH"

La cuarta alternativa que se propone a continuación es semejante a la tercera, sólo difiere en que la - compresión del gas se realiza en UECH y no en Pol, es -- decir, que sólo la cuarta fase de implementación es modificada de la siguiente forma:

La mezcla (gas de alta presión con los vapores re-

cuperados) pasa por un enfriador de aire, en seguida -- por dos inter etapas de compresión, la primera elevando la presión del gas de 100 psig a 360 psig y la otra de - 350 a 1200 psig, de los condensados formados una porción se recircula a producción, el resto es bombeado a la corriente de gas comprimido, posteriormente pasan por un tanque, donde se separan los condensados del gas, éste - se envía a un sistema de deshidratación de gas, al salir de este proceso se reintegran los condensados y como un todo se transportan hasta la recepción de Atasta (Figs. 9 y 14).

4.2 FASE DE IMPLEMENTACION

4.2 ALTERNATIVA

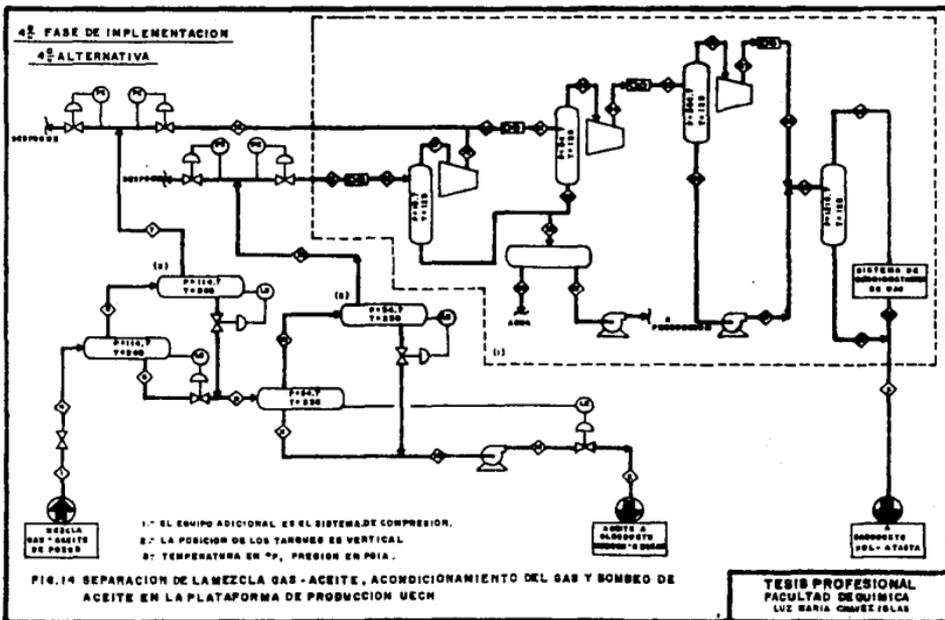


FIG.14 SEPARACION DE LA MEZCLA GAS-ACEITE, ACONDICIONAMIENTO DEL GAS Y BOMBEO DE ACEITE EN LA PLATAFORMA DE PRODUCCION UCH

IV.3 BALANCE DE MATERIA Y ENERGIA

IV.3.1 ALTERNATIVA NO. 1

NO DE CORRIENTE		FLUJO		PRESION PSIA.	TEMPERATURA °F	API
		60°F, 1ATM. MMPCSD	60°F MBPD			
1	2 LIQ.	-	500	1066	218	32
2	3 FAS.	-	192	1024	248	-
3	3 FAS.	-	692	950	231	-
4	3 FAS.	-	692	260	150	-
5	2 LIQ.	-	634	172	97	38
6	VSAT.	129	-	172	97	-
7	3 FAS.	-	634	18	92	-
8	LIQ.	-	600	18	92	31
9	VSAT.	-	34	18	92	-
10	LIQ.	283	600	105	92	31
11	VSAT.	129	58	172	97	-
12	VAP.	62	34	18	92	-

VER FIG. 6.A.

IV.3.2 ALTERNATIVA NO.2

No se realizó el balance de materia y energía, porque, al analizar la disponibilidad de instalaciones y equipo del complejo Pol "A" para -- procesar la mezcla gas-aceite de UECH, se determinó que no hay capacidad en la Plataforma de Producción, es decir, no es posible efectuar la separación en este centro de procesamiento. Por tal razón se considera innecesario.

IV.3.3 ALTERNATIVA NO. 3

IV.3.3.1 a FASE DE IMPLEMENTACION

NO DE CORRIENTE	FLUJO		PRESION PSIA.	TEMPERATURA F	'API
	60°F, 1ATM. MMPCSO	60°F MMPCO			
1 2 LIQ.	-	500	621	248	32
2 3 FAS.	-	53	517	248	-
3 2 LIQ.	-	553	505	224	35
4 3 FAS.	-	553	180	190	-
5 VSAT.	24	-	172	97	-
6 2 LIQ.	-	542	172	97	33
7 3 FAS.	-	542	18	92	-
8 LIQ.	-	520	18	92	31
9 VSAT.	38	-	18	92	-
10 LIQ.	-	520	105	92	31
11 VSAT.	24	-	172	97	-
12 VAP.	38	-	18	92	-

VER FIG. 10

10.3.3.2 2ª FASE DE IMPLEMENTACION

NO DE CORRIENTE		FLUJO		PRESTION PSIA.	TEMPERATURA °F	API
		60°F. 1ATM. MMPCSD	60°F MBPD			
1	3 FAS.	-	167	228	248	-
2	2 LIQ.	-	102	451	239	34
3	3 FAS.	-	167	170	239	-
4	2 LIQ.	-	102	170	239	34
5	VSAT.	141	-	170	239	-
7	VSAT.	141	-	170	239	-
8	VAP.	141	-	160	239	-
9	2 LIQ.	-	602	451	221	32
10	3 FAS.	-	602	18	216	-
11	2 LIQ.	-	601.8	18	92	32
12	VSAT.	0.3	-	18	92	-
14	2 LIQ.	38	601.8	18	92	32
15	2 LIQ.	-	601.8	105	92	32
16	2 LIQ.	-	102	170	239	34
17	2 LIQ.	-	102	466	239	34
18	2 LIQ.	-	500	451	218	32
19	2 LIQ.	-	102	461	239	34

VER FIG. 11

1V.3.3.3 3a FASE DE IMPLEMENTACION

NO DE CORRIENTE		FLUJO		PRESION PSIA.	TEMPERATURA °F	°API
		60°F. 1ATM. MMPCSD	60°F MBPD			
1	3 FAS.	-	172	228	248	-
2	2 LIQ.	-	100	436	232	32
3	VAP.	154	-	160	248	-
4	3 FAS.	-	172	170	239	-
5	VSAT.	149	-	170	245	-
6	2 LIQ.	-	104	170	245	34
7	VSAT.	149	-	170	245	-
9	3 FAS.	-	104	35	231	-
10	VSAT.	9	-	35	240	-
11	LIQ.	-	99	35	240	32
12	2 LIQ.	-	1	35	125	44
13	VAP.	9	-	35	240	-
14	2 LIQ.	-	100	35	232	32
15	2 LIQ.	-	100	441	232	32
16	VAP.	9	-	30	240	-
17	3 FAS.	-	5	20	125	-
18	VSAT.	5.5	-	20	125	-
19	2LSAT.	-	1	20	125	44
20	2 LIQ.	-	1	35	125	44
21	VAP.	5.5	-	160	307	-
22	VAP.	149	-	160	245	-
23	VAP.	154.5	-	160	248	-

VER FIG. 12

1V.3.3.4 4a FASE DE IMPLEMENTACION

NO DE CORRIENTE	FLUJO		PRESION PSIA.	TEMPERATURA °F	API
	60° F. 1ATM. HWPCSD	60° F MBPD			
1 3 FAS.	-	179.5	229	248	-
2 2 LIQ.	-	100	436	238	32
3 VAP.	159.9	-	160	160	-
4 3 FAS.	-	179.5	115	226	-
5 VSAT.	158	-	115	240	-
6 2 LIQ.	-	101.5	115	240	38
7 VSAT.	158	-	115	240	-
9 3 FAS.	-	101.5	35	239	-
10 VSAT.	2	-	35	238	-
11 LIQ.	-	100	35	238	32
12 VAP.	2	-	35	238	-
14 LIQ.	-	100	441	239	32
15 VAP.	2	-	30	238	-
16 3 FAS.	-	1.5	20	125	-
17 VSAT.	1.9	-	20	125	-
18 VAP.	1.9	-	105	283	-
19 VAP.	158	-	105	240	-
20 VAP.	159.9	-	105	241	-
21 3 FAS.	-	74.3	95	125	-
22 2 LIQ.	-	10	95	125	49
23 VSAT.	128.6	-	95	125	-
24 VAP.	128.6	-	160	195	-
25 2 LIQ.	-	10	160	125	49

VER FIG. 13

10.3.4 ALTERNATIV NO. 4

IMPLEMENTACION POR FASES, LAS TRES PRIMERAS SON IGUALES A LA ALTERNATIV 3 SOLO DIFIERE LA ULTIMA, AL EFECTUAR LA COMPRESION DEL GAS EN 'UECH'.

10.3.4.1 4a FASE DE IMPLEMENTACION

NO DE CORRIENTE	FLUJO		PRESION PSIA.	TEMPERATURA °F	'API
	60°F, LITR. WPCSD	60°F WPCD			
1	3 FAS.	-	174.3	228	-
2	LIG.	-	100	44E	32
3	UMP.	125	-	121E	-
4	3 FAS.	-	174.3	11E	-
5	VSAT.	158.2	-	11E	-
6	LIG.	-	101	11E	33
7	UMP.	158.2	-	11E	-
8	LIG.	-	6	26E	43
9	3 FAS.	-	101	3E	-
10	VSAT.	2	-	3E	-
11	LIG.	-	100	3E	32
12	UMP.	2	-	3E	-
13	LIG.	-	6	121E	43
14	LIG.	-	100	450	32
15	UMP.	2	-	30	-
16	3 FAS.	-	1.3	20	-
17	VSAT.	1.9	-	20	-
18	UMP.	1.9	-	10E	-
19	UMP.	158.2	-	10E	-
20	UMP.	180.1	-	10E	-
21	3 FAS.	-	74.2	9E	-
22	2 LIG.	-	10	9E	43
23	VSAT.	129	-	9E	-
24	UMP.	129	-	37E	-
25	3 FAS.	-	64.2	26E	-
26	VSAT.	180	-	26E	-
27	UMP.	120	-	122E	-
28	3 FAS.	-	88	121E	-
29	3 FAS.	-	64	121E	-
30	VSAT.	107	-	121E	-
31	2 LIG.	-	14	121E	124

VER FIG. 14
1 WPCD EQUIVALENTES

IV.4 ANALISIS TECNICO.

IV.4.1 INTRODUCCION.

El siguiente análisis técnico muestra un panorama general de cada alternativa de tipo cualitativo y cuantitativo, de tal forma que la comparación entre las diferentes proposiciones sea sencilla de realizar.

El primer punto trata de los resultados obtenidos al implementar cada alternativa.

El segundo proporciona información sobre el equipo de proceso requerido en cada alternativa mediante una lista de equipo que contiene las características de éstos; basadas en los resultados del balance de materia y energía realizado previamente. En seguida se describen los servicios auxiliares en cuanto a necesidades de gas combustible, energía eléctrica, consumo de agentes químicos y medio de calentamiento mediante un aceite térmico.

Posteriormente se reportan las condiciones de transporte como son temperatura, presión, flujo, número de fases del fluido transportado en el origen y destino. Las

dimensiones de los ductos involucrados y los lugares de partida y llegada respectivamente.

Se resumen, las diferencias más notables del equipo e instalaciones.

Por último, se muestra una tabla cuyo contenido engloba las ventajas y desventajas de cada solución en estudio.

IV.4.2 ANALISIS TECNICO DE LAS ALTERNATIVAS PROPUESTAS.

- Requerimientos y resultados de la implementación en cada alternativa.

IV.4.2.1 Alternativa No.1

Descripción.

Transporte de la mezcla gas-aceite a la terminal de recepción "Dos Bocas" para su correspondiente procesamiento de separación.

Instalaciones Requeridas.

- Interconexión de oleogasoductos para la reco

lección de diferentes pozos.

- Oleogasoducto entre UECH y 3^a oleoducto Nohoch 2 Bocas ($\emptyset = 24''$, L= 8 km.)

Resultados de la Implementación.

- a) Explotar un campo de crudo tipo ligero.
- b) Incrementar la vida productiva de los campos -- Abkatún, Pol y Chuc adicionando UECH
- c) Contaminar el aceite Pol con la mezcla gas-aceite de UECH en el instante de transportarlos por el mismo ducto a "Dos Bocas".
- d) Estabilizar el aceite en Tierra.
- e) Patrones de Flujo a 2 fases indeseables (vástago y tapón).
- f) Falta de Procesamiento de Gas en Dos Bocas, por lo cual es necesario quemar el excedente. En este caso el Flujo de mezcla (gas. aceite del campo) UECH es de 192 MBPD equivalente que proporciona 100MBPD de aceite y 191 MMPCSD de gas.

IV.4.2.2 Alternativa No.2

Descripción

Transporte de la mezcla UECH al complejo cen---

tral de procesamiento Pol "A".

Instalaciones Requeridas.

Oleogasoducto que interconecte a la Plataforma --
de Perforación UECH con la Batería de Separación en Pol.

Resultados de la Implementación.

- a) Explotar un campo productor aislado de crudo ligero.
- b) Contribuir a elevar la vida productiva de los yacimientos Abkatún, Pol y Chuc con la participación de UECH.
- c) Patrones de Flujo a 2 fases en las tuberías -- (vastago y tapón)
- d) Rechazar la mezcla gas-aceite UECH en las instalaciones de separación (producción) del complejo marítimo Pol "A" a causa de no tener capacidad para procesarla.
- e) Unir la mezcla de UECH con la de Pol

IV.4.2.3 Alternativa No.3

- Primera Fase de Implementación

Descripción

Transporte de la mezcla gas-aceite a Tierra en --
donde se efectuará la separación de la misma.

Instalaciones Requeridas.

Interconexión de oleogasoductos para recolección
de diferentes pozos,

Oleogasoducto de interconexión de UECH al ducto -
Nohoch-2 Bocas ($\emptyset = 24"$, $L = 8$ km).

Resultados de la Implementación.

- a) Explotar un yacimiento de crudo tipo ligero.
- b) Acrecentar la vida productiva de los campos --
Abkatún, Pol y Chuc al contemplar la produc--
ción de UECH.
- c) Contaminar el aceite Pol con la mezcla gas-a--
ceite de UECH al reunirlos y manejarlos como -
un todo hacia Tierra.
- d) Reestabilizar y estabilizar los aceites Pol y -
UECH respectivamente.
- e) Patrones de Flujo a dos fases indeseables.
- f) No se requiere quemar gas en Dos Bocas, la ca-
pacidad de compresión cubre las necesidades --

del flujo inicial de producción manejado ----
(F mezcla UECH = 52MBPD proporcionan 20MBPD de
aceite y 62MMPCSD de gas).

- Segunda Fase de Implementación.

Descripción.

Procesamiento en UECH de la mezcla gas-aceite en una etapa y bombeo de gas.

Instalaciones requeridas.

Instalar gasoducto de UECH a Pol ($\emptyset=36"$, L= 31Km).

Instalar equipo para la separación gas-aceite y rectificación de gas en una etapa.

Bombas para el aceite a transportar.

Resultados de la Implementación.

- a) Prever un primer decremento en la presión del yacimiento.
- b) Estabilizar el aceite en Dos Bocas.
- c) Capacidad suficiente en Tierra para procesar el gas desprendido en la plataforma de estabilización correspondiente a Dos Bocas.
- d) Formación de dos fases durante el transporte ----

del aceite separado UECH a Dos Bocas. Por lo tanto presencia de patrones de Flujo a dos fases indeseables.

- e) Separar el gas del aceite, trasladándolo al complejo marítimo Pol "A" para su acondicionamiento final.

- Tercera Fase de Implementación.

Descripción

Procesamiento de la mezcla gas-aceite en dos etapas, recuperación de vapores y bombeo de aceite en UECH.

Instalaciones Requeridas.

Equipo y líneas instaladas en la 2ª fase más:
Equipo de Separación gas-aceite y rectificación de gas en una segunda etapa
Sistema de compresión-recuperación de vapores

Resultados de la Implementación.

- a) Estabilizar el aceite en Dos Bocas.
- b) No quemar vapores.
- c) Mezclar los condensados del proceso con el a-

- ceite y en conjunto transferirlos a "Dos Bocas"
- d) Enviar el gas con los vapores recuperados a --
Pol "A", por medio del gasoducto UECH-Pol

- Cuarta Fase de Implementación.

Descripción.

Procesamiento de la mezcla gas-aceite en dos eta
pas, recuperación de vapores, compresión de gas en una -
etapa y bombeo de aceite.

Instalaciones Requeridas.

Equipo y líneas instaladas en 3^a fase, más:

- Un sistema de compresión de una etapa para el --
gas.

Resultados de la Implementación.

- a) Contemplar una segunda disminución de presión
en el yacimiento.
- b) Cubrir la insuficiencia de presión reflejada -
por la corriente gaseosa que va a Pol.
- c) Inyectar los condensados a la corriente de --
gas que se transporta.

IV.4.2.4 Alternativa No.4

Descripción (1^a, 2^a y 3^a Fase de Implementación).

Procesamiento de la mezcla gas-aceite en dos etapas, recuperación de vapores y bombeo de aceite. Las tres primeras fases de implementación de esta alternativa son iguales a las mencionadas en la alternativa No.3 sólo difiere la cuarta fase.

Instalaciones Requeridas.

Equipo y líneas instaladas en primera, segunda y tercera fase de la alternativa 3.

Resultados de la Implementación.

- a) Explotar un campo de crudo ligero.
- b) Prolongar la vida productiva de los campos Abkatún, Pol y Chuc adicionando UECH.
- c) Estabilizar el aceite en Dos Bocas.
- d) No quemar vapores
- e) Vislumbrar la posible disminución de presión en el yacimiento.

- Cuarta fase de Implementación.

Descripción.

Procesamiento de la mezcla gas-aceite en dos etapas, recuperación de vapores, compresión de gas en dos etapas, deshidratación del gas comprimido y bombeo de aceite en UECH.

Instalaciones Requeridas.

Equipo y líneas instaladas en tercera fase más:

- Sistema de compresión en dos etapas del gas separado.
- Sistema de deshidratación de gas.
- Instalar gasoducto UECH a gasoducto Pol-Atasta.

Resultados de la Implementación

- a) Cubrir la reducción de presión en el yacimiento.
- b) Proporcionar la presión suficiente para enviar el gas a la terminal de recepción de Atasta.
- c) Acondicionar el gas en UECH, evitando corrosión, ruptura, etc. en los ductos a través de los cuales se desplaza y llega a Atasta.

IV.4.3 LISTA DE EQUIPO DE PROCESO

ALTERNATIVA	NUMERO DE UNIDADES	SERVICIO	CARACTERISTICA POR UNIDAD
1	1 (Existente)	Oleogaseoducto UECH a 30. oleoducto Nohoch - 2 Bocas	24" Ø , L= 8 Km.
2	1	Oleogaseoducto UECH a Complejo Pol 'A'	36" Ø , L= 31 Km.
3	1 (Existente)	Oleogaseoducto UECH a 30. oleoducto Nohoch - 2 Bocas	24" Ø , L= 8 Km.
1a. Fase de Implementacion	2	Tanque Separador 1a. Etapa	12 ft. DI x 18 ft. TT
2a. Fase de Implementacion	2	Tanque Rectificador 1a. Etapa	9 ft. DI x 15 ft. TT
	5 (4 OP/R)	Bomba a Oleoducto 2 Bocas	770 GPM; 261 HP.
	1	Gaseoducto UECH - Complejo Pol	36" Ø , L= 31 Km.

LISTA DE EQUIPO DE PROCESO (CONTINUACION)

ALTERNATIVA	NUMERO DE UNIDADES	SERVICIO	CARACTERISTICA POR UNIDAD	
2	3a. Fase de Implementacion	2	Tanque Separador 1a. Etapa	12 ft. DI x 18 ft. TT
		2	Tanque Separador 2a. Etapa	10 ft. DI x 17 ft. TT
		2	Tanque Rectificador 1a. Etapa	9 ft. DI x 15 ft. TT
		2	Tanque Rectificador 2a. Etapa	9 ft. DI x 10 ft. TT
		2	Enfriador de Vapores Recuperados	4610 MBTU/hr
		2	Tanque de Sucion de Vapores Recuperados	4 ft. DI x 11 ft. TT
		2	Compresor Recuperador de Vapores	2.75 MWPCSD; BHP= 605
		5 (4 OP/R)	Bomba a Oleoducto 2 Bocas	770 GPM; 261 HP.
	2 (1 OP/R)	Planta Endulzadora	3 MWPCSD	
	1	Gasoducto UECH a Complejo Pol	36" O. L= 31 Km.	
4a. Fase de Implementacion	2	Tanque Separador 1a. Etapa	12 ft. DI x 18 ft. TT	
	2	Tanque Separador 2a. Etapa	10 ft. DI x 17 ft. TT	
	2	Tanque Rectificador 1a. Etapa	9 ft. DI x 15 ft. TT	
	2	Tanque Rectificador 2a. Etapa	9 ft. DI x 10 ft. TT	
	2 (1 OP/R)	Enfriador de Vapores Recuperados	720 MBTU/hr	
	2	Tanque de Sucion de Vapores Recuperados	4 ft. DI x 11 ft. TT	

LISTA DE EQUIPO DE PROCESO (CONTINUACION)

ALTERNATIVA	NUMERO DE UNIDADES	SERVICIO	CARACTERISTICA POR UNIDAD
4a. Fase de Implementacion	5 (4 OP/R)	Bomba a Oleoducto 2 Bocas	770 GPM; 261 HP.
	2 (1 OP/R)	Bomba de Inyeccion de Condensados	321 GPM; 17.5 HP.
	2 (1 OP/R)	Compresor Recuperador de Vapores	2.0 MMPCSD; BHP= 352
	3 (2 OP/R)	Tanque de Descarga al Compresor de Gas Aereo	8 ft. DI x 15 ft. TT
	3 (2 OP/R)	Enfriador de Gas Aereo	44125 MBTU/hr
	3 (2 OP/R)	Compresor de Gas Aereo	64.5 MMPCSD; BHP= 3467
	2 (1 OP/R)	Planta Endulzadora	3 MMPCSD
	1	Gasoducto UECH a Complejo Pol	36 0 , L= 31 km.
1a. Fase de Implementacion	1	Oleogasoducto UECH a 3o. oleoducto Nohoch - 2 bocas	24 0 , L= 31 km.
4	2	Tanque Separador 1a. Etapa	12 ft. DI x 18 ft. TT
	2	Tanque Rectificador 1a. Etapa	10 ft. DI x 17 ft. TT
	5 (4 OP/R)	Bomba a Oleoducto 2 Bocas	770 GPM; 261 HP.
	1	Gasoducto UECH a Complejo Pol	36 0 , L= 31 km.

LISTA DE EQUIPO DE PROCESO (CONTINUACION)

ALTERNATIVA	NUMERO DE UNIDADES	SERVICIO	CARACTERISTICA POR UNIDAD
3a. Fase de Implementacion	2	Tanque Separador 1a. Etapa	12 ft. DI x 18 ft. TT
	2	Tanque Separador 2a. Etapa	10 ft. DI x 17 ft. TT
	2	Tanque Rectificador 1a. Etapa	9 ft. DI x 15 ft. TT
	2	Tanque Rectificador 2a. Etapa	3 ft. DI x 10 ft. TT
	2	Enfriador de Vapores Recuperados	4610 MBTU/hr
	2	Tanque de Succión de Vapores Recuperados	4 ft. DI x 11 ft. TT
	2	Compresor Recuperador de Vapores	2.75 MMPCSD; BHP= 605
	5 (4 OP/R)	Bomba a Oleoducto 2 Bocas	770 GPM; 261 HP.
	2 (1 OP/R)	Planta Endulzadora	10 MMPCSD
	1	Gasoducto UECH a Complejo Pol	36" Ø , L= 31 Km.
4a. Fase de Implementacion	2	Tanque Separador 1a. Etapa	12 ft. DI x 18 ft. TT
	2	Tanque Separador 2a. Etapa	10 ft. DI x 17 ft. TT
	2	Tanque Rectificador 1a. Etapa	9 ft. DI x 15 ft. TT
	2	Tanque Rectificador 2a. Etapa	3 ft. DI x 10 ft. TT
	5 (4 OP/R)	Bomba a Oleoducto 2 Bocas	770 GPM; 261 HP.
	2 (1 OP/R)	Bomba de Inyección de Condensados	192.5 GPM; 106 HP.

LISTA DE EQUIPO DE PROCESO (CONTINUACION)

ALTERNATIVA	NUMERO DE UNIDADES	SERVICIO	CARACTERISTICA POR UNIDAD
	2 (1 OP/R)	Modulo de Compresion de Gas de Alta Presion	CAF= 165 MMPCSD BHP= 35000
	2 (1 OP/R)	Planta Endulzadora	10 MMPCSD
	1	Planta Deshidratadora de Gas	110 MMPCSD
	1	Gasoducto UECH a Gasoducto Pol - Atasta	36"Ø , L= 31 Km.

IV.4.4 SERVICIOS AUXILIARES

REQUERIMIENTO DE GAS COMBUSTIBLE Y ENERGIA ELECTRICA

ALTERNATIVA	EQUIPO	UNIDADES	MHPCSD \int	KW \int	
1	TRANSPORTE DE LA MEZCLA UECH A DOS BOCAS	-	No se requiere por tratarse de una tuberia.		
2	TRANSPORTE DE LA MEZCLA UECH AL COMPLEJO POL "A"	-	No se necesitan, ya que solo se utiliza un ducto para el traslado de la mezcla gas - aceite de UECH.		
3	COMPRESION DE GAS EN POL				
	S	Compressor Recuperador de Vapores	2 (1 OP/R)	0.634	-
	E	Compressor de Gas Anargo	3 (2 OP/R)	1.500	-
	P	Bomba de Crudo	5 (4 OP/R)	-	820.000
	A	Bomba de Inyeccion de Condensados	2 (1 OP/R)	-	14.000
	R	Enfriador Recuperador de Vapores	2 (1 OP/R)	-	4.000
	A	Enfriador de Gas Anargo	3 (2 OP/R)	-	463.500

REQUERIMIENTO DE GAS COMBUSTIBLE Y ENERGIA ELECTRICA (CONTINUACION)

ALTERNATIVA		EQUIPO	UNIDADES	MWPCSD/J	KM J/
S	E				
	N	Enfriamiento de DEA	2 (1 OP/R)	-	4,500
	D	Enfriador de Gas Frio	2 (1 OP/R)	-	6,000
	U	Enfriador de Gas Anverso	2 (1 OP/R)	-	4,000
	Z	Reservidor de la Torre Regeneradora	2 (1 OP/R)	0.036	-
	R	Bomba de DEA de A.P.	2 (1 OP/R)	-	4,500
	H	Bomba de DEA de B.P.	2 (1 OP/R)	-	0,600
	I	Bomba de Reflujo de la Torre Regeneradora	2 (1 OP/R)	-	0,008
	N	Compresor de Gas Anverso	2 (1 OP/R)	0.052	-
O					
T O T A L				2.222	1321.108
COMPRESION DE GAS EN UECH					
S	Modulo de Compresion de Gas de A.P.	2 (1 OP/R)	6.800	-	
E	Bomba de Crudo	5 (4 OP/R)	-	820.000	

REQUERIMIENTO DE GAS COMBUSTIBLE Y ENERGIA ELECTRICA (CONTINUACION)

ALTERNATIVA	EQUIPO	UNIDADES	MPCSD/J	KW /J	
4	P				
	R	Bomba de Inyeccion de Condensados	2 (1 OP/R)	-	64.000
	R				
	A	Enfriador Recuperador de Vapores	2 (1 OP/R)	-	4.000
	C				
	I	Interenfriadores del Modulo de Compresion	6 (8 OP/3R)	-	697.000
	O				
	N				
	E				
	N	Enfriador de DEA	2 (1 OP/R)	-	15.000
	D	Enfriador de Gas Frio	2 (1 OP/R)	-	19.000
	U	Enfriador de Gas Fuego	2 (1 OP/R)	-	18.000
	L				
	Z	Rehervidor de la Torre Regeneradora	2 (1 OP/R)	0.120	-
A	Bomba de DEA de A.P.	2 (1 OP/R)	-	14.500	
N	Bomba de DEA de B.P.	2 (1 OP/R)	-	2.000	
I					
E	Bomba de Reflujo de la Torre Regeneradora	2 (1 OP/R)	-	0.080	
N					
T	Compresor de Gas Fuego	2 (1 OP/R)	0.174	-	
O					

REQUERIMIENTO DE GAS COMBUSTIBLE Y ENERGIA ELECTRICA (CONTINUACION)

ALTERNATIVA	EQUIPO	UNIDADES	NWPCSO <u>1/</u>	KW <u>1/</u>	
A	D E S	Enfriador de Heptano	1	-	6.200
	H	Enfriador de DES	1	-	2.300
	I D	Bomba de Reposicion de DES	1	-	0.600
	R	Bomba de Heptano	1	-	0.300
	R T	Bomba de Reflujo de la Regeneradora	1	-	0.400
	A C	Bomba de Reposicion de Heptano	1	-	0.090
	I O	Bomba de Agua Acida	1	-	0.040
	N	Bomba de DES	1	-	20.500
	T O T A L			9.100	1896.500

NOTAS:

1/ Se refiere a todas las unidades en operacion.

En la Deshidratacion se emplea Aceite de Calentamiento.

IV.4.5 REQUERIMIENTOS GLOBALES DE SERVICIOS AUXILIARES

ALTERNATIVA	GAS COMBUSTIBLE MMPCSO	ENERGIA ELECTRICA KW	AGENTES QUIMICOS LPH	ACEITE DE CALENTAMIENTO
1	No existe una demanda como tal, al utilizarse unicamente en esta alternativa el oleoducto de interconexion UECH - Nohoch-2Bocas.			
2	Los requerimientos en este caso son nulos, debido a que las instalaciones utilizadas se integran solo por el oleogasoducto UECH - Pol.			
3	2.22	1202	Antiespumante Q= 44.0 Anticorrosivo Q= 2.3	-
4	9.10	1941	Antiespumante Q= 44.0 Anticorrosivo Q= 2.3	SI

IV.4.6 CONDICIONES DE TRANSPORTE

ALTERNATIVA	DIAMETRO in	LONGITUD Mts.	ORIGEN					DESTINO					
			LUGAR	PRESION PSIA.	TEMPERATURA °F	FLUJO	NO. DE FASES	LUGAR	PRESION PSIA.	TEMPERATURA °F	FLUJO	NO. DE FASES	
1	24	0	UECH	1024	255	191.3 MBPD	2	DOS BOCAS	260	150	191.3 MBPD	2	
	36	96											
2	36	31	UECH	-	-	-	2	POL	-	-	-	-	
3	1a. FASE	24	0	UECH	520	320	53 MBPD	2	DOS BOCAS	180	150	53 MBPD	2
		36	96										
	2a. FASE	24	0	UECH	160	249	141 MBPCSD	GAS	POL	103	190	141 MBPCSD	GAS-COND.
		36	96										
	3a. FASE	24	0	UECH	160	249	101 MBPD	ACEITE	DOS BOCAS	48	30	101 MBPD	ACEIT-GAS
		36	96										
	4a. FASE	24	0	UECH	160	249	150 MBPCSD	GAS	POL	94	195	150 MBPCSD	GAS
		36	96										
	5a. FASE	24	0	UECH	436	232	100 MBPD	ACEITE	DOS BOCAS	17	22	100 MBPD	ACEITE
		36	96										
	6a. FASE	24	0	UECH	160	160	160 MBPCSD	GAS	POL	89	115	160 MBPCSD	GAS
		36	96										
7a. FASE	24	0	UECH	436	238	100MBPD	ACEITE	DOS BOCAS	17	22	100 MBPD	ACEITE	
	36	96											

CONDICIONES DE TRANSPORTE CONTINUACION

ALTERNATIVA	DIAMETRO In	LONGITUD Km.	ORIGEN					DESTINO				
			LUGAR	PRESION PSIA.	TEMPERATURA °F	FLUJO	NO. DE FASES	LUGAR	PRESION PSIA.	TEMPERATURA °F	FLUJO	NO. DE FASES
1a. FASE	24 36	0 96	UECH	520	320	53 MBPD	2	DOS BOCAS	100	100	53 MBPD	2
	36	31		160	249	141 MBPCSD	GAS	POL	103	190	141 MBPCSD	GAS-COMD.
2a. FASE	24 36	0 96	UECH	461	239	101 MBPD	ACEITE	DOS BOCAS	40	30	101 MBPD	ACEITE-GAS
	36	31		160	249	150 MBPCSD	GAS	POL	94	195	150 MBPCSD	GAS
3a. FASE	24 36	0 96	UECH	436	232	100 MBPD	ACEITE	DOS BOCAS	17	22	100 MBPD	ACEITE
	16	33		1215	125	127 MBPCSD	GAS	ATASTA	370	100	127 MBPCSD	GAS
4a. FASE	24 36	0 96	UECH	445	230	100 MBPD	ACEITE	DOS BOCAS	25	30	100 MBPD	ACEITE

IV.4.7 RESUMEN DE GAS Y ACEITE SEPARADOS SOBRE UNA MISMA ALIMENTACION

FLUJOS ALTERNATIVA	ALIMENTACION MBPD 1/	ACEITE SEPARADO MBPD	GAS SEPARADO MMPCSD
1	174	91 2/	173 2/
2	No se realizo el balance de materia y energia por motivos expuestos anteriormente.		
3	174	100 3/	127 3/
4	174	100 3/	159 3/

NOTAS

-127-

1/ MBPD Equivalentes.

2/Aceite y Gas separados en Tierra.

3/Aceite y Gas separados en Mar.

IV. 4.8 RESUMEN DE REQUERIMIENTOS DE EQUIPO E INSTALACIONES

ALTERNATIVA \ EQUIPO	1	2	3	4
TUBERÍA	-	D = 26 L = 31 Km.	D = 26 L = 31 Km.	D = 16 L = 29 Km. D = 36 L = 31 Km.
ENDULZADORA	-	-	3 MMPCSD	10 MMPCSD
DESHIDRATADORA DE GAS	-	-	-	110 MMPCSD
EQUIPO DE COMPRESION	-	-	-	35000 BHP
SISTEMA DE ACEITE TERMICO	-	-	-	BOMBAS Y TANQUES
PLATAFORMA	-	-	TETRAPODO	OCTAPODO

IV.4.9 COMPARACION TECNICA DE ALTERNATIVAS

ALTERNATIVA	VENTAJAS	DESVENTAJAS
1 TRANSPORTAR LA REZCLA UECH A DOS BOCAS PARA SU POSTERIOR PROCESAMIENTO	<ul style="list-style-type: none"> - Aprovechar la Infraestructura Existente en Dos Bocas. - No se requiere Equipo e Instalaciones adicionales. 	<ul style="list-style-type: none"> - Enviar una porcion considerable de gas a quemadores por falta de capacidad de compresion. - No viabiliza, un posible abatimiento de presion. - Continuacion del aceite separado en Pol. - Menor el mayor flujo del aceite (gas y aceite) de todas las alternativas; por consiguiente presenta una caida de presion grande.
2 TRANSPORTE DE LA REZCLA UECH A POL PARA RECONSTRUIR LA CORRESPONDIENTE SEPARACION	<ul style="list-style-type: none"> - Se hace uso de las instalaciones ubicadas en Pol. 	<ul style="list-style-type: none"> - No hay capacidad de separacion para procesar la mezcla gas-aceite de UECH en el campo arribo en Pol "A". - Se requiere un ducto de 36" de diametro con una longitud de 31 Km.
3 COMPRESION DE ONS EN POL	<ul style="list-style-type: none"> - Aprovechar Infraestructura existente en Pol "A" y Dos Bocas. - Un menor numero de Servicios Auxiliares. - Requiere menor cantidad de equipo que la alternativa No. 4. - Implementacion por fases con menor complejidad. - Se considera el declinacion de pазos a lo largo del desarrollo del campo. - No se quedan vapores. - Cubre las caidas de presion experimentadas en el transporte. Entrega dependiendo de la fase de implementacion que se trate, la mezcla, gas o aceite a las condiciones requeridas por las instalaciones de Dos Bocas, Rasteo o Pol. - Flexibilidad permite la politica de implementacion por fases. - Seguridad: <ul style="list-style-type: none"> • Menos equipo sujeto a presion. • Menos fuentes de ignicion. - Construcciones: <ul style="list-style-type: none"> • Menor tiempo de construccion de sub y superestructura (tetrapodo). • Menor tiempo en el montaje del equipo. - Operacion: <ul style="list-style-type: none"> • Menos equipo de proceso y Servicios Auxiliares. - Mantenimiento: <ul style="list-style-type: none"> • Menor numero de equipos a los que hay que dar mantenimiento preventivo y correctivo. 	<ul style="list-style-type: none"> - Procesamiento de gas sujeto a otra intalacion distante (31 Km.). - Capacidad limitada de compresion en Pol a 360 MMPSIG. - Duplica sistemas de recuperacion de vapores en UECH y Pol. - Al disminuir la presion del campo UECH requiere de equipo de compresion de gas para enviarlo a Pol. - Se requiere un ducto de 36" de diametro y una longitud de 31 Km. de UECH a Pol "A". - Construcciones: <ul style="list-style-type: none"> • Se requiere interaccion trampa real. • Preparar instalaciones en Pol. - Operacion: <ul style="list-style-type: none"> • El aprovechamiento del gas producido depende de la operacion de compresion en Pol. • Requiere del equipo de separacion y estabilizacion por aceite en Dos Bocas. • Se requiere de equipo de bombeo del aceite con flexibilidad para incrementar su potencia en un 30% al pasar de la segunda a la tercera fase. • Se requiere flexibilidad en el compresor recuperador de vapores para reducir en 80% su potencia al pasar de la tercera a la cuarta fase. • Se requiere flexibilidad en el enfriador de aire enfriado en la recuperacion de vapores para reducir en un 92% su transferencia de calor al pasar de la tercera a la cuarta fase.
4 COMPRESION DE ONS EN UECH	<ul style="list-style-type: none"> - Permite el manejo del gas producido in situ. - Es autosuficiente en todas sus operaciones para entregar aceite y gas a instalaciones terrestres, al implementar la cuarta fase. - Permite recolectar y comprimir gas de baja presion de otros campos, al aumentar la capacidad de compresion, despues de la tercera fase de implementacion. - Operacion: <ul style="list-style-type: none"> • Es independiente de la plataforma Pol en la cuarta fase de implementacion. - Flexibilidad: <ul style="list-style-type: none"> • Permite la politica de implementacion de fases. 	<ul style="list-style-type: none"> - En la implementacion por fases se requieren dos ductos (D= 26", LR 31 Km.; D= 16", LR 59 Km.). - Requiere de mayor cantidad y complejidad de equipo en un campo producido in situ. - Duplica sistemas de compresion (UECH y Pol). - Operacion: <ul style="list-style-type: none"> • Un mayor numero de equipo demanda mas personal. • Se requiere equipo de bombeo de aceite con flexibilidad para incrementar su potencia en un 30% al pasar de la segunda a la tercera fase. • Se requiere flexibilidad en el enfriador recuperador de vapores para reducir en un 92% su transferencia de calor al pasar de la tercera a la cuarta fase. • Requiere estabilizar el aceite en Dos Bocas durante todas las fases. • Expone las instalaciones de compresion en Pol en la tercera fase. • Requiere mas Servicios Auxiliares. - Construcciones: <ul style="list-style-type: none"> • Requiere abarcar interconexiones en Pol en la tercera fase. • Mayor tiempo de construccion de sub y superestructura (tetrapodo). • Mayor tiempo en el montaje del equipo. - Seguridad: <ul style="list-style-type: none"> • Mas equipo sujeto a presiones altas. • Mas y mayor presion de operacion. • Mas fuentes de ignicion. - Mantenimiento: <ul style="list-style-type: none"> • Mayor numero de equipos a los que hay que dar mantenimiento preventivo y correctivo.

IV.5 ANALISIS ECONOMICO.

IV.5.1 INTRODUCCION.

En el análisis económico los conceptos considerados van encaminados a la inversión que se requiere efectuar para implementar cada alternativa.

El costo de un equipo se ve afectado por una serie de factores que se aplican al costo de compra (Ref. 7). Existen series de gráficas en la literatura a través de las cuales es posible obtener el costo total del equipo incluyendo los elementos relacionados con él.

Para dar una visión más clara, al costo de compra del equipo se le adiciona los factores por concepto del tipo de material de construcción (acero al carbón, hierro, acero inoxidable, etc.) y condiciones de operación del mismo (temperatura o Presión), resultando el costo base (E).

En su instalación y levantamiento se requiere de material directo como son: estructuras de acero, concreto para la cimentación, tubería que interconecta a un equipo con otro, instrumentación, electricidad, aislamiento

y pintura, a todo esto se le conoce como componente de material, los factores (Fm) que se obtienen de gráficas por cada concepto antes mencionado multiplican al costo base (E); se obtiene de esta forma la contribución de cada uno de ellos y la suma da el total de pesos invertidos en estos conceptos (M).

Una vez adquirido el equipo y material directo se necesita de mano de obra para erigirlo en el lugar deseado, surge entonces el concepto de horas-hombre (H-H) que está en función del tipo de material manejado o cantidad de material trabajado.

Los costos del equipo (E), de la mano de obra directa (L) y del material directo (M) constituyen el Costo Directo $CE+M+L$.

Se tienen costos indirectos (CI) integrados por los costos de:

- a) Gastos Generales de Construcción (GGC)
- b) Ingeniería (I)

$$C.I. = GGC + I$$

La aportación de los primeros se determina de acuerdo al costo de mano de obra directa, mientras los --

costos de ingeniería dependen de las características --
propias del equipo.

$$GGC = f(L)$$

$$I = f(E+M)$$

Gastos Generales de Construcción.

Se contempla la supervisión de campo, Equipo de
Construcción (maquinaria pesada), Servicios de Construc
ción y facilidades temporales.

Ingeniería.

Incluye la de proyecto, diseño, servicios de cons
trucción, proceso, adquisición y servicios generales.

La suma de los costos directos e indirectos pro--
porciona el costo base total (CBT): $CBT = CD + CI$ ----

Se tiene otro tipo de costos los llamados adicio--
nales (C.A.) que se dividen en contingencias (C) y ho--
norarios (H), su valor corresponde a un 30 y 3.5 % --
respectivamente del costo base total.

El costo total del Equipo (CTE) resulta de agre--
gar al costo base total los costos adicionales. $C.T.E =$
 $CBT + C.A.$

La información obtenida se refiere a dólares de 1970 para actualizarlos, se emplean índices de costo - tanto de 1970 como de 1988 (extrapolación en este último).

"COSTO DEL TANQUE SEPARADOR PRIMERA ETAPA".

Las dimensiones de diámetro interno igual a 12ft. y longitud tangente-tangente de 18 ft se utilizan como datos de entrada para leer el costo del equipo de compra, el valor encontrado es 10 500.00

Con la presión de operación (P= 170.0 psia) y tipo de material (acero al carbón) se obtienen los factores de ajuste $F_p = 1.1375$ y $F_m = 1.000$ respectivamente.

$$\begin{aligned} \text{Costo del Recipiente} &= \text{Costo del Equipo} * F_p * F_m \\ (E) &= 10500 * 1.1375 * 1 = 11944 \end{aligned}$$

El costo anterior permite determinar los factores del componente material por concepto de tubería, concreto, acero, instrumentos, electricidad, aislamiento y -- pintura, esto es:

CONCEPTO	Fm	CONCEPTO	Fm
Tubería	0.480	Instrumentos	0.125
Concreto	0.075	Electricidad	0.078

CONCEPTO	Fm	CONCEPTO	Fm
Acero	0.052	Aislamiento	0.040
Pintura	0.0080		

El costo del recipiente se multiplica por cada --
uno de los factores, para obtener la contribución en dó
lares de los conceptos.

Dlls. por tubería = $Fm * (E)$

Dlls. por tubería = $0.480 * 11944 = 5733$

CONCEPTO	DLLS.	CONCEPTO	DLLS.
Tubería	5733	Instrumentos	1493
Concreto	896	Electricidad	932
Acero	621	Aislamiento	475
Pintura	99		

La inversión por material directo adicional para
instalar el separador es, por tanto:

$$M = Z \sum_{i=1}^n Fm_i$$

donde:

M - Inversión total por material adicional.

Z - Costo del Recipiente

Fm_i - Factor material por cada concepto

$$M= 11944 (0.48 + 0.075 + 0.052 + 0.0080 + 0.125 + 0.078 + 0.040)$$

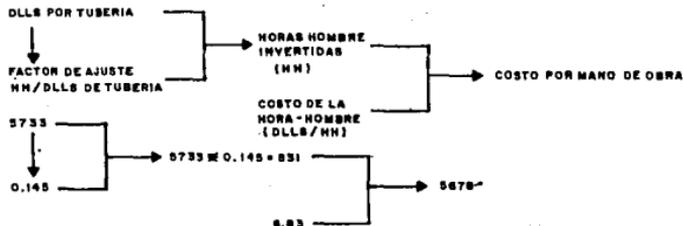
$$M= 10249$$

El costo por mano de obra requerida (L) por los anteriores conceptos para instalar el equipo, se basa en factores de ajuste, el primero se define con el costo del equipo base (E) los demás empleando el valor del material directo adicional de cada concepto.

En la instalación del Equipo:



Para colocar la tubería, concreto, acero, instrumentación, electricidad, aislamiento y pintura, el costo por mano de obra se calcula:



Resultados:

CONCEPTO	DLLS./HH	HH/DLLS C.	DLLS. DEL C.	HH INVERTIDAS.	DLLS.
Instalación del Equipo	6.32	0.028	11944	334	2114
Tubería	6.83	0.145	5733	831	5678
Acero	7.24	0.168	621	104	755
Electricidad	7.01	0.167	932	156	1092
Concreto	6.52	0.337	896	302	1972
Instrumentos	5.79	0.060	1493	90	519
Aislamiento	5.56	0.268	475	128	710
Pintura.	5.28	0.821	99	81	429
				<u>2026</u>	<u>13269</u>

Gastos Generales de Construcción.

Al tener conocimiento de las Horas-Hombre Invertidas totales se procede a determinar los factores de ajuste para la supervisión en campo, facilidades temporales, equipo de construcción y servicios de construcción con objeto de especificar el costo de éstos.

CONCEPTO	HH DIRECTA	DLLS./HH DIRECTA	DLLS.
Supervisión en campo	2026	1.33	2694
Facilidades temporales.	2026	0.20	402
Equipo de construcción.	2026	1.35	2735
Servicio de construcción.	2026	0.87	1773
			<u>7604</u>

Costos de Ingeniería.

Las horas-hombre de Ingeniería dependen de las características del equipo a utilizar, en este caso, las del tanque separador primera etapa.

CONCEPTO.	DLLS/HH INGENIERIA.	HH INGENIERIA.	DLLS.
Proyecto	8.10	300	2430
Diseño	5.95	600	3570
Servicios de Construcción	7.35	20	147
Proceso	5.35	100	535
Adquisición	5.85	60	351
Servicios Generales	5.42	30	<u>163</u>
			7196

Costos Directos:

Costo del Equipo Base (E) + Costo por Material Directo (M) + Costo por Mano de Obra Consumida (L)

$$C.D. = 11944 + 10249 + 13269 = 35462$$

Costos Indirectos:

Ingeniería + Gastos Generales de Construcción.

$$C.I. = I + GGC = 7196 + 7604 = 14800$$

Costo Base Total:

Costos Directos + Costos Indirectos

$$\text{C.B.T.} = \text{C.D.} + \text{C.I.} = 35462 + 14800 = 50262$$

Costos Adicionales:

Contingencias + Honorarios.

Contingencias 5, 10 o 30% del Costo Base Total.

Honorarios 3, 3.5% del Costo Base Total.

$$\text{Contingencias (C)} = 0.30 * 50262 = 15079$$

$$\text{Honorarios (H)} = 0.035 * 50262 = 1759$$

$$\text{C.A} = \text{C} + \text{H} = 15079 + 1759 = 16838$$

Costo del Modulo Total:

Costo Base Total + Costos Adicionales

$$\text{CMT} = \text{CTR} = \text{C.B.T} + \text{C.A.}$$

$$= 50262 + 16838 = 67100 \text{ D6lares de 1970}$$

Costo del Modulo Total Actualizado (C.T.A.)

$$\text{CTA} = \text{CTR} \times \text{IC (1988)} / \text{IC (1970)}$$

IC - Indice de Costo

$$\text{CTA} = (67100 \times 820) / 235 = 234136$$

Consideraci6n: 1 D6lar = 2278 pesos mexicanos.

$$\text{CTA} = 234136 * \frac{2278}{1} = 533 \text{ MM } \$ \text{ M.N.}$$

El procedimiento anterior se aplica a cada uno de

los equipos que integran el proceso, obteniendo el costo total y con ello, la inversión inicial de cada alternativa. Los resultados así logrados están reportados en las tablas que a continuación se presentan.

IV.5.2 COSTO DEL EQUIPO DE PROCESO

NUMBRE DEL EQUIPO	CARACTERISTICA POR UNIDAD	COSTO BASE DEL EQUIPO Olls.	FACTORES DE AJUSTE		COSTO DEL EQUIPO DE PROCESO (E) Dlls.
			Fp PRESION	F'm TIPO DE MATERIAL	
a) Tanque Separador 1a. Etapa (H) (1)	12 ft. DI x 18 ft. TT	10500	1.1375	1.0000	11944
b) Tanque Separador 2a. Etapa (H) (1)	10 ft. DI x 17 ft. TT	7500	1.0000	1.0000	7500
c) Tanque Rectificador 1a. Etapa (V) (1)	9 ft. DI x 15 ft. TT	10500	1.1375	1.0000	11944
d) Tanque Rectificador 2a. Etapa (V) (1)	3 ft. DI x 10 ft. TT	2500	1.0000	1.0000	2500
e) Tanque de Vapores Recuperados (V) (1)	4 ft. DI x 11 ft. TT	3600	1.0000	1.0000	3600
f) Tanque de Descarga al Compresor de Gas Aarugo (V) (1)	8 ft. DI x 15 ft. TT	9000	1.1500	1.0000	10350
g) Bomba de Aceite a Oleoducto Dos Bozas	770 GPM; P = 407 psi BHP= 304.5; = 0.6	8900	1.0000	1.3600	12282
h) Bomba de Inyeccion de Condensados (3)	321 GPM; P = 65 psi BHP= 20.4; = 0.95	1900	1.0000	1.3600	2622
i) Motor Electrico para La Bomba de Aceite	BHP= 320.5; = 0.95	9000	1.0000	1.0000	9000
j) Motor Electrico para La Bomba de Condensados (3)	BHP= 21.5; = 0.95	600	1.0000	1.0000	600
k) Compresor de Vapores Recuperados (1)	2.75 MMPCSD; BHP= 605 = 0.7	44000	1.0000	Fa= 20000 (5)	64000
l) Turbina de Gas para el Compresor de Vapores Recuperados (2)	BHP= 1984; = 0.61	190000	1.0000	1.0000	150000
m) Compresor de Gas Aarugo	64.5 MMPCSD; BHP= 3467 = 0.7	190000	1.0000	Fa= 19000 (5)	209000
n) Turbina de Gas para el Compresor de Gas Aarugo (2)	BHP= 9906; = 0.7	500000	1.0000	1.0000	500000
o) Bomba de Inyeccion de Condensados (4)	192.5 GPM; P = 850 psi BHP= 159; = 0.6	19000	1.3200	1.3600	34610
p) Motor Electrico para la Bomba de Condensados(4)	BHP= 167; = 0.95	4600	1.0000	1.0000	4600

NOTAS

- (1) Indica la posicion del Recipiente (V) vertical y (H) horizontal.
- (2) Una sola Turbina este acoplada a dos unidades de Compresion.
- (3) Equipo empleado en la Tercera Alternativa (centrifuga).
- (4) Equipo empleado en la Cuarta Alternativa (reciprocante)
- (5) Es el costo del equipo auxiliar de la asquineria de compresion como son los Interenfriadores, la cantidad este reportada en dolares y su sola el costo base del equipo.

IV.5.3 COSTO POR MATERIAL DIRECTO ADICIONAL PARA INSTALAR EL EQUIPO DE PROCESO

EQUIPO	(a)		(b)		(c)		(d)		(e)		(f)	
	Fm	Dlts.										
Tuberia	0.480	5733	0.560	4200	0.640	7644	0.700	1750	0.680	2584	0.650	6727
Concreto	0.075	896	0.095	712	0.100	125	0.135	337	0.130	494	0.114	1180
Acero	0.052	621	0.055	412	0.105	1254	0.130	325	0.125	475	0.105	1067
Instrumentacion	0.125	1493	0.140	1050	0.125	1493	0.197	494	0.185	703	0.158	1635
Electricidad	0.078	932	0.085	637	0.082	979	0.104	260	0.099	376	0.085	860
Aislamiento	0.040	473	0.041	308	0.061	729	0.065	162	0.064	242	0.061	636
Pintura	0.008	93	0.088	660	0.002	21	0.002	5	0.002	8	0.002	18
T O T A L		10249		7979		12245		3339		4682		12163

EQUIPO	(g) M		(h) M		(k) MM		(m) MM		(o) M	
	Fm	Dlts.	Fm	Dlts.	Fm	Dlts.	Fm	Dlts.	Fm	Dlts.
Tuberia	0.389	4704	0.420	1101	0.120	7680	0.100	20900	0.360	12460
Concreto	0.037	454	0.047	124	0.029	1856	0.017	3657	0.034	1177
Acero	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Instrumentacion	0.079	896	0.091	239	0.016	1005	0.014	2863	0.064	2215
Electricidad	0.328	4028	0.875	363	0.064	4096	0.054	11286	0.300	10383
Aislamiento	0.055	675	0.078	204	-	-	-	-	0.042	1454
Pintura	0.008	102	0.010	26	-	-	-	-	0.007	260
T O T A L		10859		2677		14637		38706		27949

NOTAS:

- M Incluye la bomba y su respectivo impulsor.
- MM Considera el impulsor del equipo de Compresion.

VI.5.4 COSTO POR MANO DE OBRA CONSUMIDA PARA INSTALAR EL EQUIPO DE PROCESO

EQUIPO CONCEPTO	Dils.	(a)				(b)				(c)			
	H-H	HM/Dils	PIDils.	PIHM I.	Dils.	HM/Dils	PIDils.	PIHM I.	Dils.	HM/Dils	PIDils.	PIHM I.	Dils.
Instalacion del Equipo	6.32	0.028	11944	334	2114	0.031	7500	232	1469	0.031	11944	376	2379
Tuberia	6.83	0.145	5733	831	5678	0.147	4200	619	4231	0.149	7644	1093	7466
Concreto	6.52	0.337	896	302	1972	0.340	712	242	1578	0.357	125	45	291
Acero	7.24	0.168	621	104	755	0.170	412	70	507	0.160	1254	201	1453
Instrumentacion	5.79	0.060	1493	30	519	0.065	1052	63	395	0.060	1493	30	519
Electricidad	7.01	0.167	932	156	1092	0.167	637	107	748	0.167	979	163	1146
Aislamiento	5.56	0.268	475	128	710	0.269	309	83	461	0.268	729	195	1087
Pintura	5.28	0.821	99	81	429	0.807	660	539	2812	0.835	21	17	92
TOTAL				2026	19269			1954	12201			2180	14432

EQUIPO CONCEPTO	Dils.	(d)				(e)			
	H-H	HM/Dils	PIDils.	PIHM I.	Dils.	HM/Dils	PIDils.	PIHM I.	Dils.
Instalacion del Equipo	6.32	0.035	2500	87	553	0.033	3800	127	804
Tuberia	6.83	0.158	1750	275	1897	0.154	2500	397	2713
Concreto	6.52	0.347	837	117	762	0.344	494	170	1110
Acero	7.24	0.167	325	54	993	0.166	475	79	572
Instrumentacion	5.79	0.069	494	34	197	0.066	703	46	267
Electricidad	7.01	0.170	260	44	310	0.169	376	63	445
Aislamiento	5.56	0.270	162	44	243	0.269	242	65	362
Pintura	5.28	0.844	5	4	22	0.843	8	7	36
TOTAL				662	4977			954	6309

NOTAS:

Dils./H-H : Costo de la Hora Hombre.
 HM/Dils. P : Horas Hombre requeridas por cada dolar del costo del Equipo.
 Dils. P. : Costo del Equipo.
 HM I. : Horas Hombre Invertidas.
 Dils. : Costo por Mano de Obra Consumida.

COSTO POR MANO DE OBRA CONSUMIDA PARA INSTALAR EL EQUIPO DE PROCESO (CONTINUACION).

EQUIPO CONCEPTO	(g)				(h)				(k) (l)							
	Dlls.	H-H	HH/Dlls.	PI/Dlls.	PIHH I.	Dlls.	H-H	HH/Dlls.	PI/Dlls.	PIHH I.	Dlls.	H-H	HH/Dlls.	PI/Dlls.	PIHH I.	Dlls.
Instalacion del Equipo	6.32	0.029	12282	282	1785	0.027	2622	70	446	-	-	64000	-	-	-	-
Tuberia	6.83	0.147	4704	694	4739	0.161	1101	177	1212	0.143	7680	1090	7501	-	-	-
Concreto	6.52	0.345	454	157	1021	0.357	124	44	269	0.391	1656	614	4005	-	-	-
Acero	7.24	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Instrumentacion	5.79	0.065	896	59	340	0.074	239	18	102	0.065	1005	65	378	-	-	-
Electricidad	7.01	0.164	4028	661	4634	0.167	969	164	1150	0.163	4096	668	4680	-	-	-
Aislamiento	5.56	0.268	675	181	1006	0.269	204	55	306	-	-	-	-	-	-	-
Pintura	5.26	0.820	102	84	443	0.834	26	22	114	-	-	-	-	-	-	-
TOTAL				2118	13968			550	3619			2445	16564			

EQUIPO CONCEPTO	(m) (1)				(n) (1)						
	Dlls.	H-H	HH/Dlls.	PI/Dlls.	PIHH I.	Dlls.	H-H	HH/Dlls.	PI/Dlls.	PIHH I.	Dlls.
Instalacion del Equipo	6.32	-	209000	-	-	0.020	34610	709	4484	-	-
Tuberia	6.83	0.135	20900	2821	19271	0.139	12460	1792	11829	-	-
Concreto	6.52	0.323	1657	1181	7701	0.337	1177	397	2586	-	-
Acero	7.24	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Instrumentacion	5.79	0.059	2863	169	978	0.057	2215	126	731	-	-
Electricidad	7.01	0.158	11285	1783	12540	0.159	10383	1651	11579	-	-
Aislamiento	5.56	-	-	-	-	0.267	1454	368	2159	-	-
Pintura	5.26	-	-	-	-	0.815	260	212	1119	-	-
TOTAL				5960	40490			5215	34481		

NOTAS:

Dlls./H-H : Costo de la Hora Hombre.

HH/Dlls. P. : Horas Hombre requeridas por cada dolar del costo del Equipo.

Dlls. P. : Costo del Equipo.

PIHH I : Horas Hombre Invertidas.

Dlls. : Costo por Mano de Obra Consumida.

(1) En el costo este incluido el Impulsor correspondiente.

10.5.5 GASTOS GENERALES DE CONSTRUCCION

EQUIPO		(a)			(b)			(c)		
CONCEPTO	Dlts./HH dir	HH directas	Dlts.	Dlts./HH dir	HH directas	Dlts.	Dlts./HH dir	HH directas	Dlts.	
Supervision en Campo	1.33	2026	2694	1.325	1954	2608	1.328	2180	2593	
Facilidades Temporales	0.20	2026	402	0.199	1954	989	0.198	2180	457	
Equipo de (*)	1.35	2026	2795	1.354	1954	2690	1.356	2180	2956	
Servicios de Construccion	0.82	2026	1773	0.875	1954	1710	0.875	2180	1907	
T O T A L			7604			7957			7891	

EQUIPO		(d)			(e)			(f)		
CONCEPTO	Dlts./HH dir	HH directas	Dlts.	Dlts./HH dir	HH directas	Dlts.	Dlts./HH dir	HH directas	Dlts.	
Supervision en Campo	1.360	662	900	1.350	954	1298	1.326	2296	3044	
Facilidades Temporales	0.201	662	133	0.200	954	191	0.198	2296	456	
Equipo de (*)	1.380	662	913	1.370	954	1307	1.347	2296	3092	
Servicios de Construccion	0.878	662	581	0.877	954	837	0.875	2296	2008	
T O T A L			2527			2623			2604	

NOTAS

Dlts./HH directa: Valor que tiene cada HH directa.

HH directas: Horas Hombre Directas Requeridas por el Concepto.

(*) Se refiere a la maquinaria pesada para instalar el equipo de Proceso.

GASTOS GENERALES DE CONSTRUCCION (CONTINUACION)

EQUIPO CONCEPTO	(g) (+)			(h) (+)			(i) (+)		
	Dlts./HH dir	HH directas	Dlts.	Dlts./HH dir	HH directas	Dlts.	Dlts./HH dir	HH directas	Dlts.
Supervision en Campo	1.328	2118	2813	1.262	550	749	1.325	2445	3240
Facilidades Temporales	0.198	2118	421	0.201	550	111	0.198	2445	485
Equipo de (M)	1.949	2118	2857	1.903	550	761	1.346	2445	3241
Servicios de Construccion	0.875	2118	1859	0.878	550	489	0.874	2445	2120
T O T A L			7944			2104			9154
EQUIPO CONCEPTO	(m) (+)			(n) (+)					
	Dlts./HH dir	HH directas	Dlts.	Dlts./HH dir	HH directas	Dlts.			
Supervision en Campo	1.300	5960	7748	1.302	5215	6790			
Facilidades Temporales	0.197	5960	1176	0.197	5215	1030			
Equipo de (M)	1.920	5960	7867	1.322	5215	6894			
Servicios de Construccion	0.870	5960	5197	0.872	5215	4548			
T O T A L			21900			19262			

NOTAS

Dlts./HH directas: Valor que tiene cada HH directa.
 HH directa: Hora Hombre Requeridas por el Concepto.
 (M) Se refiere a la maquinaria pesada para instalar el Equipo de Proceso.
 (+) Considera el costo del impulsor (motor electrico o turbina).

IV.5.6 COSTOS DE INGENIERIA

EQUIPO \ CONCEPTO	Dils./HH de Ingeniería	(a)		(b)		(c)		(d)	
		HH Ing.	Dils.						
Proyecto	8.10	300	2490	300	2490	260	2106	260	2106
Diseño	5.95	600	3570	600	3570	900	5355	900	5355
Servicios de Construcción	7.95	20	147	20	147	28	206	28	206
Proceso	5.35	100	535	100	535	165	883	165	883
Adquisición	5.85	60	351	60	351	200	1170	200	1170
Servicios Generales	5.42	30	163	30	163	40	217	40	217
T O T A L			7196		7196		9937		9937
EQUIPO \ CONCEPTO	Dils./HH de Ingeniería	(e)		(f)		(g) (1)		(h) (1)	
		HH Ing.	Dils.						
Proyecto	8.10	260	2106	260	2106	60	486	60	486
Diseño	5.95	900	5355	900	5355	90	535	90	535
Servicios de Construcción	7.95	28	206	28	206	7	51	7	51
Proceso	5.35	165	883	165	883	17	91	17	91
Adquisición	5.85	200	1170	200	1170	6	35	6	35
Servicios Generales	5.42	40	217	40	217	10	54	10	54
T O T A L			9937		9937		1252		1252
EQUIPO \ CONCEPTO	Dils./HH de Ingeniería	(k) (2)		(m) (2)		(o) (1)			
		HH Ing.	Dils.	HH Ing.	Dils.	HH Ing.	Dils.		
Proyecto	8.10	300	2490	300	2490	60	486		
Diseño	5.95	1000	5950	1000	5950	90	535		
Servicios de Construcción	7.95	4	29	4	29	7	51		
Proceso	5.35	300	1605	300	1605	17	91		
Adquisición	5.85	190	1111	190	1111	6	35		
Servicios Generales	5.42	90	488	90	488	10	54		
T O T A L			11613		11613		1252		

NOTAS:

- (1) Considera las Horas Hombre de Ingeniería Invertidas en el motor eléctrico de la Bomba.
- (2) Contempla Horas Hombre necesarias para la turbina del Compresor.

IV.5.7 COSTOS DIRECTOS

EUQUIPO	COSTO DEL EQUIPO: DE PROCESO (E) Dlls.	COSTO POR MATERIAL DIRECTO: (M) Dlls.	COSTO POR MANO DE OBRA CONSUMIDA: (L) Dlls.	COSTO DIRECTO CD= E + M + L (CD) Dlls.
(a)	11944	10249	13269	35462
(b)	7500	7979	12201	27680
(c)	11944	12245	14432	38621
(d)	2500	3333	4377	10210
(e)	3000	4882	6309	14991
(f)	10350	12163	15156	37669
(g)	12282	10659	13960	37109
(h)	2622	2677	3619	8918
(i)	9000	- 1/	- 1/	9000
(j)	600	- 1/	- 1/	600
(k)	64000	14637	16564	95201
(l)	150000	- 1/	- 1/	150000
(m)	209000	38706	40490	288196
(n)	500000	- 1/	- 1/	500000
(o)	31510	27947	34481	97040
(p)	4800	- 1/	- 1/	4800

NOTAS:

1/El valor correspondiente esta incluido en el equipo a ser accionado por el motor o turbina de gas, dependiendo del caso.

IV.5.6 COSTOS INDIRECTOS

EQUIPO	GASTOS GENERALES DE CONSTRUCCION (GGC) Dlls.	COSTOS DE INGENIERIA (I) Dlls.	COSTOS INDIRECTOS CI= GGC + I (CI) Dlls.
(a)	7604	7196	14800
(b)	7357	7196	14553
(c)	7891	9937	17828
(d)	2527	9937	12464
(e)	3623	9937	13560
(f)	8604	9937	18541
(g)	7944	1252	9196
(h)	2104	1252	3356
(k)	9154	11613	20767
(m)	21988	11613	33601
(s)	19262	1252	20514

IV.5.9 COSTO BASE TOTAL

EQUIPO	COSTOS DIRECTOS (CD) D11#.	COSTOS INDIRECTOS (CI) D11#.	COSTO BASE TOTAL CBT= CD + CI D11#.
(a)	35462	14900	50262
(b)	27690	14553	42233
(c)	36621	17828	56449
(d)	10210	12464	22674
(e)	14991	13560	28551
(f)	37669	18541	56210
(g)	37109	9136	46305
(h)	8918	3356	12274
(i)	9000	-	9000
(j)	600	-	600
(k)	95201	20767	115968
(l)	150000	-	150000
(m)	288196	33601	321797
(n)	500000	-	500000
(o)	97040	20514	117554
(p)	4800	-	4800

IV.5.10 COSTOS ADICIONALES

a) Contingencias (30% del Costo Base).

b) Honorarios (3.5% del Costo Base).

Costo Total del Modulo = CBT + C + H

EQUIPO	COSTO BASE TOTAL (CBT) Dlrs.	CONTINGENCIAS (C) Dlrs.	HONORARIOS (H) Dlrs.	COSTO TOTAL DEL MODULO (CTOM) Dlrs. <u>1/</u>
(a)	50262	15079	1759	67100
(b)	42233	12670	1478	56381
(c)	56449	16935	1976	75360
(d)	22674	6802	794	30270
(e)	26551	8565	999	36115
(f)	56210	16863	1967	75040
(g)	46305	13891	1621	61817
(h)	12274	3682	430	16386
(i)	9000	2700	315	12015
(j)	600	180	21	801
(k)	115968	34790	4059	154817
(l)	150000	45000	5250	200250
(m)	321797	96539	11263	429599
(n)	500000	150000	17500	667500
(o)	117554	35266	4114	156934
(p)	4800	1440	168	6408

1/ Valores referidos al Año de 1970 (con dolares de 1970).

IV.5.11 COSTOS DEL MODULO TOTAL

El indice de costo reportado para equipos industriales correspondientes a 1970 es 295, mientras que para el año de 1988 es de alrededor de 820. Los indices de costos anteriores permiten actualizar los costos totales de cada modulo (costo del equipo mas gastos adicionales) mediante la siguiente expresion:

$$CTA = CTR \times IC (1988) / IC (1970)$$

donde:

CTA.- Costo Total Actualizado (1988).

CTR.- Costo Total Referido a 1970.

IC.- Indice de Costo.

NO. DE UNIDADES REQUERIDAS	EQUIPO	COSTO DEL MODULO TOTAL	COSTO DEL MODULO TOTAL	COSTO DEL MODULO	MM \$ M. N. 2/
		Dols. DE 1970	Dols. DE 1988	MM \$ M. N. 1/	
2	(a)	67100	234136	533	1066
2	(b)	56381	196734	448	896
2	(c)	75360	262958	599	1198
2	(d)	30270	105623	241	482
2	(e)	38115	132997	303	606
2	(f)	75040	261842	596	1788
2	(g)	61817	215702	491	2455
2	(h)	16386	57177	130	260
4	(i)	12015	41925	95	380
1	(j)	801	2795	6	6
2	(k)	154817	540212	1231	2462
1	(l)	200250	698745	1592	1592
3	(m)	429599	1499026	3415	10245
1	(n)	667500	2329149	5306	5306
2	(o)	156934	547599	1247	2494
1	(p)	6408	22360	51	51

NOTAS:

1/ Por unidad (1 Dolar = 2278 pesos mexicanos).

2/ Considera el Numero Total de Unidades Requeridas en el Proceso.

IV.5.12 COSTOS DE DUCTOS Y PLANTAS AUXILIARES

CONCEPTO	CARACTERISTICA	COSTO TOTAL D.D.S.	COSTO TOTAL M.E.M.N.
GASODUCTO (1) POL - UECH	$\phi = 36$ L = 31 Km.	59513169	135571
GASODUCTO (1) UECH - ATASTA	$\phi = 16$ L = 22 Km.	32021167	72967
PLANTA ENDULZADORA	3 MMPCSD	463320	1060
PLANTA ENDULZADORA	10 MMPCSD	957657	2192
PLANTA DESHIDRATADORA DE GAS	110 MMPCSD	508780	1159
MODULO DE COMPRESION DE GAS	CAP = 165 MMPCSD BHP = 35000	21481562	48995
E S T R U C T U R A	TETRAPODO	-	5371115
	OCTAPODO	-	12132572

(1) Incluye: Adquisición de Tubería, Letrado, Transporte, Tendido y Enterrado
 NOTA: La información mostrada en la tabla IV.5.12, fue obtenida por paquete
 , es decir, no se efectuó el desglose en equipo de las plantas mencionadas.

IV.5.13 COMPARACION ECONOMICA DE ALTERNATIVAS

ALTERNATIVA	EQUIPO	UNIDADES	COSTO/UNIDAD M \$ M. N.	COSTO GLOBAL M \$ M. N.	
1	-	-	-	-	
2	Oleoducto UECH - Pol	1	18571	18571	
T O T A L				18571	
3	1a. FASE DE IMPLEMENTACION	-	-	-	
		Tanque Separador 1a. Etapa	2	539	1066
		Tanque Rectificador 1a. Etapa	2	599	1198
		Bomba e Oleoducto 2 Bocas	5	491	2455
	2a. FASE DE IMPLEMENTACION	Motor Electrico 320.5 SHP	4	95	380
		Planta Endulzadora SHWPCSD	1	1060	1060
		Gasoducto UECH - Pol	1	18571	18571
		Estructura - Tetrapodo	1	12691	12691
	S U B T O T A L				154421
		Tanque Separador 2a. Etapa	2	448	896
2a. FASE DE IMPLEMENTACION	Tanque Rectificador 2a. Etapa	2	241	482	
	Tanque de Succion de Vapores Recuperados	2	303	606	

COMPARACION ECONOMICA DE ALTERNATIVAS (CONTINUACION)

ALTERNATIVA	EQUIPO	UNIDADES	COSTO/UNIDAD M\$ M. N.	COSTO GLOBL. M\$ M. N.	
	Compresor Recuperador de Vapores 2/ 1/	2	1281	2462	
	Turbina de Gas 1984 BHP.	1	1892	1892	
	SUBTOTAL			6098	
	3	Boomba de Inyeccion de Condensados	2	130	260
		Tanque de Descarga al Compresor de Gas Asargo	3	596	1788
Compresor de Gas Asargo 2/ 1/		3	3418	10248	
Turbina de Gas 9906 BHP.		1	5306	5306	
Motor Electrico 21.5 BHP.		1	6	6	
SUBTOTAL			17608		
T O T A L				178064	
4	1a. FASE DE IMPLEMENTACION	-	-	-	
	Tanque Separador 1a. Etapa	2	533	1066	
	Tanque Rectificador 1a. Etapa	2	599	1198	
	2a. FASE DE IMPLEMENTACION				
	Boomba a Oleoducto 2 Bocas 1/	5	491	2455	
Motor Electrico 320.5 BHP.	4	95	380		

COMPARACION ECONOMICA DE ALTERNATIVAS (CONTINUACION)

ALTERNATIVA	EQUIPO	UNIDADES	COSTO/UNIDAD MÍ S M. N.	COSTO GLOBAL MÍ S M. N.
	Planta Enduzadora 1044PCSD	1	2182	2182
	Gasoducto UECH - Pol	1	195571	195571
	Estructura - Octapoda	1	27628	27628
SUBTOTAL				170490
3a. FASE DE IMPLEMENTACION	Tanque Separador 2a. Etapa	2	448	896
	Tanque Rectificador 2a. Etapa	2	241	482
	Compresor Recuperador de Vapores 1/ 2/	2	1231	2462
	Turbina de Gas 1984 BHP.	1	1592	1592
	Tanque de Succión de Vapores Recuperados	2	303	606
SUBTOTAL				6038
4a. FASE DE IMPLEMENTACION	Bomba de Inyeccion de Condensados	2	1247	2494
	Motor Electrico de la Bomba de Inyeccion de Condensados	1	51	51
	Modulo de Compresion de gas de Alta Presion	1	48935	48935
	Planta Deshidratadora de Gas	1	1159	1159
SUBTOTAL				52639
TOTAL				229147

NOTAS:

- 1/ Incluye mano de obra, Material Directo, Bases Generales de Construcción y Costos de Ingeniería de su Impulsor.
- 2/ Contempla el costo del enfriador de aire relacionado con dicho equipo.

Como se puede ver en todas las tablas excepto la IV.5.13 (Comparación Económica de Alternativas) los valores están expresados en dólares, esto se debe, a que la fuente de donde se extrajeron; los reporta en dicha moneda (Ref. 7).

V. SELECCION DE LA ALTERNATIVA MAS VIABLE.

V.1. INTRODUCCION.

Decisiones: cómo escoger entre varias alternativas.

V.1.1 El proceso de decisión

Una de las dificultades más grandes a la que se enfrenta un ingeniero es la de tomar una decisión correcta. De una decisión dependerán muchos esfuerzos, mucho trabajo y una suma considerable de dinero. Como por lo general no se tiene a la mano toda la información que ayuda a tomar una decisión correcta, es necesario hacer suposiciones y evaluaciones que se aproximen lo más posible a la realidad.

En un estudio técnico-económico son tres los elementos que intervienen para tomar una decisión:

- 1.- Las posibles alternativas.
- 2.- Los beneficios que se van a obtener.
- 3.- Las dificultades de llevar a cabo o implemen-

C A P I T U L O V

tar la decisión.

Las alternativas son necesarias, ya que sin ellas sólo queda un camino que seguir y no hay posibilidad de escoger ó decidir. Los beneficios que se piensan obtener están ligados estrechamente a las alternativas, es decir, que cada beneficio es una función de su correspondiente alternativa. Finalmente, la dificultad de implementar cada alternativa debe ser una de las normas que se apliquen en el proceso de decisión para poder seleccionar aquélla que dé una solución más viable a el problema.

Por lo anterior es posible escribir la siguiente relación:

$$Ad = f(An, Ba, Ia)$$

en donde :

Ad = Alternativa decidida o por la que se opta

An = Conjunto de alternativas.

Ba = Beneficio de cada alternativa.

Ia = Dificultad de Implementación.

Se puede combinar el beneficio de cada alternativa con la dificultad de implementación de una manera tabular como se ve en la fig. 5.A

	B1	B2 ...	Bn
I1	B1 I1	B2 I1 ...	BnI1
I2	B1 I2	B2 I2 ...	BnI2
...
In	B1 In	B2 In ...	BnIn

Fig. 5.A Los beneficios y la dificultad de implementación se combinan para obtener una evaluación de las alternativas.

Otorgando ciertos valores numéricos a cada beneficio y a cada dificultad de implementación se puede obtener aquella alternativa que más se acerque a las condiciones ideales.

V.1.2 La naturaleza de una decisión.

Existen dos tipos de elementos que se deben tomar en cuenta para efectuar una decisión: Los elementos cuantificables y los no cuantificables.

Los elementos que se pueden cuantificar fácilmente, tales como el consumo de un automóvil, el rendimiento de un motor, la capacidad de carga de un avión, el precio de una bomba de agua; estos son elementos que se denominarán "A". Con estos factores "A" no se tiene mucho problema para decidir entre varias alternativas, basta solamente comparar magnitudes para obtener una alternativa adecuada. Los otros elementos, que se llamarán "E" son aquéllos que no pueden cuantificarse con tanta facilidad, por ejemplo: la comodidad de asiento de avión, la seguridad de un vehículo, el prestigio de una marca, las ventajas políticas de un proyecto, la influencia de un conjunto urbano, etc.

Sin embargo, para poder efectuar una selección entre varias alternativas es necesario, muy a menudo, tomar en cuenta tanto los factores "A" como los factores "E", es decir, que nuestra función debe representar ambos elementos, o sea.

$$F_c = \Sigma (A+E)$$

Se suman los elementos porque el conjunto representa la alternativa total o real. No se pueden consi-

siderar los elementos "A" sin dejar de considerar también los elementos "E".

V.1.3 Decisiones para seleccionar.

Cuando se presentan varias alternativas entre las cuales se debe seleccionar, es necesario establecer un patrón común contra el cual medirlas, a fin de poder compararlas y optar por una de ellas. Este patrón que -- sirve para medir las distintas alternativas se denomina "criterio".

En la sección V.1.1 se vio un tipo de criterio -- denominado "beneficio" que produce cada alternativa. En la sección V.1.2 se empleó un poco más este concepto encaminando los factores A y E y llegamos a un resultado que es la función representada como

$$F_c = \Sigma(A+E)$$

En esta sección se amplía y desarrolla esta función.

LA FUNCION DE CRITERIO.

Para poder comparar distintas alternativas, se -

ha dicho que es necesario medirlas contra un patrón común, es decir, un criterio. Los elementos A y E son criterios; aquéllos que se pueden cuantificar de inmediato (los criterios A) son del orden científico. Y los que no pueden cuantificarse de inmediato (los criterios E) - y, en algunos casos nunca, son del orden humano.

Para tratar de cuantificar los criterios E, a menudo es necesario usar un enfoque probabilístico, por ejemplo: si deseamos saber en qué dirección va el crecimiento de la ciudad, o cuál será la demanda de asientos en un avión, o qué posibilidad de supervivencia existe después del impacto de un automóvil que corre a 30 km/hr se hará uso de métodos que permitan cuantificar los criterios.

Es posible escribir la función de criterio como sigue:

$$F_c = \sum A_i X_i$$

donde

A_i = Al peso o valor dado a cada alternativa.

X_i = Al peso o valor dado a cada criterio.

El principal objetivo, al seleccionar entre diferentes alternativas, debe ser encontrar aquella solución al problema que satisfaga más ampliamente los requisitos antes establecidos. Estos requisitos son los criterios que se usan en la selección.

Es decir, que la función F_c debe ser máxima o mínima, según el caso.

Si se habla de eficiencia debe tratarse de que la función sea máxima:

$$F_c = \sum A_i X_i \rightarrow \text{máxima}$$

Si se habla de costo, la función deberá ser mínima. Aquí se plantea un problema de definiciones, o más claramente, de especificaciones precisas de los criterios. El objetivo puede ser un costo mínimo y en ese caso se usará una F_c mínima; o puede ser una economía máxima, y en ese caso la F_c debe ser máxima. Por lo tanto, es necesario describir claramente los criterios para no tener problemas posteriores de selección.

Los valores A_i y X_i tienen ciertas restricciones que

permiten comparar con mayor eficiencia las alternativas. El peso de las alternativas deberá estar comprendido entre cero y uno, estableciendo una condición semejante para los valores X_i .

$$0 \leq A_i \leq 1 \quad \text{y} \quad \sum A_i = 1$$

$$0 \leq X_i \leq 1$$

Y la asignación de valores de X_i se hará de la siguiente manera: mientras más importante sea el criterio, más grande será el valor de X_i , de tal manera que aquel criterio que no sea importante, o que se pueda ignorar, tendrá un valor $X_i = 0$ y el criterio más importante de todos tendrá un valor máximo $X_i = 1$.

La función de criterio tomará la forma siguiente para la alternativa 1.

$$F_c1 = (A_1X_1 + A_1X_2 + A_1X_3 + \dots + A_iX_i)$$

Para la alternativa 2

$$F_c2 = (A_2X_1 + A_2X_2 + A_2X_3 + \dots + A_iX_i)$$

y así sucesivamente

Una vez terminada de evaluar todas las alternativas, se comparan las distintas F_c y aquella que tenga el

valor máximo o mínimo, según nuestro enfoque, es la que representa la alternativa seleccionada.

La selección de los criterios debe hacerse con sumo cuidado para estar seguros de que la función de criterios representa el verdadero valor de cada alternativa. Es además necesario asignar los valores de A_i según un razonamiento y revisar éste cuantas veces sea necesario, modificando conjuntamente los valores de A_i hasta alcanzar una estabilidad en cada criterio, asegurando así la representación más adecuada de cada alternativa.

En los capítulos precedentes se mencionaron criterios, que en esta parte del trabajo son necesarios retomar, al considerarse patrones comunes contra los cuales se pueden medir las alternativas, a fin de poder -- compararlas y optar por una de ellas. La cual debe satisfacernos ampliamente los requisitos establecidos en el presente trabajo. Estos requisitos son los criterios -- que se usan en la selección.

Además empleando la información de la tabla del Capítulo IV sobre ventajas y desventajas que implica -- cada alternativa técnicamente y los resultados obtenidos

del análisis económico se procede a desarrollar la función criterio (F_c) para cada una de ellas. Una vez terminadas de evaluar todas las alternativas, se comparan las distintas F_c y aquélla que tenga el valor máximo, - es la que representa la alternativa a elegir.

V.2 DETERMINACION DE LOS CRITERIOS A EMPLEAR EN LA SELECCION DE LA ALTERNATIVA MAS IDONEA.

Económica (C1)- menor inversión inicial, costos de mantenimiento y operación.

Flexibilidad (C2)- Favorece la modulación e implementación por fases de acuerdo al comportamiento propio del yacimiento (Declinación de Presión).

No quemar Vapores (C3)- Ahorro de Energía y su aprovechamiento máximo.

Servicios Auxiliares (C4)- De integración, autosuficientes y mínimos.

Infraestructura (C5).- Se inclina por el máximo aprovechamiento de las instalaciones disponibles.

Espacio (C6).- Mínimo espacio a ocupar costera afuera, por lo que se recomiendan procesos que utilicen un número menor de equipos, cumpliendo con la operación establecida.

Seguridad (C7).- Tiende a procesos que operen a condiciones lo más cercanas a las ambientales, fo-

mentándose la disminución de fuentes peligrosas.

V.3 ASIGNACION DE VALORES A LAS ALTERNATIVAS.

Se asignan ciertos valores a cada alternativa. En este caso, se puede observar en las tablas siguientes que los valores se van modificando de acuerdo a los razonamientos efectuados. A medida que se encuentran nuevos argumentos o nueva información sobre cada uno de los criterios se van modificando los valores hasta que, por no existir más argumentos, los valores se estabilizan.

Alternativas.

- A1- Transporte de la mezcla gas-aceite UECH a 2 Bocas.
- A2- " " " " " " al complejo marítimo Pol "A".
- A3- Separación de la mezcla gas-aceite en UECH, - compresión del gas separado en el centro de procesamiento de Pol "A"
- A4- Separación de la mezcla gas-aceite y compresión del gas separado en UECH.

De acuerdo con los resultados obtenidos durante el análisis de las alternativas propuestas, se concluye que por falta de capacidad de procesamiento en la Plataforma de Producción Pol "A", la alternativa No.2 queda anulada, siendo innecesario considerarla al efectuar la selección.

En la tabla IV.4.9 se describe el alcance que tiene cada alternativa sobre los criterios no cuantificables, en base a ello, se asignan valores por criterio, cuya suma no debe exceder la unidad, lo anterior incluye también el criterio cuantificable de inversión inicial.

Se presentan a continuación algunas tablas que contienen para cada alternativa un valor específico por criterio y el razonamiento que conduce a tales valores.

Esto se repite hasta lograr la estabilidad de los mismos. A su vez los criterios son evaluados.

Por último ambos aspectos se consideran y se procede a obtener la función criterio de cada alternativa.

U.3.1 PRIMERA ITERACION DE VALORES DE LAS ALTERNATIVAS

CRITERIOS	ALTERNATIVAS			RAZONAMIENTO
	A1	A2	A3	
C1	0.45	0.35	0.2	La compresion del gas UECH resulta mas cara que procesar la mezcla gas-aceite en 2 Bocas.
C2	0.05	0.5	0.45	Todas emplean la modulación, sin embargo al transportar la mezcla gas-aceite a Dos Bocas no se contempla la posible declinación de presión en el gasoleo UECH. En la 4a. Fase de Implementación la A3 cooperada con la A4 requiere de un esfuerzo y tiene un grado de complejidad menor en su instalación.
C3	0.05	0.475	0.475	Se quejan vapores en las instalaciones de Dos Bocas por falta de capacidad en el equipo de compresion.
C4	0.4	0.2	0.2	En la terminal de recepción terrestre 2 Bocas se encuentran disponibles los servicios auxiliares necesarios.
C5	0.5	0.3	0.2	En la A1 los requerimientos del problema se satisfacen en un Boc al emplear las instalaciones y equipo de Dos Bocas y ductos accesibles. La A2 se apoya en la Plataforma de compresion de Pol "A" mientras que la A4 es autosuficiente en este aspecto.
C6	0.8	0.12	0.08	Cuando la mezcla gas-aceite se procesa en Dos Bocas se evita espacio a utilizar costa afuera, mientras que en A3 y A4 se está haciendo uso de un tetrapodo y octapodo respectivamente.
C7	-	0.8	0.2	En la A4 se necesitan mas unidades de compresion que trabajen a presiones relativamente criticas con relacion a las propuestas en la A3. No es valido comparar la A1 con las otras por carecer de la informacion adecuada.

V.3.2 SEGUNDA ITERACION DE VALORES DE LAS ALTERNATIVAS

CRITERIOS	ALTERNATIVAS			RAZONAMIENTO
	A1	A2	A3	
C1	0.45	0.4	0.15	La Inversion en A3 es mas pequena que en A1.
C2	0.05	0.3	0.45	Identico al anterior.
C3	0.05	0.475	0.475	Identico al anterior.
C4	0.4	0.4	0.2	En la A3 se emplea un menor numero de servicios auxiliares que en A4.
C5	0.5	0.8	0.2	Identico al anterior.
C6	0.8	0.12	0.08	Identico al anterior.
C7	-	0.8	0.2	Identico al anterior.

V.4 ASIGNACION DE VALORES A LOS CRITERIOS

De una manera semejante a la que se siguió para determinar los valores de las alternativas, se asignan valores a los criterios. Se recuerda que $\sum K_i = 1$, pero que la suma de los valores de K_i no tiene que ser necesariamente uno.

V.4.1 PRIMERA ITERACION DE LOS VALORES DE LOS CRITERIOS

CRITERIOS	K_i	RAZONAMIENTO
C1	0.7	Es importante porque de ello depende el costo del gas y aceites separados. La eficiencia en este aspecto se logra cuando se ha detectado el proceso más rentable posible.
C2	1.5	De acceso a cubrir los requerimientos del campo conforme se vayan manifestando. Al aplicar la modulación, la inversión se hace por etapas, se facilita el mantenimiento de los equipos y se permite aprovechar las instalaciones donde se demandan cuando en UECH por fluctuaciones en la producción y otras razones no se requieren.
C3	0.5	El aprovechamiento máximo de energía evita pérdidas económicas.
C4	0.3	Da flexibilidad al proceso, autosuficiencia y economía.
C5	0.3	Utiliza la infraestructura para integrar la producción UECH con mayor facilidad y costo menor.
C6	0.7	Es un factor de peso ya que el m^2 de área tiene costo elevado.
C7	1.0	No solo puede haber pérdidas materiales sino también y más importante pérdidas humanas.

V.5 DETERMINACION DE LA FUNCION CRITERIO

En este ultimo paso, que permitira seleccionar aquella alternativa mas adecuada, se elaboro una tabla donde se muestran los computos necesarios.

V.5.1 FUNCIONES DE CRITERIO DE CADA ALTERNATIVA

CRITERIOS	X1	A1	A1X1	A3	A3X1	A4	A4X1
C1	0.7	0.45	0.315	0.35	0.245	0.15	0.105
C2	1.5	0.05	0.075	0.50	0.75	0.45	0.675
C3	0.5	0.05	0.025	0.475	0.2375	0.475	0.2375
C4	0.8	0.40	0.120	0.30	0.090	0.20	0.0600
C5	0.9	0.50	0.150	0.30	0.090	0.20	0.0600
C6	0.7	0.80	0.560	0.12	0.084	0.08	0.0560
C7	1.3	-	-	0.80	1.040	0.20	0.260
$F_c = A_i \times X_i$			1.245		2.5365		1.4535

En la tabla se observa que la función criterio para la alternativa A3, es decir, la separación de la mezcla gas-aceite en dos etapas de separación con recuperación de vapores y una etapa de compresión para mandar el gas separado al complejo central Pol "A" para su correspondiente acondicionamiento y transporte, tiene el valor de F_c mayor, es, por tanto, la alternativa más adecuada en base a todos los criterios expresados.

En resumen:

La alternativa No.3 Compresión del gas UECH , en Pol, es la más recomendada ya que:

- Permite implementarse por etapas de acuerdo a los requerimientos del campo y de la Sonda de Campeche.
- Aprovechar instalaciones existentes.
- Ocupa menor cantidad de equipo, y por tanto menos costo de operación y mantenimiento en un campo productor aislado, además de necesitar menos espacio.
- Menores costos de inversión en equipo.
- Servicios Auxiliares autosuficientes, de integración y económicos.
- No se queman vapores.
- Ofrece mayor seguridad. (Equipos a menor Presión).

C A P I T U L O VI

VI ANTEPROYECTO DE LA ALTERNATIVA SELECCIONADA.

"PLATAFORMA DE PRODUCCION MODULAR UECH"

VI.1 BASES DE DISEÑO.

VI.1.1 Generalidades.

VI.1.1.1 Función de la Planta.

La función de la planta consiste en procesar el crudo fresco proveniente de los pozos de las plataformas de perforación del campo UECH y cercanos (BREC, PICH, OCH-1, OCU, KI-1 y K1-101), mediante instalaciones que permitan el procesamiento conforme al desarrollo productivo de estos campos.

VI.1.1.2 Tipo de Proceso

El proceso utilizado para cumplir con la función antes mencionada, será implementado por fases, de acuerdo a lo siguiente:

Primera Fase: Integración del crudo fresco de plataforma de perforación UECH al oleogasoducto Nohoch-Dos Bocas.

Segunda Fase: Separación del crudo fresco en una etapa, rectificación del gas y bombeo de aceite que permita su tras-

lado hacia los centros de recepción en -
Pol "A" y Dos Bocas respectivamente.

Tercera Fase: Separación del crudo proveniente de pozos en dos etapas de separación con sus respectivos rectificadores de gas, recuperación de vapores de baja presión y su integración con el gas de alta, bombeo de - aceite hacia Dos Bocas.

Cuarta Fase: Separación de la mezcla gas-aceite en 2 - etapas de separación, rectificación del gas extraído, recuperación de vapores de baja presión, bombeo del aceite separado y compresión del gas amargo total hasta - una presión que le permita integrarse a - la plataforma de compresión en Pol "A"

VI.1.2 Capacidad, Rendimiento y Flexibilidad.

VI.1.2.1 Factor de Servicio.

El sistema se diseñará para operar
365 días al año.

VI.1.2.2 Capacidad y Rendimiento.

a).- Máxima

El sistema se diseñará para obtener una capacidad máxima de aceite de 100000BPD.

b).- Normal.

La producción normal será de 100000 BPD - cuando se implementen dos trenes de separación, en caso de instalar un solo tren se tendrá una capacidad normal de 50000 BPD.

c).- Mínima.

La producción mínima de aceite será de -- 25000 BPD (limitado por el sistema de - Bombeo). En caso de requerir menor producción de aceite éste se tendrá que recircular de acuerdo a la capacidad de - bombeo.

VI.1.2.5 Flexibilidad.

Se tendrá la flexibilidad de operar con dos trenes de separación en paralelo con una capacidad por tren de 50000 BPD.

Con lo anterior se podrá lograr una producción de

aceite de acuerdo a las necesidades, ya que contará con sistemas de bombeo y compresión de vapores, con capacidades adecuadas para absorber variaciones en la producción.

Se tendrá la facilidad de implementar en fases los equipos de producción, de acuerdo a las políticas de explotación del campo.

Las diferentes fases consisten en:

1ª Fase

Envío de la mezcla gas-aceite a oleogasoducto Nohoch-2 Bocas.

2ª Fase

Separación gas-aceite en una etapa.

Rectificación de gas.

Envío de gas a Compresión en Complejo Pol.

Bombeo de aceite a oleoducto Nohoch-2 Bocas.

3ª Fase

Separación de gas-aceite en dos etapas

Rectificación de gas

Recuperación de vapores

Envío de gas a Compresión en Complejo Pol.

Bombeo de aceite a oleoducto Nohoch-2 Bocas.

4ª Fase.

Separación de gas-aceite en dos etapas.

Rectificación de gas.

Recuperación de vapores.

Elevación de la presión del gas separado a través de una etapa de compresión.

Envío de gas a Compresión al Complejo marítimo Pol -- "A".

Bombeo de aceite a oleoducto Nohoch-Dos Bocas.

Se contará con un sistema de inyección de antiespumante al Oleogasoducto que alimenta al proceso de separación con objeto de reducir al mínimo el efecto de arrastre de aceite en el gas producido en los separadores.

Se dispondrá de un sistema de inhibidor de corrosión para las instalaciones de manejo y transporte de gas.

El sistema de envío de gas y aceite no continuará funcionando a falla de aire de instrumentos. A falla de energía eléctrica no operará el sistema.

VI.1.2.4 Ampliaciones Futuras.

No se prevén aumentos de la capacidad superiores a los 100MBPD de aceite.

VI.1.3 Especificación de la Alimentación.

Composición de Crudo (Base Húmeda).

Componente	% Mol	TBP(°F)	°API
Agua	13.377		
Acido Sulfhídrico	0.194		
Bióxido de Carbono	1.549		
Nitrógeno	0.813		
Metano	36.747		
Etano	9.637		
Propano	5.488		
i-Butano	0.852		
n-Butano	2.508		
i-Pentano	0.963		
n-Pentano	1.603		
n-Hexano(+)	26.269		
API (Total)	33		

VI.1.4 Especificación de los Productos.

VI.1.4.1 Aceite.

Sin especificación, se estabilizará en Dos Bocas en todas las fases de implementación.

VI.1.4.2 Gas.

No se contempla ninguna especificación, como con secuencia de que se enviará a comprimir en instalaciones existentes como es la plataforma de Compresión Pol "A" y Dos Bocas, por lo que solamente deberán tener la presión necesaria.

VI.1.4.3 Vapores.

No requieren de ninguna especificación solamente deberán tener la presión necesaria para integrarlos a la corriente de gas que se envía al Complejo Pol.

VI.1.5 Condiciones de las Alimentaciones en Límites de Batería.

Origen	Alimentación	Estado Físico	Presión Kg/cm ² man Máx/Nor/Mín.	Temperatura °C Máx/Nor/Mín.	Forma de entrega.
Plataforma de Perforación Periférica	Crudo ligero	2 fases (Liq-vap)	39/15/7	120/120/90	Tubería

V.1.6 Condiciones de los Productos en Límites de Bateria.

Destino	Producto	Estado Físico	Presión Kg/cm ² man	Temperatura °C Máx/Nor/Mín.	Forma de Entrega.
Oleoducto No - hoch - 2 Bocas.	Crudo - ligero	2 Fases - (Liq. - vap.)	39/35/35	---	Tubería.
Oleoducto No - hoch - 2 Bocas.	Aceite	Líquido	31/29/29	115/ 111/111	Tubería
Gasoducto a Complejo Pol.	Gas	Gas	11/10/6	100/90/64	Tubería.

VI.1.7 Eliminación de Desechos.

VI.1.7.1 Normas y Requerimientos respecto al desecho de agua al mar.

- Environmental Protection Agency (EPA)
- Legislación Relativa al Agua y su Contaminación (SARH) y SEDUE.

VI.1.8 Servicios Auxiliares.

VI.1.8.1 Combustible.

VI.1.8.1.1 Gas.

Fuente de Suministro: Será generado en la plataforma mediante un proceso Girbotol.

Naturaleza: Gas Dulce

Se contará con dos unidades de endulzamiento de gas a baja presión, cuya capacidad máxima es de 3.0MMPCSD cada una, manteniendo una en operación y la otra como relevo.

VI.1.8.1.2 Líquido.

Fuente de Suministro: Suministrado por barco

Naturaleza: Diesel No.2

VI.1.8.2 Energía Eléctrica.

Fuente de Suministro: Se generará dentro de límites de plataforma, por medio de generadores que operen con gas com bustible o diesel.

VI.1.8.3 Agentes Químicos

Se contará con sistema de inyección de agentes químicos tales como: inhibidores de corrosión y anti espumante.

VI.1.9 Sistemas de Seguridad.

VI.1.9.1 Sistema contra incendio.

- a).- Red de distribución de agua para servicio contra incendio que rodeará las diferentes áreas y de ellas, se localizarán derivaciones para los sistemas de protección.
- b).- Se localizará un sistema automático fijo por monitores para protección de cada equipo.

VI.1.9.2 Sistema de detección de gas combustible.

Se implementarán los sistemas más convenientes de detección de gas combustible, y de gas tóxico.

VI.1.10 Condiciones Climatológicas.

VI.1.10.1 Temperatura.

Mínima extrema: 20°C

Máxima extrema: 38°C

Promedio del mes
más caliente: 33°C

VI.1.10.2 Humedad

Máxima: 100.0%

Mínima: 82.7%

VI.1.10.3 Atmósfera.

Presión Atmosférica: 760 mmHg

Atmósfera corrosiva: Si, ambiente marino.

VI.1.11 Localización de la Planta.

La plataforma esta localizada en la Sonda de Campeche (Campo UECH) con coordenadas que estarán en función de la Plataforma de Perforación Periférica considerada.

VI.3 BALANCE DE MATERIA Y ENERGIA

NO DE FASES DE IMPLEMENTACION	NO. DE CORRIENTE	FLUJO (lb/hr)	PRESION (psia)	TEMPERATURA (°F)	ENTALPIA (MBTU/hr)	PROPIEDADES S T Y P				
						PESEO MOLECULAR	DENSIDAD (lb/ft ³)	CONDUCTIVIDAD TERMICA (BTU/hr·ft ²)	CAPACIDAD CALORIFICA (BTU/lb·°F)	VISCOSIDAD (cp)
1	1	588528	517	248	44584.7	77.568	9.5808	-	-	-
2	1 3 FAS.	1698738	227.7	248	171588.2	77.568	9.4062	-	-	-
	2 LIO.	1270789	461.0	232	64880.0	197.120	30.2030	-	-	-
	3 VAP.	427954	159.7	249	108128.8	27.690	0.6107	0.0199	0.5213	0.0125
	4 3 FAS.	1698738	169.7	249	171588.2	77.568	2.4864	-	-	-
	5 VAP.	427954	169.7	249	107983.7	27.693	0.6504	0.0300	0.5224	0.0125
	6 LIO.	1270789	169.7	249	68801.6	197.126	30.2038	-	-	-
	7 VSAT.	427954	169.7	249	107983.4	27.690	0.6504	0.0300	0.5224	0.0125
14	LIO.	1270789	465.9	239	64881.6	197.119	30.2029	-	-	-
3	1 3 FAS.	1748938	227.7	248	176883.7	77.568	9.4062	-	-	-
	2 LIO.	1264094	436.0	232	64218.0	226.208	31.2290	-	-	-
	3 VAP.	481855	159.7	248	122316.5	28.478	0.6204	0.0300	0.5286	0.0125
	4 3 FAS.	1748938	169.7	248	176883.7	77.568	2.4864	-	-	-
	5 VSAT.	485802	169.7	248	118899.0	27.867	0.6491	0.0300	0.5289	0.0126
	6 LIO.	1290647	169.7	248	78259.2	209.164	30.2779	-	-	-
	7 VSAT.	485802	169.7	248	118897.0	27.867	0.6491	0.0300	0.5289	0.0126
	8 2 HEZ.	1290653	169.7	248	78255.8	209.153	30.2779	-	-	-
	9 HEZ.	1290653	34.7	232	78283.8	209.153	5.8287	-	-	-
	10 VSAT.	41973	34.7	240	8924.9	42.837	0.2021	0.0144	0.4859	0.0106
	11 LIO.	1286728	34.7	240	70899.8	240.590	51.1606	0.0734	0.5366	1.1977
	12 VAP.	41973	34.7	240	8924.9	42.840	0.2021	0.0144	0.4859	-
	13 LIO.	1264094	34.7	232	66489.1	226.208	30.0000	-	-	-
	14 LIO.	1264094	441.0	232	64241.0	226.208	31.2290	-	-	-

BALANCE DE MATERIA Y ENERGIA (CONTINUACION)

NO DE FASES DE IMPLEMENTACION	NO. DE CORRIENTE	FLUJO (lb/hr)	PRESION (psia)	TEMPERATURA (°F)	ENTALPIA (MBTU/hr)	PROPIEDADES @ T y P					
						PESO MOLECULAR	DENSIDAD (lb/ft ³)	CONDUCTIVIDAD TERMICA (BTU/hr-ft-F)	CAPACIDAD CALORIFICA (BTU/lb-F)	VISCOSIDAD (cp)	
3	15	VAP.	41979	29.7	240	6948.0	42.887	0.1725	0.0144	0.4851	0.0106
	16	3 FAS.	41979	19.7	125	-267.1	42.887	0.2297	-	-	-
	17	VSAT.	26568	19.7	125	4144.1	48.598	0.1464	0.0116	0.4892	0.0088
	18	VAP.	26568	159.7	807	6299.6	48.598	0.9452	0.0192	0.5445	0.0119
	19	VAP.	425302	159.7	243	116016.8	27.868	0.8096	0.0200	0.5228	0.0125
	20	VAP.	481865	159.7	248	122816.5	28.478	0.8204	0.0200	0.5286	0.0125
	26	MEZ.	5	169.7	248	-11593.72	17.967	60.6278	-	-	-
	27	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
	28	LIO.	15411	84.7	125	-4410.7	38.789	49.1346	-	-	-
29	LIO.	15411	84.7	125	-4410.7	38.789	49.1346	-	-	-	
4	1	8 FAS.	1771031	227.7	248	178866.5	77.568	8.4062	-	-	-
	2	LIO.	1264149	486.0	288	72823.8	289.611	51.1386	0.0785	0.5344	1.2052
	3	3 FAS.	306874	159.7	160	51086.1	28.872	0.8818	-	-	-
	4	3 FAS.	1771031	114.7	225	178866.5	77.568	1.8357	-	-	-
	5	VSAT.	498145	114.7	240	124685.4	28.721	0.4510	0.0192	0.5142	0.0122
	6	LIO.	1272878	114.7	240	73061.9	281.945	50.8059	0.0788	0.5376	1.1794
	7	VAP.	498145	114.7	240	124685.4	28.721	0.4510	0.0192	0.5142	0.0122
	8	LIO.	1272878	114.7	240	73061.9	281.945	50.8059	0.0788	0.5376	1.1794
	9	MEZ.	1272878	84.7	238	73061.9	281.945	17.5496	-	-	-
	10	VSAT.	10069	84.7	238	2116.3	44.952	0.2117	0.0165	0.4987	0.0106
	11	LIO.	1262809	84.7	238	70547.6	289.909	51.1471	0.0785	0.5356	1.2048
	12	VAP.	10069	84.7	238	2116.3	44.952	0.2117	0.0165	0.4987	0.0106
	13	LIO.	1264149	84.7	238	70513.7	289.611	51.1249	-	-	-
	14	LIO.	1264149	441.0	238	72846.1	289.611	51.1386	0.0785	0.5344	1.2052
	15	VAP.	10069	29.7	238	2116.7	44.954	0.1808	0.0164	0.4981	0.0106
	16	MEZ.	10069	19.7	125	1599.2	44.954	0.1514	-	-	-

BALANCE DE MATERIA Y ENERGIA (CONTINUACION)

NO DE FASES DE IMPLEMENTACION	NO. DE CORRIENTE	FLUJO (lb/hr)	PRESION (psia)	TEMPERATURA (°F)	ENTALPIA (MBTU/hr)	PROPIEDADES @ T y P				
						PESO MOLECULAR	DENSIDAD (lb/ft ³)	CONDUCTIVIDAD TERMICA (BTU/hr Fft)	CAPACIDAD CALORIFICA (BTU/lb F)	VISCOSIDAD (cp)
	17 VSAT.	8729	19.7	125	1489.2	41.177	0.1310	0.0126	0.4370	0.0092
	18 VAP.	8729	104.7	269	2061.2	41.177	0.5605	0.0192	0.5274	0.0116
	19 VAP.	498145	104.7	240	124840.2	28.721	0.4107	0.0192	0.5191	0.0122
	20 VAP.	506874	104.7	241	126901.4	28.872	0.4124	0.0192	0.5193	0.0122
	21 S FAS.	506874	94.7	125	88664.7	28.872	0.5361	-	-	-
	22 LIQ.	115964	94.7	125	-39399.9	33.717	49.336	-	-	-
4	23 VSAT.	390890	94.7	125	78224.6	27.691	0.4300	0.0161	0.4710	0.0106
	24 VAP.	390890	159.7	195	90589.6	27.691	0.6512	0.0191	0.5076	0.0119
	25 LIQ.	115964	159.7	125	-39547.6	33.717	49.536	-	-	-
	26	-	-	-	-	-	-	-	-	-
	27	-	-	-	-	-	-	-	-	-
	28 LIQ.	1940	34.7	125	-89.9	111.597	65.0079	0.0888	0.5197	3.2172
	29 LIQ.	1940	34.7	125	-89.9	111.597	65.0079	0.0888	0.5197	3.2172

VI.4 LISTA DE EQUIPO DE PROCESO

NO. PROSE	CLAVE	UNIDAD	SERVICIO	CARACTERISTICAS POR UNIDAD
1	(1)	1	Oleogaseoducto UECH a --- Oleoducto Nohoch - 2 Bocas	24" Ø; L = 8 Ka.
2	FR-3101	2	Tanque Separador 1a. Etapa	12.5 ft. DI x 16.5 ft. TT
	FR-3102	2	Tanque Rectificador 1a. Etapa	8.5 ft. DI x 9.0 ft. TT
	6A-3101	5 (4 OP/R)	Bomba a Oleoducto 2 Bocas	770 GPM; P = 407 psi
	(1) (2)	1	Oleoducto UECH a Oleoducto Nohoch - 2 Bocas	24" Ø; L = 8 Ka.
		1	Gaseoducto UECH a Complejo Pol	36" Ø; L = 31 Ka.
3	FR-3101(2)	2	Tanque Separador 1a. Etapa	12.5 ft. DI x 16.5 ft. TT
	FR-3102	2	Tanque Separador 2a. Etapa	8.5 ft. DI x 23.0 ft. TT
	FR-3103(2)	2	Tanque Rectificador 1a. Etapa	8.5 ft. DI x 9.0 ft. TT
	FR-3104	2	Tanque Rectificador 2a. Etapa	9.0 ft. DI x 10.5 ft. TT
	FR-3105	2	Tanque de Succion Recuperador de Vapores	8.0 ft. DI x 10.5 ft. TT
	EC-3101	2	Enfriador de Vapores Recuperados	Ancho= 8.2 ft., Largo= 20 ft.
	6A-3101(2)	5 (4 OP/R)	Bomba a Oleoducto 2 Bocas	770 GPM; P = 407 psi
	6B-3101	1	Compresor Recuperador de Vapores	2.75 HP(CSD); BHP= 605
	2 (1 OP/R)	Planta Endulzadora	3 HP(CSD)	
	(1) (2)	1	Oleoducto UECH a Oleoducto Nohoch - 2 Bocas	24" Ø; L = 8 Ka.
	(2)	1	Gaseoducto UECH a Complejo Pol	36" Ø; L = 31 Ka.
4	FR-3101(2)	2	Tanque Separador 1a. Etapa	12.5 ft. DI x 16.5 ft. TT
	FR-3102(2)	2	Tanque Separador 2a. Etapa	8.5 ft. DI x 23.0 ft. TT
	FR-3103(2)	2	Tanque Rectificador 1a. Etapa	8.5 ft. DI x 9.0 ft. TT
	FR-3104(2)	2	Tanque Rectificador 2a. Etapa	9.0 ft. DI x 10.5 ft. TT
	FR-3105(2)	2	Tanque de Succion Recuperador de Vapores	8.0 ft. DI x 10.5 ft. TT
	FR-3106	3 (2 OP/R)	Tanque de Succion del Compresor de Gas Aereo	8.0 ft. DI x 11.0 ft. TT

LISTA DE EQUIPO DE PROCESO (CONTINUACION)

NO. PROSE	CLAVE	UNIDAD	SERVICIO	CARACTERISTICAS POR UNIDAD
4	EC-3101(2)	2(1 OP/R)	Enfriador de Vapores Recuperados	Ancho= 8.2 Ft., Largo= 20 Ft.
	EC-3102	3 (2 OP/R)	Enfriador de Gas Azúcar	Ancho= 33.5 Ft., Largo= 30 Ft.
	SA-3101(2)	3 (4 OP/R)	Bomba a Oleoduto 2 Bocas	770 GPM; P = 407 psi
	SA-3102	2 (1 OP/R)	Bomba de Inyección de Condensados	321 GPM; P = 65 psi
	OB-3101(2)	2 (1 OP/R)	Compresor Recuperador de Vapores	770 GPM; P = 407 psi
	OS-3102	3 (2 OP/R)	Compresor de Gas Azúcar	2.0 MFCSD; BHP= 352
	(2)	2 (1 OP/R)	Planta Endulzadora	64.8 MFCSD; BHP= 3467
	(1) (2)	1	Oleoduto UECH a Oleoduto Nohoch - 2 Bocas	24" Ø; L = 9 Km.
	(2)	1	Oleoduto UECH a Complejo Pol	36" Ø; L = 31 Km.

NOTAS

- (1) Existentes en primera fase se utilize como oleogasoduto, en las otras como oleoduto.
- (2) Equipo considerado en la etapa anterior.

VI.5 HOJAS DE DATOS DE LOS EQUIPOS DE PROCESO.

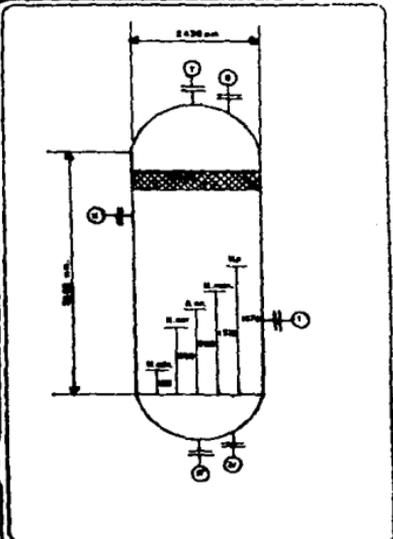
PLANTA PLATAFORMA DE PROTECCION DE CH		HOJA 01	
LOCALIZACION: SENA DE CAMBAGO...		EDICION	FECHA
CONTRATO NO	APROBADO PARA DISEÑO	DISEÑO POR	AP. POR
CLAVE IA-3105		CHAVE...	
NO DE UNIDADES	125		

RECIPIENTES
(HOJA DE DATOS DE PROCESO)

1	SERVICIO: TANQUE DE SUCCION RECUPERADOR DE VAPORES.	POSICION: VERTICAL	HORIZONTAL
2	TIPO DE FLUIDO: LIQUIDO INOXIDABLES + AGLU.	PLUMB: 555	SP: DENSIDAD 0.7935 g/cm ³
3	VAPOR O GAS: HIDROCARBUROS - METANO	FLUJO: 3.57	SP/ES: DENSIDAD 0.0009 g/cm ³
4	TEMPERATURA: OPERACION 57 °C	MAXIMA 57 °C	DISEÑO 57 °C
5	PRESION: OPERACION 5.0 kg/cm ² abs.	MAXIMA 5.0 kg/cm ² abs.	DISEÑO 5.0 kg/cm ² abs.
6	DIMENSIONES: LONGITUD 5.555 m	DIAMETRO 3.58 m	CAP. TOTAL 150 m ³
7	NIVEL: NORMAL 0.10 m	MAXIMO 1.77 m	MINIMO 1.57 m
8	ALAPNE ALTO NIVEL 85 m	ALAPNE BAJO NIVEL	NIVEL DE PISO 10.7 m
9	MATERIALES: CARCASON A.C.	CARBONO A.C.	
10	MALLA SEPARADORA: EMPIER 15 m	MATERIAL (1)	
11	TIPO BOCANAS: BOCANAS (1)		
12	TIPO RECTANGULAR: RECTANGULO	ANCHO	
13	CARBONERAS: CARBONERAS 3, 1.5 m	CANALAS 3, 1.75 m	
14	ASELAMIENTO: NO. 8		
15	RECUBRIMIENTO INTERNO: NO. 8		

BOQUILLAS

NO	NO DE B.	NO. BOCAL	SERVICIO
1	1	20"	REGISTRO DE TEMPER.
7	1	22"	SALIDA DE VAPOR
8	1	1"	VENTIL.
11	1	22"	ALIMENTACION.
17	1	3"	SALIDA DE LIQUIDO
31	1	2"	DRENE.
32			
33			
34			
35			
36			
37			
38			
39			
40			



NOTAS:

(1) ESPECIFICAR POR FABRICANTE
A.C. ACERO AL CARBON.

REVISION		
FECHA		
-FECHA POR		
AP. POR		

FOLIO (PAGINA) 01

PLANTA DE ALERMA DE PRODUCTOS LIQUIDOS				
LOCALIZACION SONDA DE CAMPESIN		ERIECION	FECHA	MECHA POR
CONSTRUIDO BY		APROBADA PARA DI-		AP
CALOR FA-5100		SENO.	10E MA.	
EN DE VOLACER T.M.S.				

RECIPIENTES
(HOJA DE DATOS DE PROCESO)

NOMBRE TUNEL DE CASCARA AL COMPRESOR DE GAS ANIMAL		POSICION VERTICAL		HORIZONTAL	
#2 DE FLUIDO: LIQUIDO LIGERO CARBUROS + AGUA		FLUIDO: J		FORM: DENRIDAD 11 5" 3/8"	
VAPOR O SUSTITUTO CARBUROS + AGUA		FLUIDO: J, T, G		FORM: DENRIDAD 11 5/8" 3/8"	
TEMPERATURA: OPERACION 52 °C	MAXIMA 52 °C	OPERACION 52 °C	MAXIMA 52 °C		
ESPEC. OPERACION 0.35 g/cm ³ MORA.	MAXIMA 0.35 g/cm ³ MORA.	ESPEC. OPERACION 0.35 g/cm ³ MORA.	MAXIMA 0.35 g/cm ³ MORA.		
VELOCIDADES: COLUMNA DE 3200 mm	DIAMETRO 21 mm	CAP TOTAL 1100 mm			
WELL: REFUAL 585 mm	MAXIMA 12.0 mm	MINIMO 15.5 mm			
ALMENA AUTO NIVEL NO	ALMENA BAJO NIVEL	NIVEL DE PAGO 1585 mm			

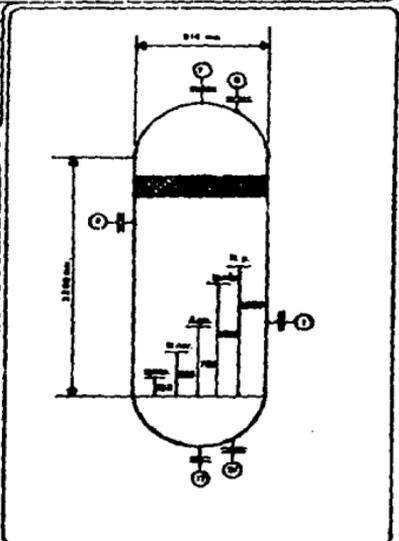
ESPECIALES: CASCARA 3 C.	CAPLERS A.C.
WELL: DENRIDAD: ESPESOR 15 mm NOMINAL	(1)
TIPO CIRCULAR: DIAMETRO 11 mm	
TIPO RECTANGULAR: LARGITUD mm	ANCHO mm
CONEXION POST: CASCARA 0.35 mm, CASCARA 0.35 mm	
ALAPLACADO: NO	
RECUBRIMIENTO METANO: NO	

MODULAS

NO	USADO	NO. VERTICAL	SERVICIO
1	1	20"	REGISTRO DE TEMPER.
2	1	8.5"	SALIDA DE VAPOR
3	1	1"	ALIENTO
4	1	1.5"	ALIMENTACION
5	1	1"	SALIDA DE LIQUIDO
6	1	1.5"	ORLEN
7			
8			
9			
10			
11			
12			
13			
14			
15			
16			
17			
18			
19			
20			
21			
22			
23			
24			
25			
26			
27			
28			
29			
30			

NOTAS:

(1) ESPECIFICAR DE FABRICANTE
A. F. ACERO AL CARBON



REVISOR			
FECHA			
MECHA POR			
AP. POR			

PLANTA DE PRODUCCION DE
SOLIDA DE CAMBIO
LC-5101
105

LCI

CAN

ENFRIADOR DE AIRE
HOJA DE ESPECIFICACIONES

CONDICIONES DE ENTRADA DE VAPORES REFRIGERADOS

DIMENSIONES ANCHO = 8.5 FT; L = 20 FT TUBO PROTECTOR TUBO ALFADO TUBO LIGADO
CARGA PLASMA 4607600 BTU/HORA EQUIVALENTE 50 SERVICIO 1,0785 LIMPIO 1 (07-81) ESTANDE PT

DATOS DE OPERACION

FLUJO DE GAS REFRIGERADO		ENTRADA		SALIDA		CONDICIONES DE ENTRADA		CONDICIONES DE SALIDA	
FLUJO TOTAL (TONNES)	240	TEMPERATURA (°F)	198.2	TEMPERATURA (°F)	205.7	TEMPERATURA (°F)	107.0	TEMPERATURA (°F)	107.0
TEMPERATURA (°F)	198.2	TEMPERATURA (°F)	205.7	TEMPERATURA (°F)	107.0	TEMPERATURA (°F)	107.0	TEMPERATURA (°F)	107.0
TEMPERATURA (°F)	198.2	TEMPERATURA (°F)	205.7	TEMPERATURA (°F)	107.0	TEMPERATURA (°F)	107.0	TEMPERATURA (°F)	107.0
TEMPERATURA (°F)	198.2	TEMPERATURA (°F)	205.7	TEMPERATURA (°F)	107.0	TEMPERATURA (°F)	107.0	TEMPERATURA (°F)	107.0

DATOS DE CONSTRUCCION

TIPO DE MATERIAL	ESPECIFICACIONES	TIPO DE MATERIAL	ESPECIFICACIONES	TEMPERATURA DE SERVICIO
TIPO DE MATERIAL	ESPECIFICACIONES	TIPO DE MATERIAL	ESPECIFICACIONES	TEMPERATURA DE SERVICIO
TIPO DE MATERIAL	ESPECIFICACIONES	TIPO DE MATERIAL	ESPECIFICACIONES	TEMPERATURA DE SERVICIO
TIPO DE MATERIAL	ESPECIFICACIONES	TIPO DE MATERIAL	ESPECIFICACIONES	TEMPERATURA DE SERVICIO

EQUIPO MECANICO

TIPO DE MATERIAL	ESPECIFICACIONES	TIPO DE MATERIAL	ESPECIFICACIONES
TIPO DE MATERIAL	ESPECIFICACIONES	TIPO DE MATERIAL	ESPECIFICACIONES
TIPO DE MATERIAL	ESPECIFICACIONES	TIPO DE MATERIAL	ESPECIFICACIONES
TIPO DE MATERIAL	ESPECIFICACIONES	TIPO DE MATERIAL	ESPECIFICACIONES

TIPO DE MATERIAL	ESPECIFICACIONES	TIPO DE MATERIAL	ESPECIFICACIONES
TIPO DE MATERIAL	ESPECIFICACIONES	TIPO DE MATERIAL	ESPECIFICACIONES
TIPO DE MATERIAL	ESPECIFICACIONES	TIPO DE MATERIAL	ESPECIFICACIONES
TIPO DE MATERIAL	ESPECIFICACIONES	TIPO DE MATERIAL	ESPECIFICACIONES

WELDON INDUSTRIES PRODUCTION UNIT
 SONDA DE COMPLETA
 11 5102
 1965

UNION PACIFIC
 11 5102

ENFRÍANDES DE LA ARVE
 HOJA DE ESPECIFICACIONES

TIPO DE ENFRÍANDE DE GAS (APARTE)
 TIPO TUBO INDICADO TIPO FORJADO
 LONGITUD 33.5 ft. L= 30ft. TUBO ALFARADO 1.8616 PIEL TUBO LINO 83465
 DIAM. EXTERIOR 4.118" DIAM. LÍNEA EXTERNA 41.8" PIEL TUBO LINO 83465
 CEMENTO TUBO ALFARADO LINO SERVIDO 5.3/110 LÍNEA 5.32/120

DATOS DE OPERACION

GAS SEPARADO (H2O)		SERVIDO		LÍNEA		ENTRADA		SALIDA		TEMPERATURA DE OPERACION	
ENTRADA	33.5	SERVIDO	5.3/110	LÍNEA	5.32/120	ENTRADA	174.1	SALIDA	142.0	TEMPERATURA DE OPERACION	174.1
SERVIDO	5.3/110	LÍNEA	5.32/120	ENTRADA	174.1	SALIDA	142.0	TEMPERATURA DE OPERACION	174.1	TEMPERATURA DE OPERACION	174.1

DATOS DE CONSTRUCCION

MATERIAL		SERVIDO		LÍNEA		TEMPERATURA DE OPERACION	
MATERIAL	ACERO INOXIDABLE	SERVIDO	5.3/110	LÍNEA	5.32/120	TEMPERATURA DE OPERACION	174.1
SERVIDO	5.3/110	LÍNEA	5.32/120	TEMPERATURA DE OPERACION	174.1	TEMPERATURA DE OPERACION	174.1

EQUIPO MECANICO

EQUIPO MECANICO		SERVIDO		LÍNEA	
EQUIPO MECANICO	5.3/110	SERVIDO	5.32/120	LÍNEA	5.32/120
SERVIDO	5.32/120	LÍNEA	5.32/120	LÍNEA	5.32/120

NOTAS		SERVIDO		LÍNEA	
NOTAS	5.3/110	SERVIDO	5.32/120	LÍNEA	5.32/120
SERVIDO	5.32/120	LÍNEA	5.32/120	LÍNEA	5.32/120

PLANTA: FANALORMA DE PRODUCCION DE CH			FECHA:	HECHO POR:	A. P.
LUGAR: EN LA PLANTA FONDO DE CAMPECHE				LUZ MA.	CAM
EQUIPO: 3121				CHAVE:	
N° DE UNIDADES: DOS					

**COMPRESOR
HOJA DE ESPECIFICACIONES**

SERVICIO: COMPRESOR RECUPERADOR DE VAPORES				TIPO: RECIPROCANTE					
GAS MANEJADO	CAS AMARCO			CAS AMARCO					
	SUCCION			DESCARGA					
LUGARIENTE	BAR.	MM.	MM.	BAR.	MM.	MM.	MM.	MM.	MM.
CAPACIDAD	0.03	1005	1377	0.01	1002	1377			
IS / M ³	4057	8729	13284	4057	8729	13284			
MCPD (RUP, 100%)	1158	1931	2653	1158	1931	2653			
SCFM @ COND. ENTRADA	520	111054	155783	520	111054	155783			
PIESO MOLECULAR	41.17	41.17	45.2084	41.17	41.17	45.2084			
CONDICIONES DE SUCCION									
PRESSION, PSIA	10.7	10.7	10.7						
TEMPERATURA, °F	125	125	125						
DENSIDAD, LB/FT ³	0.1310	0.1310	0.1350						
FACTOR DE COMPRESIBILIDAD	0.9869	0.9869	0.923						
"K" (CP/CPV)	1.1322	1.1322	1.1216						
HUMEDAD RELATIVA, %	100	100	100						
CONDICIONES DE DESCARGA									
PRESSION, PSIA				104.7	104.7	159.7			
TEMPERATURA, °F				283.0	283.0	307.5			
"K" TEMP. ESTIMADA				0.1265	0.1265	0.1222			
"K" TEMP. ESTIMADA				1.1216	1.1216	1.1222			

SERVICIOS AUXILIARES VAPOR: <input type="checkbox"/> PISO <input type="checkbox"/> ESCAPE <input type="checkbox"/> PISO, DE Escape MAMA DE SERVICIOS, FACTOR DE INEFICIENCIA: _____ FRASION, PSIG: _____ TEMPERATURA, °F: _____	PROPIEDADES DEL GAS DADOS DEL ANAL. VER PÁG. N° 2 DE GAS: _____ CONTAMINACION DEL ACEITE DESDE A: CO2, H2O CONTAMINACION DEL ACEITE DESDE A: H2O, H2S
---	---

NOTAS: CONDICIONES DE PRESION SON DE LAS BOQUILLAS DE ENTRADA Y SALIDA DEL COMPRESOR.

(1) FLUJO MANEJADO EN LA CUARTA FASE DE IMPLEMENTACION.

(2) FLUJO MANEJADO EN LA TERCERA FASE DE IMPLEMENTACION.

REVISOR	
FECHA	
HECHO POR	
A. P.	

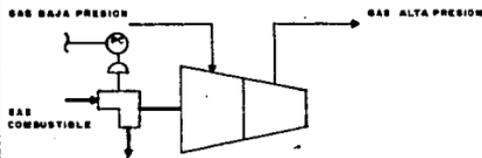
PLANTA	PLATAFORMA DE PRODUCCION DE H2	FECHA	HECHO POR	A P.
UTILIZACION DE LA PLANTA	SONDA DE ESTABILIZACION		LIT. MA.	CAM.
CLAVE	GR-2110		CHAVEZ	
EQUIPO				
Nº DE UNIDADES	TRES			

**COMPRESOR
HOJA DE ESPECIFICACIONES**

SERVICIO	COMPRESOR DE GAS AMARCO			TIPO CENTRIFUGO					
DES. MARK. P.D.D.	GAS AMARCO			GAS AMARCO					
	SUGCIÓN			DESCARGA					
CONCENTRACION	MIN.	REG.	MAX.	MIN.	REG.	MAX.	MIN.	REG.	MAX.
DEBENTAJE									
LACTICIDAD	605	1005	1205		1005				
IS / W	3705.5	705.58	3409.29						
W.C.F.D. (80°F, 1 ATM)	78370.7	64284.5	7714.58			64284.5			
AC.F.D. + COND. ENTRADA	4145.75	75	5000.10			5002.17			
PESD. MO. COM. AR.	27.691	27.691	27.691			27.691			
CONDICIONES DE SUGCIÓN									
CONDICIÓN, PSIA	94.7	94.7	94.7						
TEMPERATURA, °F	125.0	125.0	125.0						
DENSIDAD, LB/FT ³	0.43	0.43	0.43						
FACTOR DE COMPRESIBILIDAD	0.972	0.972	0.972						
"R" (CP/CM)	1.21	1.21	1.21						
HUMEDAD RELATIVA, %	100	100	100						
CONDICIONES DE DESCARGA									
CONDICIÓN, PSIA						159.7			
TEMPERATURA, °F						174.7			
"R" TEMP. ESTIMADA						0.967			
"R" TEMP. ESTIMADA						1.2009			

TIPO DE COMPRESOR	TURBINA DE GAS	PRO. VENDEDOR	CONDICIONES DE SERVICIO	125, PSIA
SERVICIOS AUXILIARES		PROPIEDADES DEL GAS		
VAPOR	____	PRO. _____	DATOS DE ANÁL. VER HOJA N.º 2	
ÁREA DE SERVICIO, FACTOR DE INCERTIDUMBRE	____	PSIG, MM HG	CONDICIONES DE SERVICIO A 125, 102, H2O	
PRECIÓN, PSIG	____	CONTINUIDAD DEL AGENTE SERVIDOR	H2O, H2O	
HUMEDAD RELATIVA, %	____	CONTINUIDAD DEL AGENTE SERVIDOR	H2O, H2O (sol.)	

NOTAS: CONDICIONES DE PRESIÓN SON DE LAS BOQUILLAS DE ENTRADA Y SALIDA DEL COMPRESOR.



REVISIÓN			
FECHA			
HECHO POR			
A P.			

VI.6 REQUERIMIENTOS DE SERVICIOS AUXILIARES

VI.6.1 CONSUMO DE ENERGÍA ELÉCTRICA

SERVICIO	CARACTERÍSTICAS (1)	NO. DE UNIDADES	POTENCIA (KW) (2)
POR CONCEPTO DE LA PLATAFORMA DE PRODUCCION UCH			
Bomba de Transferencia de Aceite	790 GPM; $\Delta P = 407$ psi	5 (4 OP/R)	820.00
Bomba de Inyección de Condensados	292 GPM; $\Delta P = 65$ psi	2 (1 OP/R)	14.00
Enfriador de Vapores Recuperados	4.6 MMBTU/hr	2	26.00
Enfriador de Gas Reango	44.12 MMBTU/hr	3 (2 OP/R)	152.00
SUBTOTAL			974.00
POR CONCEPTO DE LA PLANTA ENOLIZADORA DE SREPCSD			
Bomba de DEA de A.P.	29 GPM; $\Delta P = 215$ psi	2 (1 OP/R)	4.50
Bomba de DEA de B.P.	32.5 GPM; $\Delta P = 25.6$ psi	2 (1 OP/R)	0.60
Bomba de Reflujo de la Torre Regeneradora	1.6 GPM; $\Delta P = 7.11$ psi	2 (1 OP/R)	0.01
Enfriador de Aire de DEA	0.9 MMBTU/hr	1	4.50
Enfriador de Aire de Gas Roido	1.12 MMBTU/hr	1	6.00
Enfriador de Aire de Gas Reango	0.79 MMBTU/hr	1	4.00
SUBTOTAL			19.61
T O T A L			993.61

NOTAS

(1) Por Unidad.

(2) Incluye a todas las unidades que intervienen en el Proceso.

VI.6 REQUERIMIENTOS DE SERVICIOS AUXILIARES

VI.6.1 CONSUMO DE ENERGIA ELECTRICA

SERVICIO	CARACTERISTICAS (1)	NO. DE UNIDADES	POTENCIA (KW) (2)
POR CONCEPTO DE LA PLATAFORMA DE PRODUCCION UECH			
Bomba de Transferencia de Aceite	730 GPM; $\Delta P = 407$ psi	5 (4 OP/R)	620.00
Bomba de Inyeccion de Condensados	292 GPM; $\Delta P = 65$ psi	2 (1 OP/R)	14.00
Enfriador de Vapores Recuperados	4.6 MMBTU/hr	2	26.00
Enfriador de Gas Reargo	44.12 MMBTU/hr	3 (2 OP/R)	152.00
SUBTOTAL			974.00
POR CONCEPTO DE LA PLANTA ENDOULZADORA DE SARCOSO			
Bomba de DEA de A.P.	29 GPM; $\Delta P = 215$ psi	2 (1 OP/R)	4.50
Bomba de DEA de B.P.	32.5 GPM; $\Delta P = 25.6$ psi	2 (1 OP/R)	0.60
Bomba de Reflujo de la Torre Regeneradora	1.6 GPM; $\Delta P = 7.11$ psi	2 (1 OP/R)	0.01
Enfriador de Aire de DEA	0.9 MMBTU/hr	1	4.50
Enfriador de Aire de Gas Helico	1.12 MMBTU/hr	1	6.00
Enfriador de Aire de Gas Reargo	0.79 MMBTU/hr	1	4.00
SUBTOTAL			19.61
T O T A L			993.61

NOTAS:

(1) Por Unidad.

(2) Incluye a todas las unidades que intervienen en el Proceso.

VI.6.2 CONSUMO DE GAS COMBUSTIBLE

SERVICIO	CARACTERISTICAS (1)	NO. DE UNIDADES	POTENCIA (KW) (2)
POR CONCEPTO DE LA PLATAFORMA DE PRODUCCION UICH			
Compresor Recuperador de Vapores	2.78 MMPCSD; BHP= 605	2	0.634
Compresor de Gas Reaigo	64.5 MMPCSD; BHP= 3467	3 (2 OP/R)	1.500
SUBTOTAL			2.134
POR CONCEPTO DE LA PLANTA ENDULZADORA DE 2MMPCSD			
Rehervidor de la Torre Regeneradora	1648 BTU/hr	1	0.036
Compresor de Gas Reaigo	BHP= 200	2 (1 OP/R)	0.052
SUBTOTAL			0.088
T O T A L			2.222

NOTAS

(1) Por Unidad.

(2) Incluye todas las unidades en operacion.

VI.6.3 CONSUMO DE AGENTES QUIMICOS

AGENTE QUIMICO	LPH
Antiespumante	44.0
Anticorrosivo	2.3

VI.7 DESCRIPCIÓN DEL PROCESO

El proceso está constituido de cuatro fases de -- implementación, cada una de las cuales se describen a -- continuación:

1ª Fase

La mezcla gas-aceite proveniente de la plataforma de perforación UECII a 39 kg/cm^2 man y 120°C se transporta por el oleogasoducto de 36" de diámetro con una longitud de 24 km al ducto Nohoch-Dos Bocas donde se une con el aceite previamente separado de Pol, como un todo, es conducido a la terminal de recepción y exportación Dos Bocas para su correspondiente separación, estabilización del aceite y su almacenamiento.

2ª Fase

Se implementa en el momento de una declinación de pre--sión en el yacimiento.

La mezcla gas-aceite proveniente de la plataforma de perforación es recibida en un cabezal a 120°C y -- 15 kg/cm^2 man, mediante el cual se distribuye paralela--mente a dos módulos de separación de una etapa, cada uno con una capacidad de procesamiento de 50MBPD

La mezcla entra al separador de primera etapa FA-

3101 AB que operan a 118°C y 10.9 kg/cm^2 man, el aceite-obtenido se bombea a través de GA-3101 AD/R hasta una -- presión de 31.36 kg/cm^2 man, es enviado a control de nivel a la terminal de recepción Dos Bocas, mientras que - el gas se envía al rectificador FA-3103 AB (Rectificador primera etapa) que opera a las mismas condiciones que el FA-3101AB y el posible arrastre de aceite por el gas, es separado a control de nivel en éste para ser incorporado a la línea que transporta el aceite a Dos Bocas, el gas rectificado es enviado al complejo marítimo Pol "A".

La presión de operación en los tanques FA-3101AB y FA-3103AB es mantenida a control de presión en la salida de los rectificadores.

3ª Fase

Se implementa una segunda etapa de separación, el aceite separado en los tanques FA-3101AB se envía a los separadores de segunda etapa FA-3102 AB que operan a 115.5°C y 1.4 kg/cm^2 man.

El aceite del tanque FA-3102 es desalojado por -- medio de las bombas GA-3101 AD/R que descarga. el acei te a 29.6 kg/cm^2 man para su envío a Dos Bocas y respectiva estabilización.

El gas separado en Segunda Etapa (FA-3102AB) se envía a rectificar a los FA-3104AB (Rectificadores de Segunda Etapa) que operan a las mismas condiciones del FA-3102, el posible arrastre de aceite por el gas, es separado en éste y enviado al cabezal de succión de bombas (GA-3101A D/R). El gas rectificado se enfría a través de EC-3101 AB en seguida pasa al tanque de succión recuperador de vapores FA-3105 AB que tendrá la función de evitar el posible arrastre de líquidos al compresor recuperador de vapores GB-3101 AB.

Las unidades GB-3101 AB succionan el gas de baja presión a 52°C y 0.35 kg/cm² man, mediante control de presión con la turbina del compresor descargando éste a 153°C y 10.2 kg/cm² man, mezclándose posteriormente con el gas de alta presión proveniente del Rectificador de Primera Etapa FA-3103 AB, para su envío a complejo central Pol "A". Parte del gas de alta presión (3.0 MMPCD) es destinado a la planta endulzadora que proporciona el gas combustible requerido para el proceso.

4^a Fase.

Se establece cuando se experimente un segundo abatimiento en la presión, adicionando a causa de ello una etapa.

de compresión para el gas a transportar.

Las condiciones de operación de los tanques FA-3101 AB y FA-3103 AB son de 115.5°C y 7kg/cm^2 man, en la segunda etapa de separación sólo se presenta un ligero cambio en la temperatura siendo esta de 114.4°C .

La mezcla del gas de alta presión con los vapores recuperados pasa por un enfriador de aire EC-3102 AB/R, la corriente de proceso se enfría de 115.5°C a 52°C después se manda al tanque de descarga al Compresor de Gas Amargo FA-3106 AB/R, en éste se separa el líquido condensado por el enfriamiento.

El gas es comprimido por las unidades GB-3102 AB/R elevando su presión hasta 10.2kg/cm^2 man y 90.5°C con el objeto de permitir su transporte a Pol "A" para su acondicionamiento final.

Para eliminar el arrastre de líquido en la corriente de gas por la formación de espuma se adiciona antiespumante en el cabezal de la alimentación al proceso de separación.

En las instalaciones de Manejo y Transporte de Gas se dispondrá de un sistema inhibidor de corrosión.

El flujo manejado en la 1^a Fase es el correspon--

diente para obtener 20MBPD de aceite que es la producción inicial esperada, las demás fases están referidas para obtener 100 MBPD de aceite.

VI.8 CRITERIOS GENERALES DE DISEÑO DE PROCESO.

El proceso de separación se diseñó en base a los criterios que se mencionan a continuación, y que derivan de los requerimientos que se establecen en las presentes bases de diseño. El proceso se moduló en dos trenes de separación c/u de 50 MBPD, implementándose en 4 fases, conforme al comportamiento propio del yacimiento, con el fin de tener la flexibilidad de operar a capacidades según la aportación de la mezcla gas-aceite por la plataforma de perforación periférica, considerando además, que puedan ser retirados los trenes en forma modular de acuerdo a la declinación de la producción en los pozos.

Antes de establecer la plataforma de producción próxima a la perforación se aprovecha la presión alta inicial del yacimiento, así como el arreglo de ductos submarinos para transportar la mezcla gas-aceite hasta las instalaciones de Dos Bocas para su separación, a lo

anterior se le designó como la primera fase del proceso.

Al disminuir la presión en los pozos, ya no es posible transportar la mezcla gas-aceite a un centro de procesamiento, necesitando colocar una plataforma de producción insitu, al principio se efectúa la separación en una etapa por que la presión a la que se obtiene el gas es suficiente para llegar a la plataforma de compresión en Pol "A", donde recibe su acondicionamiento para su transporte hacia Atasta, el aceite separado es bombeado con el objeto de que llegue a la presión adecuada para su integración en Dos Bocas.

Al implementar la 3^a Fase se contribuye a extraer en lo posible el gas ocluido en el aceite y con ello a la estabilización parcial del mismo, concluyéndose ésta en los equipos e instalaciones de Dos Bocas, evitando problemas de eliminación de gases tóxicos durante su almacenamiento. Los vapores desprendidos en la segunda etapa de separación se recuperan nulificando desperdicios de energía.

La 4^a Fase será implementada cuando el yacimiento declina por segunda vez y se requerirá entonces la compresión del gas de primera etapa y vapores recuperados.

1ª Fase.

Diseño: 52.3 MBPD 39kg/cm² man y 120°C proveniente de la plataforma de perforación.

2ª Fase

Diseño: 103 MBPD 10.9 kg/cm² man, 118.3°C proveniente de los separadores FA-3101 AB, 4213.7 Mm³ std/día --- 15.5°C, 1.033 kg/cm² man, proveniente del separador de alta presión.

Normal: 101 MBPD 7kg/cm² man, 115.5°C proveniente de los separadores FA-3101 AB. 4473.2 Mm³ std/día 15.5°C, --- 1.033 kg/cm² man, proveniente del separador de alta presión.

3ª Fase.

Diseño: 100.0 MBPD 1.4 kg/cm² man; 115.5 °C proveniente de los separadores FA-3102 AB, 253 Mm³ std/día 15.5°C, 1.033 kg/cm² man, proveniente del separador de baja presión.

Normal: 100 MBPD 1.4 kg/cm² man; 112.2°C proveniente de los separadores FA-3102 AB 58Mm³ std/día 15.5°C, 1.033 kg/cm² man, proveniente del separador de baja presión.

Diseño: 1.3106 MBPD 0.35 kg/cm², 52°C, proveniente de

los tanques de succión Recuperador de Vapores FA-3105AB
150. Mm³ std/día 15.5°C, 1.033 kg/cm² man, proveniente
de FA-3105AB.

Normal: 0.124 MBPD 0.35 kg/cm², 52°C proveniente de -
los tanques FA-3105 AB, 54.7 Mm³std/día 15.5°C, 1.033
kg/cm² man, proveniente de FA-3105 AB.

4^a Fase.

Diseño: 9.8 MBPD 5.6 kg/cm² man, 52°C proveniente de -
los tanques de Descarga al Compresor de Gas Amargo (FA-
3106 AB/R) 3641 Mm³/día 15.5°C, 1.033 kg/cm² man pro
cedentes de FA-3106 AB/R.

Normal: Igual a la de Diseño

En el desarrollo del proceso se consideró la generación
de gas combustible in situ.

La plataforma será autosuficiente en servicios -
auxiliares, tales como:

- Energía Eléctrica.
- Gas Combustible
- Sistema de Desfogue
- Almacenamiento y Dosificación de Agentes Quí
micos.

Teniendo respaldo en la plataforma habitacional, que estará suministrando los siguientes servicios:

- Agua contra incendios.
- Agua potable
- Tratamientos de aguas negras.

Se considera, además, que la plataforma estará integrada a un conjunto periférico de plataformas constituido por las siguientes:

- Perforación (existente)
- Habitacional (a instalarse)
- Deshidratación (plataforma futura, que podrá o no instalarse, dependiendo de las necesidades y desarrollo en campo)

VI.9 CRITERIOS GENERALES DE DISEÑO DEL EQUIPO.

En el diseño de los equipos, se tomó en cuenta -- las variaciones de flujo de la mezcla gas- aceite alimentada al proceso de separación.

VI.9.1 TANQUES

VI.9.1.1 Criterios Generales para los Tanques

- Tanque Separador 1^a Etapa: La Presión de operación varía de 169.7 a 114.7 psia, la flexibilidad en capacidad es de 96% a 100% de mezcla gas- aceite.
- Tanque Rectificador 1^a Etapa: Condiciones de presión igual al anterior, su capacidad fluctúa de un 86% a un 100% del gas separado.
- Tanque Separador 2^a Etapa: En este caso la capacidad manejada va de un 100% a un 98% de mezcla gas-aceite, cuando pasa de la tercera a la cuarta fase de implementación.
- Tanque Rectificador 2^a Etapa y Tanque de Succión de Vapores Recuperados: En la tercera fase de implementación se cubre el 100% de la capacidad de vapor, - mientras que en la cuarta sólo un 24%.
- Tanque de Gas Amargo: Se satisface desde un principio el 100% de su capacidad ya que se instala en la cuarta fase de implementación.

VI.9.1.2 Criterios considerados en el diseño de tanques

- Los tanques diseñados son de dos tipos:
 - a) Recipientes Separadores líquido-vapor (horizontal)
Su función es de separar mezclas líquido-vapor y obtener corrientes en una sola fase para alimentar

a otros equipos o enviarse a límites de batería.

Tiempo de residencia considerado en el diseño 5 min (Ref.8)

b) Tanque Separador de Arrastre (Vertical).- Estos recipientes se diseñaron para separar pequeñas cantidades de líquido presente en la corriente de vapor o gas.

Se empleó un tiempo de residencia de 10 min entre los niveles máximo y mínimo del líquido arrastrado o 2 ft, dependiendo del que fuera mayor.

Se consideró un nivel de paro a 1 ft por encima -- del nivel máximo, en el caso de alimentación a compresores.

La alarma por alto nivel está a 2ft de la línea de tangencia inferior del recipiente.

- Criterios Globales aplicados a las dos clases de -- tanques antes mencionados.

I.- Para asegurar el mínimo arrastre de líquido en el -- gas o vapor no se excedió la velocidad crítica y además se optó por pasarlo a través de un eliminador -- de niebla, el cual puede ser de diversos tipos (pla-

cas corrugadas, malla tejida o fibra).

II.- Para determinar la posición del recipiente, se hizo uso de los flujos masicos de cada fase en la alimentación y de las expresiones siguientes.

Si $WV/WL_1 > 1$ Se selecciona la posición vertical

Si $WV/WL < 1$ Se selecciona la posición horizontal.

La preferencia de la posición vertical a mayor cantidad de vapor, se debe a que el principal factor que influye en la separación de las fases es la acción de la gravedad, ya que aumenta la velocidad de separación además de existir una mayor altura disponible para la fase gaseosa.

- Factores importantes considerados en el dimensionamiento de boquillas.

Boquillas.- Se llaman boquillas a los accesorios que se adaptan o conectan al recipiente con las líneas de proceso o con dispositivos auxiliares.

El flujo manejado a través de una boquilla puede estar en una o más fases.

Existen siete patrones de flujo distintos que se consideran en la evaluación de un flujo a dos fases y sólo puede existir un tipo a la vez en una línea, pero si las condiciones de velocidad, rugosidad o elevación varían, el tipo de flujo puede cambiar resultando en una variación significativa de la caída de presión.

Los tipos de flujo que se presentan son:

- 1) Disperso.- En el que casi todo el líquido es arrastrado por el gas en forma de pequeñas gotas (rocío)
- 2) Anular.- El líquido fluye como una película sobre la pared del tubo y el gas a través del núcleo. Además, existe una porción del líquido que es arrastrada en forma de rocío por el gas.
- 3) Burbuja.- Las burbujas de gas se encuentran dispersas en el líquido y se mueven a la misma velocidad.
- 4) Estratificado.- El líquido fluye a lo largo de la base de la tubería y el gas lo hace sobre una interfase suave de líquido-gas
- 5) Ondular.- Similar al estratificado, excepto, que en la interfase se forman ondas que se desplazan -

en la dirección del flujo.

6) Vástago (Slug).- El gas se desplaza con rapidez y levanta periódicamente una onda para formar un vástago espumoso que se desliza a lo largo de la tubería a mayor velocidad que la promedio del líquido.

7) Tapón (Plug).- Se presentan tapones de líquido y gas alternadamente que se desplazan a lo largo de la tubería.

Cuando se tuvo flujo a dos fases, el dimensionamiento de la boquilla se realizó evitando los patrones de flujo tipo vástago y tapón ya que ocasionan variaciones de presión, además, del disperso por su naturaleza a no favorecer la separación.

En ambos casos, flujo de una o dos fases, se emplearon los criterios de velocidad de flujo y caída de presión por cada 100 ft de tubería, los cuales se proporcionan en la tabla VI.A y VI.B.

Los registros de hombre y de mano son accesos -- para mantenimiento e inspección.

Tabla VI .A

Recomendaciones Generales para Liquido y Gas (Vapor)

Liquido	Vel. (ft/s)	AP 100 (psi)
En general	5 - 15	2
Flujo Laminar	4 - 5	-
Flujo Turbulento:		
ρ_L (lb/ft ³)		
100	5 - 8	-
50	6 - 10	-
20	10 - 15	-

Vapores y Gases

Presión de Operación (psig)	AP 100 (psi)
P > 500	2.0
200 < P < 500	1.5
150 < P ≤ 200	0.6
50 < P ≤ 150	0.3
0 < P ≤ 50	0.10

Presión Subatmosferica

Vel. recomendada (ft/s)

$$35.7 \rho_v^{-0.329264}$$

Vel. máxima (ft/s)

$$59.12 \rho_v^{-0.329364}$$

Tabla VI .B

Recomendaciones para Flujo a dos Fases de acuerdo al Servicio proporcionado

Servicio	Vel. (ft/s)	ΔP 100(psi)
Alimentación a recipientes evitar los flujos vástago y tapón	$160/\rho_m^{1/2}(1)$	< 1.0

NOTA:

(1)

$$= \frac{(W_g + W_v)}{\left(\frac{W_g}{\rho_g} + \frac{W_v}{\rho_v}\right)} ; \text{ lb/ft}^3$$

En la práctica el diámetro mínimo nominal de un registro de hombre es de 18", ya que la mayoría de los internos no rebasan esta dimensión, cuando se tienen mallas separadoras se especifica un registro de hombre de 20" debido a que éstas pueden exceder las 20 pulgs. en tamaño y los fabricantes las proporcionan en secciones que no rebasan esta medida, lo que hace su instalación y mantenimiento muy sencillo.

Por economía se colocó sólo un registro de hombre en el recipiente al carecer de internos especiales (como es el caso de los reactores, torres de destilación o desaladoras).

Para las boquillas de venteo y drene se tomó en cuenta que el diámetro mínimo de una boquilla (bridada) es de 1/2 pulg. y siguiendo las recomendaciones de la tabla VI. C fue posible determinar el tamaño de éstas, de acuerdo a las necesidades prevalecientes.

Tabla VI.C

Tamaño de Boquillas para Venteo y Drene.

Vol. del Recipiente (ft ³)	Diámetro de Boquilla de Venteo (in)	Instalación
---	--	-------------

Vol. del Recipiente (ft ³)	Diámetro de Boquilla de Venteo (in)	Instalación
50	3/4	Tubería
51- 600	1	Tubería
601- 2505	1 1/2	Tubería <u>o</u> <u>so</u> bre el re- cipiente.
2506	2	Tubería o sobre reci- piente.

Vol. del Recipiente (ft ³)	Diámetro de Boquilla de Drene (in)	Instalación
50	1	Tubería
50- 200	1 1/2	Tubería o sobre el - recipiente.
201- 600	2	"
600	3	"

VI.9.2 ENFRIADORES DE AIRE.

VI.9.2.1 Criterios Generales para los Enfriadores de Aire.

- Enfriador de Vapores Recuperados: En la tercera fase se cubre un 100% de su capacidad en ambos trenes, al implementar la cuarta fase se requiere emplear sólo uno de ellos, reduciendo en un 34% su transferencia de calor.
- Enfriador de Gas Amargo: Se hace uso del 100% de su capacidad.

VI.9.2.2 Criterios asumidos en el diseño de los Enfriadores de Aire.

- El coeficiente de calor total de los enfriadores de aire está gobernado por la transferencia de calor en la película del aire, el cual es bajo en el orden de $10 \text{ BTU/hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$.
- Los enfriadores de aire utilizan tubos aletados que permiten una superficie externa 20 veces mas que la proporcionada por tubos lisos y esto parcialmente nulifica el efecto de la baja transferencia de calor en la película de aire

Son unidades integradas por una o mas secciones, - las cuales a su vez pueden estar constituídas de uno o - más haces de tubos de 4 a 50 ft de longitud y de 4 a 20 ft de ancho, las secciones tienen un ancho de 4 a 30 ft.

Los tubos están arreglados en hileras, las más - usadas son de 3 a 8 hileras.

La selección de aletas transversales se efectúa, ya que se emplean principalmente para el enfriamiento, - calentamiento de flujo cruzado y sólo se usan cuando los coeficientes de películas de los fluidos que pasan sobre ellas son bajos.

- Cuatro criterios de diseño importantes que afectan a estos sistemas fueron considerados, y estos son:

I.- Temperatura de Bulbo seco del Aire.

II.- Tipo de tiro del Ventilador.

III.- Tipo de Aleta.

IV.- No. de Pasos en los tubos.

I.- Temperatura de Bulbo Seco del Aire.

La temperatura Ambiente de diseño es la variable individual más importante involucrada en un enfriador de -

aire.

Si se utiliza un valor de Temperatura más alto, se obtendrá un sobrediseño y la temperatura de salida de fluido de proceso será más baja de la deseada, en el caso contrario de utilizar un valor mas bajo, el enfriador no será capaz de cumplir los requerimientos de carga térmica.

Desafortunadamente la temperatura de bulbo seco varía considerablemente durante todo el año, en la práctica común, se considera una Temperatura de Diseño que esté excedida en un 2 a 5% de la temperatura media anual.

II.- Tipo de Tiro del Ventilador.

Los enfriadores de aire de Tiro Forzado.- El ventilador está posicionado abajo de los tubos y forza al aire a subir a través del haz de tubos, tiene la ventaja de manipular el aire de enfriamiento a la entrada, requiriendo volúmenes pequeños de aire y bajos HP. Desde el punto de vista de mantenimiento y accesibilidad, las unidades de tiro forzado generalmente ofrecen mejores arreglos y son fáciles de adaptar en multiples unidades. También proporcionan coeficientes de transferencia de calor más altos que los relativos a ventiladores de tiro indu-

cido, porque los de tiro forzado causan turbulencia a través de las hileras.

Las desventajas son: la hilera superior de los tu bos aletados de las unidades de tiro forzado están ex-- puestas a la atmósfera con un daño potencial por granizo, lluvia, etc.

Los de Tiro Inducido.- Localizados arriba de los - tubos, jala el aire a través de estos, son menos ruidoso que los de tiro forzado y menos susceptibles a la recircu lación de aire debida a vientos y obstrucciones.

El rango de tamaño del ventilador es de 3-28 ft de diámetro, sin embargo los diámetros nominales más usa dos son de 14 a 16 ft. Formados con 4 o 6 aspas, las cu les pueden ser de aluminio, plástico, o en el caso de at-- mósfera corrosiva, de acero inoxidable. El impulsor puede ser un motor eléctrico, turbina de vapor, motor hidrául*ic*o o impulsor de gasolina ó gas. El tamaño individual -- del Impulsor está usualmente limitado a 50 ft.

Una unidad puede tener uno o más ventiladores de de pendiendo de los requerimientos.

III.- Tipo de Aleta.

La aleta mas comunmente usada es la de aluminio -

por ser ligera y tener una conductividad térmica alta, - no son aplicables en atmósferas marinas o que tengan SO_2 presente por sufrir corrosión, en su lugar utilizan las de acero al carbón.

Los tubos son usualmente de 1 in de diámetro con aletas espaciadas desde 8 hasta 16 por pulgada, variando su altura de $3/8$ a $5/8$ de in y su espesor de 0.012 a - 0.02 in.

IV.- No. de Pasos por los Tubos.

El factor de corrección por este concepto tiene un mínimo efecto en la LMTD entre mas número de pasos se -- tengan, pero una caída de presión mayor.

- Un camino para controlar la cantidad de enfriamiento es variando la cantidad de aire que fluye a través de el haz de tubos.

Esto puede ser logrado usando motores múltiples, - motores de dos velocidades, impulsores de velocidad variable hidráulica, rejilla de ventilación en la superficie del haz de tubos.

Las rejillas de ventilación proporcionarán un completo rango de control de la cantidad de aire.

VI.9.3 COMPRESORES.

VI.9.3.1 Criterios Generales para Compresores.

- Los compresores de Vapores Recuperados. Durante la tercera fase de implementación se utilizan los compresores respectivos de ambos trenes, cubriendo -- con un 100% su capacidad. En la cuarta fase sólo - se requiere de un compresor para satisfacer las necesidades reduciendo un 42% su potencia, mientras el otro sirve de relevo.
- Compresor de Gas Amargo.- Se aprovecha toda su capacidad desde los inicios de su utilización.

VI.9.3.2 Criterios seguidos en el diseño de Compresores.

- El trabajo de compresión de gases puede ser derivado simplemente de los métodos termodinámicos.

El aumento de temperatura que experimenta el gas durante la compresión dicta un límite para elegir la presión de descarga razonable o segura. El aumento máximo - de temperatura está sujeto:

- 1) A la Temperatura máxima de operación del compresor
- 2) Temperatura máxima que el gas puede resistir antes

de descomponerse, polimerizarse, etc.

- Cálculo de los HP

Fue obtenido por medio del Simulador que efectúa el cálculo de compresión politrópica, de proceso aproximada a través de procesos isoentropicos.

VI.9.4 BOMBAS.

VI.9.4.1 Criterios Generales para Bombas.

Incrementar su potencia en un 26% cuando pasa de la segunda fase de implementación a la tercera fase.

VI.9.4.2 Criterios aplicados en el diseño de bombas.

- El criterio más importante considerando en este punto es: el tener un NPSH (cabeza de succión positiva neta) disponible suficiente. Asegurando así que la presión ejercida en el líquido a succionar sea mayor a la presión de vapor del mismo, para evitar evaporaciones que dañen el funcionamiento de la bomba al provocar cavitación y a su vez absorba, la caída de presión por fricción y admisión en la línea de succión como el aumento de velocidad, elevación de succión y la caída de presión experimentada en la propia bomba.

La presión de empuje sobre el líquido que va a entrar en la bomba deberá vencer la elevación estática, pérdidas por fricción y turbulencia en la línea de succión, acelerar el fluido y mantener la presión suficiente para evitar que el fluido hierva durante la succión.

Otros parámetros importantes son el flujo manejado por la bomba, eficiencia y cabeza de la misma, éstos cubren los requerimientos del fluido bombeado.

Filosofía Operacional.

Esta filosofía esta dada directamente en el análisis técnico de las alternativas y en la descripción del proceso de la alternativa seleccionada. Cuando se realice la Ingeniería Básica final de este proyecto deberá incluir dicho documento por separado.

No se presenta aquí, ya que el trabajo esta enfocado principalmente al estudio técnico-económico de alternativas propuesta y la selección adecuada de una de ellas y no al desarrollo completo de la ingeniería básica.

C O N C L U S I O N .

El Ingeniero de Proceso continuamente se enfrenta a problemas de diseño y operación. El método frecuentemente utilizado para encontrar una solución es a través de un estudio técnico-económico, su principio fundamental es encontrar el camino que lleve a resultados, tal vez no los más óptimos, pero sí acordes a los recursos -- que se tienen y al tiempo disponible.

Los pasos que lo constituyen son utilizados en este trabajo mostrando el beneficio, flexibilidad y versatilidad en su empleo.

Permite una vez definido el problema y la recopilación de información referente al mismo, elaborar una serie de alternativas de solución aumentando la posibilidad de encontrar la más idónea a los requerimientos establecidos.

Como se observa en el desarrollo del trabajo la alternativa seleccionada de: procesar la mezcla gas-aceite en una plataforma de producción insitu, transportando el aceite separado a la terminal de recepción "Dos Bocas" y el gas al complejo Pol "A" para su acondicionamiento -

de transporte, contempla el comportamiento de este campo, principalmente el fenómeno de la declinación de presión y la lejanía que tiene con respecto a otros campos. Evitando así, sean una limitante para su explotación a largo plazo.

La modulación de las instalaciones absorbe cualquier variación en la producción.

Cumple con las políticas establecidas.

Se caracteriza por aprovechar al máximo la energía auxiliándose de la Infraestructura existente.

En consecuencia, alcanza el objetivo principal de sustituir las deficiencias de los campos Abkatún, Pol y Chuc.

El anteproyecto muestra el proceso para separar el aceite del gas, describiendo la secuencia de operaciones unitarias requeridas, condiciones de operación y equipo necesario; mostrando además, las diferentes etapas de implementación como resultado de elegir un diseño de tipo modular con una flexibilidad amplia para las diferentes necesidades de trabajo y la forma de explotación en el tiempo.

Finalmente el trabajo presenta la mejor alternati

va acorde al comportamiento predicho para el campo ----
"UECH", que deberá implementarse para su explotación e
incluye la Ingeniería Básica preliminar.

B I B L I O G R A F I A .

- 1.- NELSON, W.L.
PETROLEUM REFINERY ENGINEERING
4^a EDICION
MC. GRAW HILL BOOK COMPANY.

- 2.- GARY, J. II.
REFINO DE PETROLEO
ED. REVERTE, S.A. 1980
EDICION EN ESPAÑOL

- 3.- THUESEN, H.G., FABRICKY W.J. Y THUESEN G.J.
INGENIERIA ECONOMICA
5^a EDICION, 1981
EDITORIAL DOSSAT

- 4.- HAJEK, VICTOR G.
INGENIERIA DE PROYECTOS
EDICIONES URMO, S.A.
NEW YORK, 1965

- 5.- RUDD, D.F. Y WATSON CH.C.
ESTRATEGIA DE INGENIERIA DE PROCESO
EDITORIAL ALHAMBRA, S.A.

1^a EDICION EN ESPAÑOL
ESPAÑA, 1976.

- 6.- LUDWIG, ERNEST E.
APPLIED PROCESS DESIGN FOR CHEMICAL
AND PETROCHEMICAL PLANTAS. VOL. III, pp373
GULF PUBLISHING COMPANY.
UNITED STATES, 1965

- 7.- GUTHRIE, KENNETH W.
PROCESS PLANT ESTIMATING EVALUATION
AND CONTROL, pp603
CRAFTSMAN BOOK COMPANY OF AMERICA.
UNITED STATES, 1974.

- 8.- GUERRERO, ANAYA GERMAN
TESIS PROFESIONAL "DISEÑO HIDRAULICO DE RECIPIENTES
SEPARADORES LIQUIDO-LIQUIDO Y LIQUIDO-VAPOR PARA LA
INDUSTRIA DE PROCESO" pp. 231
INSTITUTO POLITECNICO NACIONAL
MEXICO, D.F., 1987

- 9.- REYES AGUIRRE ARTEMIO
TESIS PROFESIONAL "PROYECTO PARA LA INTEGRACION DE

DOS ETAPAS DE DESALADO DE CRUDO PARA LA PLANTA DE
DESTILACION COMBINADA DE LA REFINERIA DE TULA, HGO.
pp 140

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO.
MEXICO, D.F., 1984.

10.- KERN, DONALD Q.

PROCESOS DE TRANSFERENCIA DE CALOR
DECIMOACTAVA IMPRESION, NOV. 1984., pp. 980
CIA. EDITORIAL CONTINENTAL, S.A.

11.- HICKS, TYLER G.

BOMBAS SU SELECCION Y APLICACION
CIA. EDITORIAL CONTINENTAL, S.A.
MEXICO, D.F.

12.- WATKINS, R.N.

PETROLEUM REFINERY DESTILLATION pp. 529

13.- CASTILLO, CUEVA MARCO POLO

"CRITERIOS DE DISEÑO APLICADOS AL PROCESAMIENTO
Y TRANSPORTE DE GAS Y ACEITES MARINOS"
BOL. TEC. ARPEL, 47-59 MARZO 1985
TRABAJO PRESENTADO A LA LIV REUNION A NIVEL DE EX-

PERTOS DE ARPEL.

- 14.- PEERLESS PUMP
WHAT IS "NPSH"
FMC CORPORATION
LOS ANGELES, CALIFORNIA. pp 1-12
- 15.- PETROLEOS MEXICANOS
MEMORIAS DE LABORES 1986
pp. 230
2^a EDICION
MEXICO, D.F., 1987
- 16.- SMITH J. M., VAN NESS H.C.
INTRODUCCION A LA TERMODINAMICA EN LA
INGENIERIA QUIMICA.
pp 310-318
MC. GRAW HILL
TRADUCCION DE LA 3^a EDICION EN INGLES
MEXICO, D.F., 1986