



18  
2E

# Universidad Nacional Autónoma de México

FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES  
CUAUTITLAN



## INGENIERIA BASICA PARA LA PLATAFORMA MARINA DE PRODUCCION KU-A

T E S I S  
QUE PARA OBTENER EL TITULO DE:  
INGENIERO QUIMICO  
P R E S E N T A:  
**Alejandro Santiago Hernández**

A S E S O R D E T E S I S  
I.Q. ARIEL BAUTISTA SALGADO

CUAUTITLAN IZCALLI, EDO. DE MEX.

JULIO 1994

TESIS CON  
FALLA DE ORIGEN



## **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).

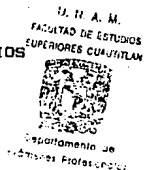
El uso de imágenes, fragmentos de videos, y demás material que sea objeto de protección de los derechos de autor, será exclusivamente para fines educativos e informativos y deberá citar la fuente donde la obtuvo mencionando el autor o autores. Cualquier uso distinto como el lucro, reproducción, edición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



UNIVERSIDAD NACIONAL  
AVENIDA DE  
MEXICO

FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES CUAUTITLAN  
UNIDAD DE LA ADMINISTRACION ESCOLAR  
DEPARTAMENTO DE EXAMENES PROFESIONALES

ASUNTO: VOTOS APROBATORIOS



DR. JAIME KELLER TORRES  
DIRECTOR DE LA FES-CUAUTITLAN  
P R E S E N T E .

AT'N: Ing. Rafael Rodríguez Ceballos  
Jefe del Departamento de Exámenes  
Profesionales de la F.E.S. - C.

Con base en el art. 28 del Reglamento General de Exámenes, nos permitimos comunicar a usted que revisamos la TESIS TITULADA:

Ingeniería Básica para la Plataforma Marina de Producción

HU-A.

que presenta el pasante: Alejandro Santiago Hernández  
con número de cuenta: 8241389-1 para obtener el TITULO de:  
Ingeniero Químico

Considerando que dicha tesis reúne los requisitos necesarios para ser discutida en el EXAMEN PROFESIONAL correspondiente, otorgamos nuestro VOTO APROBATORIO.

A T E N T A M E N T E .

"POR MI RAZA HABLARA EL ESPIRITU"

Cuautitlán Izcalli, Edo. de Méx., a 4 de Mayo de 1994

PRESIDENTE	<u>I. Q. I. Alvaro Leo Ramírez</u>	
VOCAL	<u>I. Q. Angel Bautista Salgado</u>	
SECRETARIO	<u>Ing. I. Arnulfo Cheavando</u>	
PRIMER SUPLENTE	<u>Ing. C. Ricardo P. Hernández García</u>	
SEGUNDO SUPLENTE	<u>Ing. Gilberto Atilano Amayo Ventura</u>	

## DEDICATORIA

*A mis padres:*

*José C. Santiago Reyes*

*A quien con su esfuerzo permitió mi formación profesional, y con sus consejos y experiencia transmitida mi formación moral.*

*María del Carmen Hernández Cabrera*

*Que siempre me apoyó en los momentos difíciles de mi vida.*

*A ellos con gran cariño y respeto, les doy las gracias por todo lo ofrecido.*

*A mi hijo:*

*Erick Alejandro*

*Que es lo mejor de mi vida y que ha sido desde su existencia la inspiración para superarme.*

*A mis hermanos:*

*Patricia, Carlos y Hector*

*Por su comprensión y el cariño que siempre nos ha unido como familia.*

*A mis cuñados:*

*Alfonso, Isela y Rocio*

*Por la noble y desinteresada amistad que me han brindado.*

*A mis sobrinos:*

*Carlos y Omar.*

*Esperando que la presente meta sirva como ejemplo a seguir en su futura preparación.*

*A mis excompañeros de generación y grandes amigos:*

*Rubén Alcántara  
Miguel Ortiz  
José Antonio Salvador*

*Que siempre me han brindado su sincera amistad.*

*A todo el personal del departamento de Diseño de Proceso de la Subdirección General de Ingeniería de Proyecto, rama explotación, del Instituto Mexicano del Petróleo.*

*Un especial y sincero agradecimiento al Ing. Victor Chávez Ortiz, por la generosa y gran ayuda que ofreció con sus conocimientos en la elaboración del presente trabajo*

*Agradesco al Ing. Ariel Bautista Salgado el apoyo concedido para la culminación de este trabajo.*

# INDICE

<b>ALCANCE</b>	<b>1</b>
<b>INTRODUCCION</b>	<b>3</b>
<b>CAPITULO I "GENERALIDADES"</b>	
1.1 Aspectos generales sobre petróleo y su explotación	5
1.2 Producción petrolera en México	7
1.3 Producción petrolera en la Sonda de Campeche	9
<b>CAPITULO II "ANTECEDENTES"</b>	
II.1 Procesamiento general en la Sonda de Campeche	13
II.2 Plataformas marinas de producción	13
II.3 Plataformas marinas de compresión	18
II.4 Plataformas marinas de enlace de gas	20
II.5 Estación de recompresión y bombeo (Atasta), y Estación de recepción (Cd. Pemex)	22
II.6 Plataforma marina KU-A	25
<b>CAPITULO III "INGENIERIA BASICA PARA LA PLATAFORMA DE PRODUCCION KU-A"</b>	
III.1 Bases de diseño	31
III.1.1 Función de la planta	31
III.1.2 Tipo de proceso	32
III.1.3 Capacidad, rendimiento y flexibilidad	33
III.1.3.1 Factor de servicio	33

III.1.3.2	Capacidad y rendimiento	33
III.1.3.3	Flexibilidad	34
III.1.4	Especificaciones de la alimentación en límites de batería	35
III.1.4.1	Condiciones de la alimentación en límites de batería	37
III.1.5	Especificaciones de los productos en límites de batería	38
III.1.5.1	Condiciones de los productos en límites de batería	38
III.1.6	Agentes químicos	40
III.1.7	Servicios auxiliares	41
III.1.7.1	Agua potable	41
III.1.7.2	Agua de proceso	41
III.1.7.3	Agua de servicio	41
III.1.7.4	Aire de instrumentos	42
III.1.7.5	Aire de planta	42
III.1.7.6	Combustible	42
III.1.7.7	Sistema eléctrico	46
III.1.7.8	Drenajes	46
III.1.7.9	Desfogue	47
III.1.7.10	Sistema de seguridad y protección contra incendio	47
III.1.7.11	Localización y datos del lugar	48
III.2	Balance de materia y energía	50
III.2.1	Lista de equipo	52
III.3	Descripción del proceso	74
III.3.1	Sección de separación	74
III.3.2	Sección de compresión de gas amargo	77
III.3.3	Distribución de gas combustible	80
III.4	Criterios generales de diseño	83

III.4.1 Sección de separación	83
III.4.2 Sección de compresión	86
III.4.3 Sección de endulzamiento	88
III.4.4 Sección de distribución de gas	90
III.5 Filosofías básicas de operación	92
III.5.1 Sección de separación	92
III.5.2 Compresión de gas amargo	95
III.5.3 Sistema de distribución de gas combustible	97
<b>APENDICE</b>	<b>99</b>
<b>BIBLIOGRAFIA</b>	<b>113</b>



## ALCANCE

La creciente producción de hidrocarburos en el país ha sido impulsada principalmente por el descubrimiento de nuevos campos petroleros. Entre los campos descubiertos hasta principios de los 80's destacan los denominados "super gigantes": Cantarell, Maloob, Ku y Abkatùn, los cuales se ubican en la Zona Marina de Campeche.

Esta zona se conoce como Sonda de Campeche y en los últimos años se ha convertido en una de las regiones petroleras más importantes de México, ya que los campos de explotación que integran dicha zona contribuyen con más de la tercera parte de la producción total nacional de crudo.

El presente trabajo se enfoca al desarrollo de una nueva instalación marina que llevará por nombre KU-A, la cual será diseñada para separar la mezcla crudo-gas proveniente de los campos KU-MALOOB. Esta nueva Plataforma se integrará al conjunto de complejos existentes y contribuirá con su producción al procesamiento general de hidrocarburos del área marina.

El trabajo se ha desglosado en tres capítulos y un apéndice, siendo el primero el capítulo de Generalidades. Dentro de este capítulo se dan aspectos generales sobre petróleo y su explotación en México, proporcionando datos estadísticos de la producción en las principales zonas petroleras del país, presentando además una breve reseña de la Sonda de Campeche desde su descubrimiento hasta nuestros días.

El segundo capítulo corresponde a los Antecedentes; en este capítulo se presenta la descripción del procesamiento utilizado por PEMEX para extraer, acondicionar y transportar los hidrocarburos generados en el área marina, explicando de manera detallada la función específica de las diferentes plataformas que operan y procesan el crudo y gas

hasta su entrega en los diferentes destinos (Atasta, Cayo Arcas, Dos Bocas y Cd. Pemex). También se muestra un panorama general del futuro funcionamiento de la Plataforma KU-A y la relación que existirá con las plataformas existentes (Akal "C", Akal "J", Nohoch "A", Abkatún y Pol), al integrarse KU-A al manejo global de la producción.

En el tercer capítulo se desarrolla la Ingeniería para la Plataforma KU-A, este paquete se integra por los siguientes documentos: Bases de Diseño, Diagramas de Flujo de Proceso (DFP's), Balances de Materia y Energía, Descripción del proceso, Criterios de Diseño y Filosofías Básicas de Operación.

Por último, el trabajo cuenta con un Apéndice en el cual se presentan los documentos complementarios de la Ingeniería elaborada en el capítulo tercero, incluyendo en dicho apartado los Esquemas de Flujo de Proceso, Diagramas de Tubería e Instrumentación (DTI's), Planos de Localización General de Equipos (PLG's) y las Hojas de Especificaciones de los equipos de proceso.

## INTRODUCCION

Entre las industrias básicas con que cuenta nuestro país, la más importante en la actualidad es la industria petrolera, ya que en la producción de la mayoría de las materias primas que se emplean a nivel industrial se utiliza el petróleo o algunos de los productos derivados que de él se obtienen.

La industria del petróleo es la más vasta y extensa de todas las industrias químicas, siendo además la más compleja de las industrias de proceso. Para la explotación de este recurso natural, es necesario primeramente la exploración de nuevos campos petroleros para posteriormente desarrollar los procesos de producción.

La extracción de hidrocarburos de un yacimiento petrolero es una de las primeras etapas en la serie de operaciones necesarias para disponer de la materia prima, para la obtención de combustibles por medio de procesos de refinación ó de un sin número de productos a partir de procesos petroquímicos.

La explotación de los pozos de un yacimiento genera una mezcla de petróleo crudo y gas que pueden tener un mayor o menor contenido de agua, metales, sales y gases ácidos, dependiendo de las características del estrato geológico que almacena dicho petróleo. Esta característica particular definen los procesos a que habrán de someterse los hidrocarburos para cumplir con especificaciones de calidad para su manejo, transporte, exportación y posterior procesamiento.

Sin embargo, invariablemente debe haber una separación inicial de la mezcla para obtener una corriente de aceite y otra de gas, ya que ambos productos tienen como destino final procesos diferentes.

Refiriéndonos a la Zona Marina en la Sonda de Campeche, el proceso anterior se lleva a cabo en las Plataformas Marinas de Producción, dentro de las cuales se efectúa dicha separación y se permite el acondicionamiento de hidrocarburos para su posterior transporte.

En los últimos años el descubrimiento de los campos petroleros "Maloob" y "Ku", propiciaron que se tuviera que desarrollar la Ingeniería para la instalación de una nueva plataforma de producción denominada KU-ALFA (KU-A), la cual deberá desempeñar la función de separar la mezcla crudo-gas, y posteriormente comprimir el gas procedente de esta separación.

Por tal motivo en el presente trabajo se ha fijado como objetivo elaborar los documentos que conforman el paquete de Ingeniería Básica para dicha plataforma, considerando los servicios auxiliares de la misma.

La instalación de esta nueva Plataforma permitirá acondicionar las corrientes de crudo y gas para integrarlas de manera independiente al complejo Aka! "J". La Ingeniería que se realizó para esta plataforma, contempla una segunda fase con equipo de compresión adicional necesario, para el manejo adecuado de la producción de crudo y gas, aún cuando se presente la esperada declinación de la presión en los pozos KU-MALOOB.

**CAPITULO I**  
**GENERALIDADES**

## GENERALIDADES

### 1.1 ASPECTOS GENERALES SOBRE PETROLEO Y SU EXPLOTACION

La palabra petróleo proviene del vocablo "PETROLEUM". (petra-piedra y óleum-aceite). El petróleo es una mezcla compleja de hidrocarburos, es decir, es una combinación de carbono e hidrógeno casi exclusivamente. Esta mezcla cambia de proporción según su lugar de origen aunque en esencia se trata de los mismos grupos químicos.

El petróleo y el gas natural generalmente asociado con él se encuentran hoy en día asociados con rocas sedimentarias, en depósitos en la corteza terrestre a profundidades que varían desde los pocos metros hasta varias millas. Cuando se perfora el pozo petrolero en las rocas saturadas de crudo y gas, las presiones subterráneas empujan a estos a fluir a través de la roca hacia el pozo y posteriormente a la superficie.

La explotación de un pozo petrolero se efectúa principalmente de dos maneras: mediante la energía natural del pozo al fluir el crudo por empuje hidráulico o de gas; y los de producción artificial (bombeo neumático, inyección de agua, etc.), los cuales son sistemas de explotación externos que se aplican cuando la presión de estos pozos no permite que fluya el crudo por energía natural.

El aceite que producen los pozos es enviado (por propia energía o la que se les proporcione artificialmente) hasta un primer centro de recolección llamado plataforma de producción (en mar), en donde se separa mecánicamente el aceite del gas y del agua; y

posteriormente se envían a otros centros recolectores para de ahí mandarlos a centros de tratamiento y refinación.

## 1.2 PRODUCCION DE PETROLEO EN MEXICO

Hoy en día México ocupa un lugar importante entre los países productores de hidrocarburos tanto por sus niveles de producción, que rebasan los 3.1 millones de barriles por día (MMBPD)\* y 123 millones de metros cúbicos por día de gas (MMm<sup>3</sup>SD), como por sus reservas probadas, que al 1° de Enero de 1994 ascendían a aproximadamente 75,700 millones de barriles de crudo equivalente, correspondientes al 4.7 % del total de las reservas probadas de todo el mundo.

Las reservas probadas de hidrocarburos en México se encuentran localizadas en tres principales regiones: Zona Marina (Sonda de Campeche), Chicontepec y Zona Sureste además de otras áreas de menor importancia (fig. 1), aportando cada una el 54.7, 23.5, 16.6 y 5.2 % de las reservas de crudo y condensados, y el 15.6, 36.9, 31.0 y 16.5 % de gas, respectivamente.

La Zona Marina aportó en 1993 un promedio de 2.3 MMBPD de crudo y 39.2 MMm<sup>3</sup>SD de gas, correspondiente al 74.1%, y 31.8% del total de la producción de crudo y gas de nuestro país.



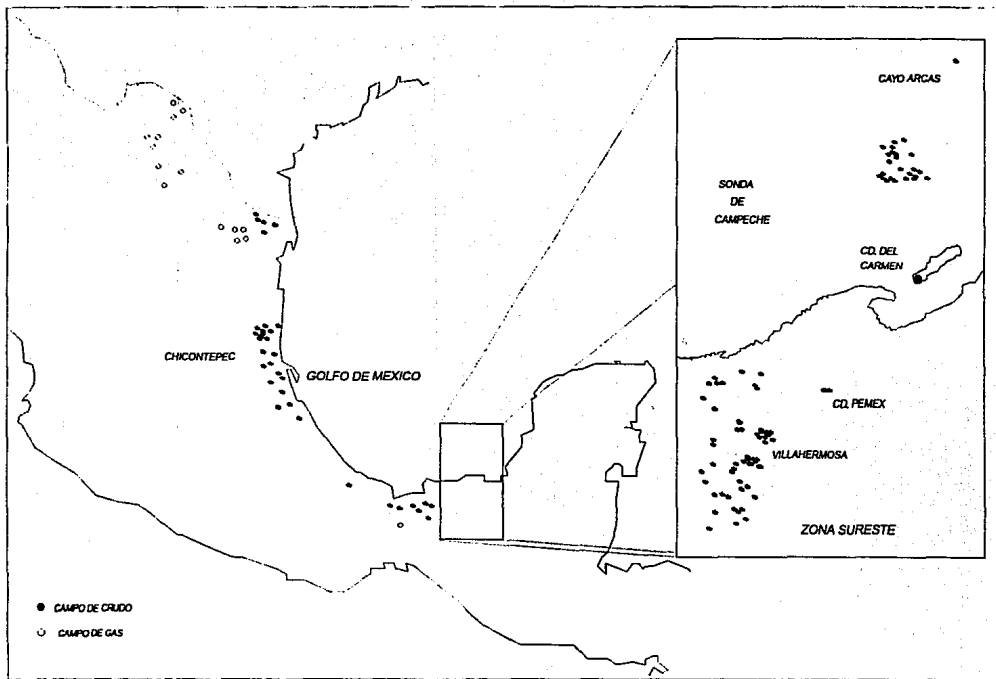


FIG. 1

PRINCIPALES ZONAS PRODUCTORAS DE HIDROCARBUROS EN LA REPUBLICA MEXICANA

### **1.3 PRODUCCION PETROLERA EN LA SONDA DE CAMPECHE**

Al comienzo de la década de los 70's se inició la exploración petrolera en una región de nuestro país que tradicionalmente se consideró con pocas posibilidades de contener hidrocarburos. Este criterio se tenía desde los tiempos en que las compañías extranjeras hicieron las primeras exploraciones en el sureste de México. Estos trabajos rudimentarios hicieron suponer que al sur del estado de Veracruz no había ya depósitos de hidrocarburos. Sin embargo, utilizando nuevos sistemas y tecnologías, en 1972 Petroleos Mexicanos inició trabajos de exploración en esas áreas, incluyendo la plataforma continental del golfo de Campeche.

Los resultados de esos trabajos permitieron pensar que las estructuras localizadas tenían muchas posibilidades de contener aceite. Así, dos años mas tarde, en 1974, se inició la perforación del primer pozo marino exploratorio desde una unidad flotante. En 1975 el pozo Chac I confirmó la existencia de hidrocarburos, y en agosto de ese año se logró la primera producción de prueba, obteniendo cerca de 1000 barriles diarios. Entre 1976 y 1979 se continuó la exploración, y al terminar la década, la Sonda de Campeche se había convertido ya en la segunda zona de importancia en la actividad exploratoria petrolera.

Trabajos geofísicos adicionales y la perforación de los pozos Akal y Nohoch, permitieron determinar la existencia de un yacimiento de gran tamaño: el Cantarell, un campo gigante de los pocos descubiertos en el mundo de la década de los 70's, con espesores de más de mil metros de roca impregnada con aceite. Para dar una idea de su importancia, podrían tomarse como referencia los trabajos que los ingleses hacían en el Mar del Norte, donde un yacimiento de cien metros es considerado como de los mejores.

Paralelo a las actividades exploratorias, en junio de 1979 se inició el cabal aprovechamiento del crudo en el Golfo de Campeche, con la entrada en operación de la primera plataforma de producción. Así, siete años después de la primera exploración, el

petróleo de la Sonda de Campeche empezó a ser explotado desde un complejo marino fijo, denominado Akal "C".

Ahí se concentraba la producción del área, principalmente la del pozo Cantarell 1-A, que junto con la de los campos Nohoch y Chac promediaron 51,744 barriles diarios de junio a noviembre. En septiembre y diciembre de ese año entraron en operación los complejos Akal "J" y Nohoch "A", respectivamente.

Estos tres complejos integran el área productiva denominada Cantarell, que se caracteriza por producir crudo pesado tipo maya. El área marina de Campeche aportó entonces un promedio diario de casi 240 mil barriles, demostrando su alta capacidad de producción.

En ese entonces los tres complejos utilizaban un oleoducto de 36" (pulgadas) de diámetro para enviar el aceite a tierra, y de ahí se redistribuía a las refinerías y a los puntos de exportación.

Desde la perforación del pozo Chac en 1975 a la fecha, la Sonda de Campeche ha experimentado un cambio radical. En los últimos años Petroleos Mexicanos ha logrado descubrir nueve campos de los denominados "super gigantes", cuatro de ellos ubicados en la Sonda de Campeche y que son: el ya mencionado Cantarell, Maloob, Ku y Abkatún.

Existen actualmente cinco complejos centrales de producción: los tres ya mencionados, además de Abkatún y Pol, que producen crudo ligero (fig. 2). Entre todos, tienen capacidad para manejar alrededor de dos millones diarios de barriles de crudo, sin contar la producción del nuevo complejo KU-A.

Petroleos Mexicanos ha colocado en esta región, alrededor de 75 plataformas de exploración, perforación, producción y estabilización de crudo, enlace, rebombeo, compresión y habitación, así como una extensa red de ductos submarinos que se utiliza

para transportar la producción obtenida a los diversos centros de almacenamiento, distribución y exportación (Dos Bocas, Atasta y Cayo Arcas).

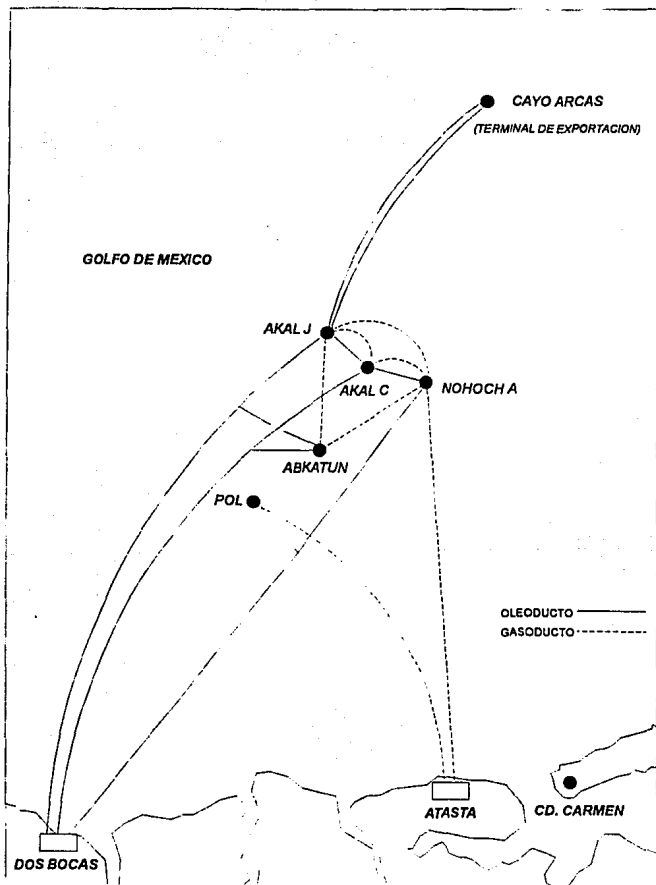


FIG. 2

LOCALIZACION DE LOS COMPLEJOS CENTRALES DE PROCESAMIENTO Y DESTINO DE LOS HIDROCARBUROS PRODUCIDOS EN LA SONDA DE CAMPECHE

**CAPITULO II**  
**ANTECEDENTES**

## ANTECEDENTES

### II.1 PROCESAMIENTO GENERAL EN LA SONDA DE CAMPECHE

La Sonda de Campeche viene a ser una de las mayores áreas productivas en las que aún están por desarrollarse nuevos campos tales como Ku y Maloob. En la actualidad, la mayor parte de la producción proviene de dos campos, Abkatún y Cantarell.

La explotación de la Sonda de Campeche se lleva a cabo en nueve plataformas de producción (Separación Aceite-Gas Asociado), y tres de compresión (Acondicionamiento y Compresión de Gas). El crudo separado se envía a terminar de procesar en instalaciones terrestres, localizadas en la Terminal de Exportación de Dos Bocas, o se transporta estabilizado a la Terminal Marina de Exportación Cayo Arcas. (ver esquema de procesamiento general en el Apéndice)

En cuanto al gas se refiere, éste se acondiciona en plataformas y se transporta a la Estación de Recompresión de Atasta, para su envío a procesamiento en las instalaciones de Ciudad Pemex.

### II.2 PLATAFORMAS MARINAS DE PRODUCCION

En estas plataformas se efectúan, principalmente la separación de la mezcla gas-crudo-agua proveniente de pozo, y la estabilización del aceite para su envío a almacenamiento en la terminal de exportación de Dos Bocas para su posterior procesamiento.

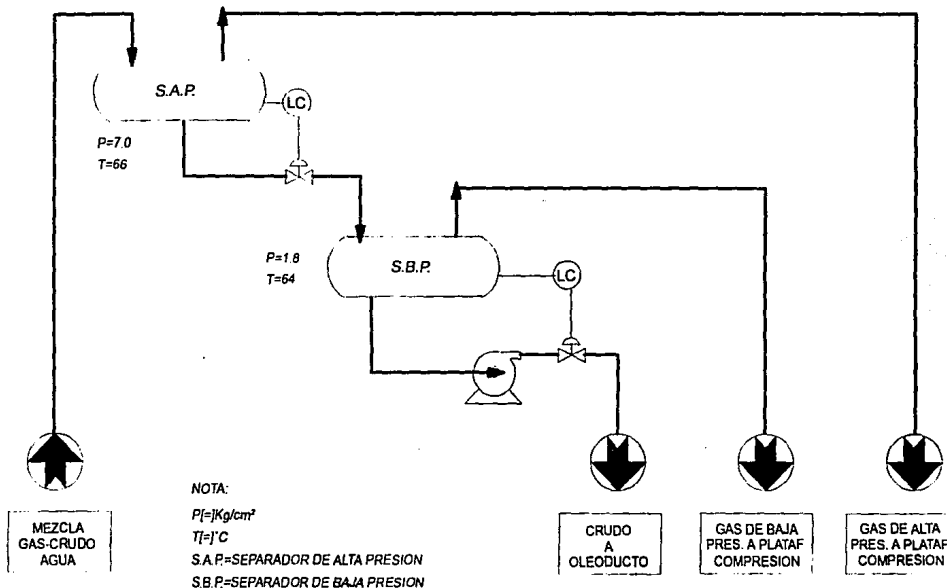


FIG.3

SEPARADORES DE PRODUCCION DE ALTA Y BAJA PRESION



#### A) SEPARADORES DE PRODUCCION

En las plataformas de producción (fig. 3) se efectúa la separación de la mezcla gas-crudo-agua, proveniente del pozo. Para realizar esta operación, la plataforma cuenta con dos etapas de separación, en las que, dependiendo el destino final del crudo, se lleva a cabo la estabilización para evitar el desprendimiento de vapores durante el transporte y en almacenamiento en terminales y buquetanques.

La mezcla gas-aceite se envía a la primera etapa de separación, operando a  $7 \text{ kg/cm}^2$  (100 psig). El líquido obtenido se expande y se alimenta a una segunda etapa, cuya presión de operación varía entre  $1.8$  y  $0.7 \text{ kg/cm}^2$  (25-10 psig). La producción de aceite durante la etapa inicial de operación de un campo típico del área de Cantarell, es de  $16 \text{ Mm}^3\text{d}$  (100 MBPD), pero mediante acondicionamiento e instalación de nuevo equipo, se ha alcanzado entre  $25$ - $32 \text{ Mm}^3\text{d}$  (160-200 MBPD).

El crudo obtenido de esta última etapa, se bombea y se envía a tierra (a terminar de procesarse), o a la Terminal de Exportación de Cayo Arcas, mientras que el gas separado se comprime en otra plataforma.

#### B) ESTABILIZACION DE CRUDO

El propósito primordial de la estabilización del crudo, es el de obtener los valores de PVR (Presión de Vapor Reid) tan bajos como  $10 \text{ psia}$  ( $0.7 \text{ Kg/cm}^2$ ), con lo cual, es eliminado el problema de que se generen una gran cantidad de vapores al almacenar hidrocarburos líquidos (fig. 4).

El almacenamiento en tierra se lleva a cabo en tanques de techo fijo o flotante, mientras que en el mar el crudo es almacenado temporalmente en un buque cautivo.

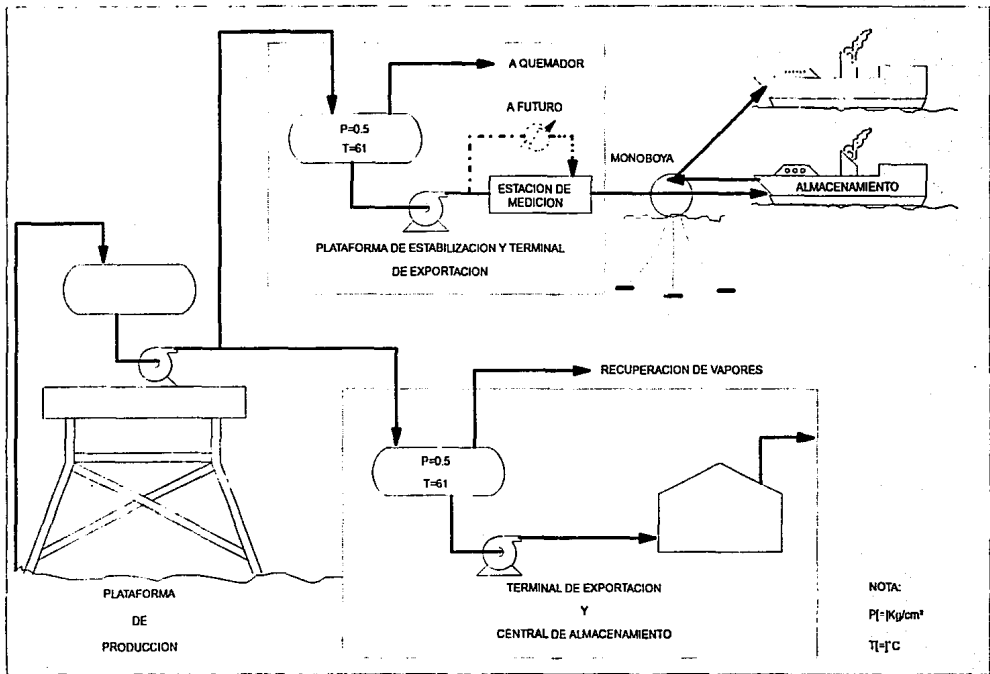


FIG.4

PROCESAMIENTO PARA LA ESTABILIZACION DE CRUDO

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 10 a 12 psia ( $0.7 \text{ kg/cm}^2$  a  $0.8 \text{ kg/cm}^2$ ), que es una presión por debajo de la atmosférica y que evita en lo posible la liberación de gases a la atmósfera, debido que a estas presiones el aire actúa como una tapa natural.

Para el caso de la operación de los campos de crudo caliente, se tiene contemplado operar en el futuro un enfriador de crudo estabilizado (operando con agua de mar), para obtener un aceite con una menor presión de vapor, minimizando con ello el venteo de gases.

Los tanques estabilizadores, tanto en mar como en tierra, operan a una presión alrededor de  $0.5 \text{ kg/cm}^2$ , y tienen una capacidad para manejar una generación de vapores de  $93.5 \text{ Mm}^3/\text{d}$  ( $3.3 \text{ MMPCD}$ ).

La Terminal Terrestre de Exportación Dos Bocas, estabiliza  $159 \text{ MMm}^3/\text{d}$  ( $1 \text{ MMBPD}$ ) de aceite, generando  $668.3 \text{ Mm}^3/\text{d}$  ( $23.6 \text{ MMPCD}$ ) de gas que se enviarán a los sistemas de recuperación.

## II.3 PLATAFORMAS MARINAS DE COMPRESION

La plataforma de compresión recibe 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 (fig. 5).

### A) COMPRESION DE GAS AMARGO

Esta sección tiene como función elevar la presión del gas hasta valores tan altos como  $84.4 \text{ kg/cm}^2$  (1,200 psig.). Se cuenta con cuatro módulos de compresión, de los cuales, uno se considera como relevo. Esto significa que, tomando en cuenta la capacidad de los módulos, se pueda manejar un total de  $764.6 \text{ Mm}^3/\text{d}$  (27 MMPCD) de gas de baja presión y  $8,411 \text{ Mm}^3/\text{d}$  (297 MMPCD) de gas de alta presión, estos módulos cuentan con inter-enfriadores y separadores inter-etapa para el manejo de los condensados

### B) ENDULZADORA DE GAS

Con el fin de disponer del suministro de energía requerido por las instalaciones, se lleva a cabo el endulzamiento de gas de alta presión para su uso como gas combustible.

Esta operación se efectúa en tres plantas conectadas en paralelo, cada una con capacidad de  $283 \text{ Mm}^3/\text{d}$  (10 MMPCD) y se mantienen dos en operación a baja capacidad y una de relevo. En el endulzamiento es utilizado DEA (dietanol amina al 30 % en peso), y el contenido de Acido Sulfhídrico y Bióxido de Carbono se reduce hasta 4 y 1,000 ppm, respectivamente.

NOTA:  
 $P$ : kg/cm<sup>2</sup>  
 $T$ : °C

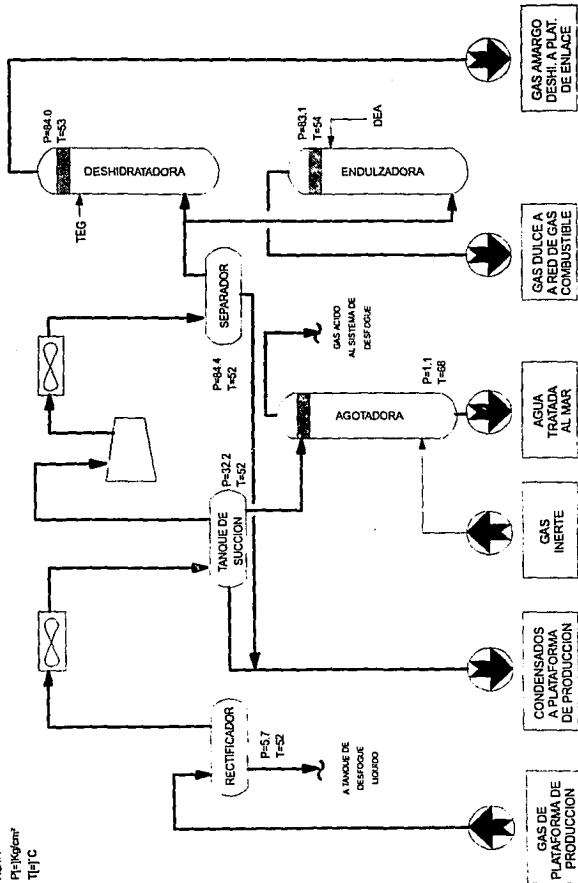


FIG. 5

PROCESAMIENTO Y ACONDICIONAMIENTO DEL GAS PARA SU TRANSPORTE

#### **C) DESHIDRATACION DEL GAS**

La deshidratación del gas se lleva a cabo en una planta operando con trietilenglicol (TEG) con una capacidad de 7,646.4 Mm<sup>3</sup>/d (270MMPCD). La finalidad de estas plantas es reducir el contenido de agua en el gas que se envía a tierra hasta 0.112 kg/Mm<sup>3</sup> (7 lb/MMPC), valor que se considera adecuado para evitar problemas durante su manejo y transporte.

#### **D) 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. La capacidad de diseño de la planta es de 270 Mm<sup>3</sup>/d (1700 BPD), que es la máxima cantidad esperada de la sección de compresión.

### **II.4 PLATAFORMAS MARINAS DE ENLACE DE GAS**

Esta plataforma cuenta con las instalaciones necesarias para recolectar las corrientes de gas y condensados provenientes de las plataformas de compresión (fig. 6).

Su función principal es la de recolectar los líquidos obtenidos durante las corridas de "diablos" (limpieza de las tuberías) para enviarlos dosificadamente hacia la costa, evitando así patrones de flujo indeseables y problemas de manejo de grandes volúmenes de líquidos en las estaciones de recibo de la costa.

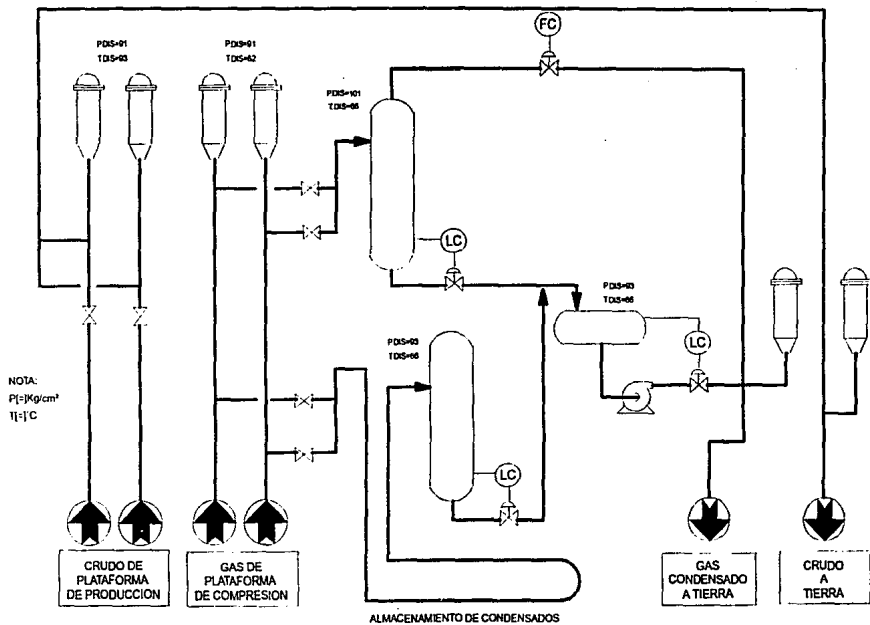


FIG. 6

Esta operación se realiza en los tanques de carga, que separan los condensados para posteriormente reintegrarlos a la corriente principal de gas que se envía a tierra, de tal forma que se tenga un régimen de flujo adecuado.

La plataforma cuenta con una línea submarina que permite almacenar los líquidos obtenidos durante corridas de "diablos".

#### **II.5 ESTACION DE RECOMPRESION Y BOMBEO (ATASTA), Y ESTACION DE RECEPCION (CD. PEMEX))**

La estación de recompresión y bombeo se diseñó para recibir hasta 26,054.4 Mm<sup>3</sup>/d (920 MMPCD) de gas equivalente a una presión de 45 kg/cm<sup>2</sup> (640 psig) y una temperatura de 24 °C (75 °F).

Esta planta tiene como funciones principales, la separación de la mezcla gas-condensado, que se forma durante el transporte del gas marino a tierra, y el envío a través de ductos independientes, del gas y del líquido a la Estación de Recepción de Ciudad Pemex para su preparación previa a la entrada a los centros de procesamiento (fig. 7).

La operación de estas instalaciones permiten incrementar la capacidad de transporte de los ductos marinos y terrestres, lo que conlleva a una optimización técnica y económica de estos servicios.

El vapor separado en la Estación de Recompresión es de 23186 Mm<sup>3</sup>/d (818.7 MMPCD), se envía a la sección de compresión en donde es acondicionado para su transporte a 84.4 kg/cm<sup>2</sup> y 52 °C (1,200 psig y 125 °F).



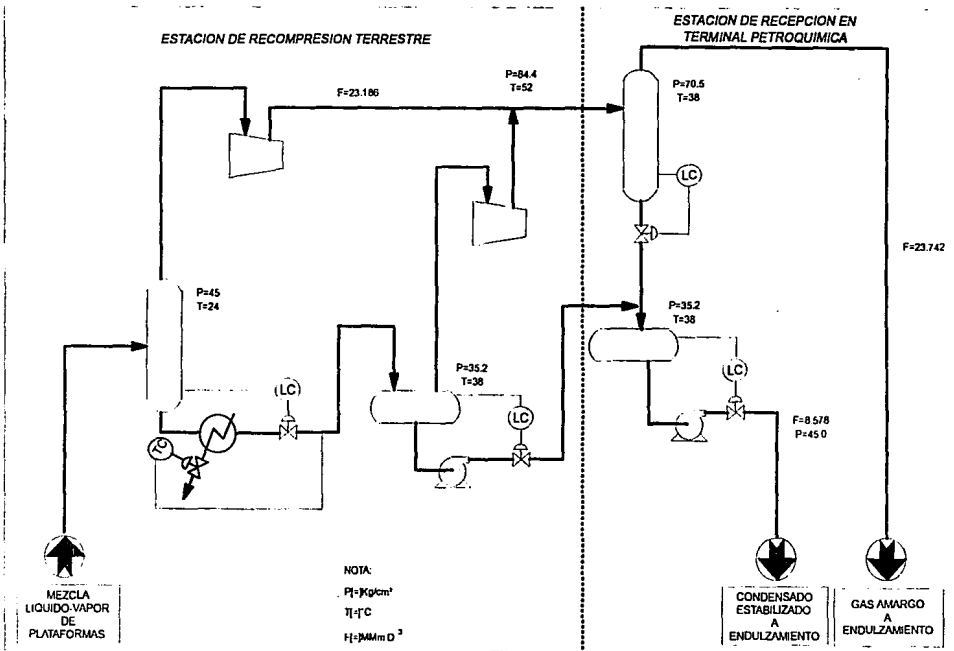


FIG. 7

ESTACIONES DE RECOMPRESION Y RECEPCION

El condensado separado se envía a la sección de estabilización, en donde se eliminan componentes ligeros, con el fin de que el líquido resultante  $8,578 \text{ Mm}^3\text{d}$  ( $53,950 \text{ BPD}$ ) pueda ser transportado a plantas de procesamiento a presiones relativamente bajas, sin vaporizaciones que dificulten la operación. El vapor producto de la estabilización se comprime hasta  $84.4 \text{ kg/cm}^2$  y  $52 \text{ }^\circ\text{C}$  ( $1200 \text{ psig}$  y  $125 \text{ }^\circ\text{F}$ ), para su transporte.

Por su parte, la Estación de Recepción recibe gas y condensado por ductos independientes, las funciones principales de la planta son la rectificación de gas y el balance y bombeo de condensado. La estación considera recibir el gas a  $70.3 \text{ kg/cm}^2$  y  $38 \text{ }^\circ\text{C}$  ( $500 \text{ psig}$  y  $100 \text{ }^\circ\text{F}$ ), para el envío de ambas corrientes a sus respectivas plantas de tratamiento.

## II.6 PLATAFORMA MARINA KU-A

Como se ha visto, el procesamiento general de hidrocarburos en el área marina está constituido por diferentes plataformas que desempeñan funciones específicas tales como: producción y compresión principalmente, además de contener en las mismas sistemas de endulzamiento de gas amargo y deshidratación.

En el caso del campo KU-A, la Ingeniería que se desarrollará en el capítulo siguiente tendrá como principal finalidad, efectuar la separación de la mezcla crudo-gas proveniente de los campos KU-MALOOB, para contribuir de esta forma con su producción (215 MBPD), a la producción global de esta área.

La Plataforma KU-A se integrará al conjunto de complejos centrales de procesamiento (Akal "J", Akal "C", Nohoch "A", Abkatún y Pol) que actualmente operan en la Zona Marina, y enviará su producción de crudo y gas al complejo Akal "J". La importancia de KU-A reside en que a futuro recibirá y procesará la producción generada en el campo KU-H (Plataforma KU-H) razón por la cual se le ha dado la denominación de complejo KU-A (fig. 8).

La separación de la mezcla dentro de la Plataforma KU-A se realizará en dos etapas, siendo la primera la etapa de separación y la segunda la estabilización del crudo proveniente de la separación.

De esta forma se acondicionarán las corrientes para su envío de manera independiente al complejo Akal "J" a través de la plataforma KU-I.

Cabe mencionar que a diferencia de los otros campos que operan actualmente en esta zona, el crudo que se extraerá de los campos KU-MALOOB tiene como característica particular fluir a una temperatura relativamente elevada además de ser pesado (tipo

Maya), es decir, este crudo tiene una mayor proporción de componentes pesados (cortes) y emerge del pozo a una temperatura de 85°C.

Este crudo se considera caliente ya que la temperatura de los campos en esta área oscila entre 40 y 65°C. En el desarrollo de las Bases de Diseño se verá con más detalle las características específicas de este crudo.

En su etapa inicial, se consideraba que la presión en los pozos del campo KU-MALOOB permanecía alta; y esto fijó las condiciones de operación del separador de primera etapa de producción.

Sin embargo, de acuerdo a diversos estudios realizados para el proyecto "Cantarell", se prevee que la presión en los pozos del campo KU-MALOOB declinará considerablemente en los próximos años.

Debido a lo anterior, se consideró conveniente adicionar una segunda fase en la que se contemplen las modificaciones necesarias para el manejo adecuado de la producción de crudo y gas operando la plataforma en baja presión.

Estas modificaciones consisten primordialmente en adicionar un sistema de compresión que aumente la presión del gas, cuando los pozos ya no dispongan de presión suficiente para enviarlo al complejo Akal "J".

Este sistema de alta presión, al igual que los recuperadores de vapor (compresores que succionan a muy bajas presiones), son sistemas modulares de línea cuya Ingeniería es desarrollada por el fabricante razón por la cual únicamente se darán las condiciones y especificaciones a las que deberán de operar, para así hacer la requisición correspondiente.

Esta segunda fase se implementará de acuerdo a los pronósticos esperados de declinación de la presión en los pozos del campo KU-MALOOB (1992 a 2002), al mismo tiempo que deberá integrarse la producción del campo KU-H cuando el campo MALOOB haya agotado parte de sus reservas.

La adición de esta producción se realizará para mantener las mismas cuotas de producción (crudo estabilizado y gas), que se ha planeado obtener en la Plataforma KU-A. Estas cuotas serán igual a la capacidad máxima de la Plataforma para la cual será diseñada.

Por otro lado el gas combustible necesario para los equipos instalados en la misma Plataforma se obtendrá endulzando parte del gas proveniente de las etapas de separación y estabilización de crudo, para así cubrir la demanda de los equipos que lo requieran.

Esto implica la necesidad de instalar una Planta Endulzadora dentro de la Plataforma. Esta planta se utilizará como servicio adicional por lo que será requerida como paquete de endulzamiento. Para la adquisición de este paquete será necesario señalar las especificaciones de operación, composición y capacidad, pero no se desarrollará la Ingeniería para esta planta.

Además del gas combustible generado por la Planta Endulzadora, se tendrá el gas combustible proveniente del anillo de Bombeo Neumático, este anillo suministrará gas combustible a la Plataforma cuando no opere la Planta Endulzadora.

El anillo de Bombeo Neumático (fig. 8) es un sistema que tiene como función principal suministrar gas residual (gas que contiene más de 90% de metano), a los complejos centrales de procesamiento en la Zona Marina; este gas es utilizado como gas combustible o para bombeo neumático (sistema artificial de producción).

Como puede observarse en la fig. 8, al entrar en operación la Plataforma KU-A se integrará automáticamente a la producción global de hidrocarburos de la Zona Marina de la Sonda de Campeche.

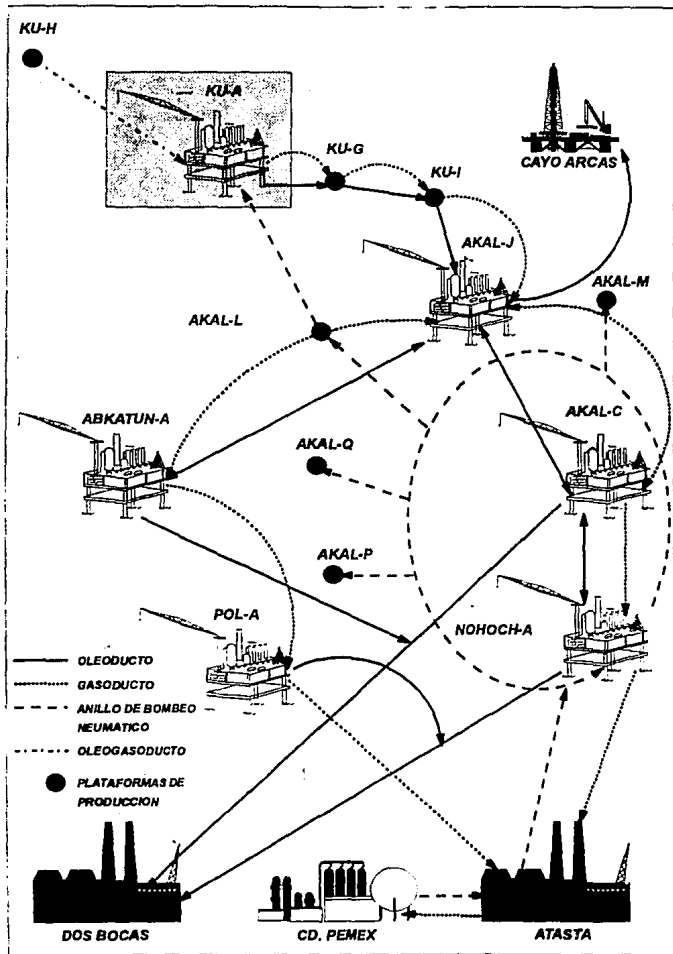


FIG. 8

INTEGRACION DE KU-A AL PROCESAMIENTO GENERAL DE HIDROCARBUROS EN LA ZONA MARINA

## **CAPITULO III**

### **INGENIERIA BASICA PARA LA PLATAFORMA DE PRODUCCION KU-A**



## INGENIERIA BASICA PARA LA PLATAFORMA DE PRODUCCION KU-A

La Ingeniería Básica de un proyecto para una Planta Industrial, se constituye por un conjunto de documentos que especifican las características principales del proceso. Estos documentos son generados por un grupo de especialidades dedicados a calcular, desarrollar y elaborar fundamentalmente la siguiente documentación:

- Bases de Diseño.
- Diagramas de Flujo de Proceso con Balances de Materia y Energía.
- Diagramas de Tubería e Instrumentación.
- Planos de localización General de Equipo.
- Hojas de Especificaciones de Equipo de Proceso.

En el presente trabajo se incluye información complementaria de ésta Ingeniería Básica, aunando a lo anterior los siguientes documentos:

- Descripción del proceso.
- Criterios Generales de Diseño.
- Filosofías Básicas de Operación.

### III.1 BASES DE DISEÑO

Este documento plantea de manera concisa la alternativa mas viable para el desarrollo del proceso, así como la característica de los servicios y sistemas que requiere la Planta para obtener un óptimo funcionamiento de la misma.

#### III.1.1 FUNCION DE LA PLANTA

La plataforma de producción KU-A se diseñará para desempeñar las siguientes funciones principales:

- A) Separar la mezcla crudo-gas proveniente de los pozos, y acondicionar cada corriente para integrarla de manera independiente al complejo Akal "J".
- B) Bombeo de crudo proveniente de la separación para su envío a Cayo Arcas o a Dos Bocas a través del complejo Akal "J".
- C) Compresión del gas proveniente de la separación para integrarlo al gas de succión a turbocompresores de Akal "J".
- D) Endulzamiento del gas combustible necesario para cubrir los requerimientos de la plataforma en la primera fase.

### III.1.2 TIPO DE PROCESO

Con el propósito de manejar adecuadamente la producción de crudo y gas, se implementarán dos fases de operación de la plataforma, las cuales se aplicarán en función de la declinación de la presión en los pozos del campo KU-MALOOB.

El proceso consistirá en la separación crudo-gas en dos niveles de presión y en dos fases de operación.

#### FASE I

Se operará el separador de primera etapa a una presión de 9.1 Kg/cm<sup>2</sup> man. (130 psig), y el gas generado en la misma se enviará al complejo Akal "J" sin ser comprimido. El separador de segunda etapa operará a una presión de 1.0 Kg/cm<sup>2</sup> man. (14 psig); y el gas generado en esta etapa se comprimirá hasta la presión de 9.1 Kg/cm<sup>2</sup> man. para integrarlo al gas de alta presión que va al complejo. Por otro lado el crudo producido se entregará en límites de batería a una presión de 52.7 Kg/cm<sup>2</sup> man. (750 psig), y este tendrá como destino el complejo Akal "J".

Para el endulzamiento del gas que servirá como combustible, se utilizará el proceso Girbotol, empleando Dietanol Amina (DEA) al 30% en peso que se usará como medio para la absorción de los gases ácidos.

Los accionadores de las bombas de transferencia de crudo y de los recuperadores de vapor, serán turbinas de gas que utilizarán gas dulce proveniente de la planta endulzadora.

## FASE II

En esta fase se operará el separador de primera etapa a una presión de 3.5 Kg/cm<sup>2</sup> man. (50 psig) según los pronósticos esperados para el campo KU-MALOOB, y el separador de segunda etapa operará a 1.0 Kg/cm<sup>2</sup> man., el gas generado en ambas etapas se comprimirá hasta una presión de 9.1 Kg/cm<sup>2</sup> man. para enviarse al complejo Akal "J".

Como a futuro se espera el agotamiento del campo MALOOB, se integrará la producción de crudo proveniente del campo KU-H; esta corriente se mezclará con la producción del campo KU-A y posteriormente se alimentará al separador de primera etapa que operará a las condiciones mencionadas.

### III.1.3 **CAPACIDAD, RENDIMIENTO Y FLEXIBILIDAD**

#### III.1.3.1 **FACTOR DE SERVICIO**

La plataforma se diseñará para operar los 365 días del año (factor de servicio del 100%).

#### III.1.3.2 **CAPACIDAD Y RENDIMIENTO**

A) Capacidad Máxima: La plataforma se diseñará para obtener una producción de 215,000 de barriles por día (BPD) de crudo separado.

B) Capacidad Normal: La capacidad normal será igual a la máxima.

C) Capacidad Mínima: La capacidad mínima será de 60,000 BPD de crudo separado.

### III.1.3.3 FLEXIBILIDAD

A) El sistema de compresión se implementará en forma escalonada y deberá estar constituido inicialmente por cuatro trenes, tres en operación y uno de relevo, cada uno con una capacidad máxima de 33.33 % de la capacidad de diseño de la plataforma.

B) La plataforma no operará a falla de energía eléctrica, y deberá efectuar un paro ordenado de la misma.

C) Se deberá interconectar los sistemas de aire de planta y de instrumentos, para utilizar el aire de planta en caso de fallar el sistema de aire de instrumentos.

D) La planta no operará a falla de aire.

E) No se prevén ampliaciones futuras.

### III.1.4 ESPECIFICACIONES DE LA ALIMENTACION EN LIMITES DE BATERIA

A) Composición de la mezcla crudo-gas de KU-A en Fase I y II.

COMPONENTES	% MOL	API	TBP °F
Agua	4.215		
Nitrógeno	0.377		
Bióxido de Carbono	1.995		
Acido Sulfhídrico	0.309		
Metano	43.017		
Etano	7.529		
Propano	4.821		
i-Butano	0.647		
n-Butano	1.900		
i-Pentano	1.532		
n-Hexano	0.754		
Corte 1	1.199	61.11	137.5
Corte 2	1.258	59.50	162.5
Corte 3	1.270	57.89	187.5
Corte 4	1.240	56.28	212.5
Corte 5	1.178	54.67	237.5
Corte 6	1.104	53.07	262.5
Corte 7	1.154	51.36	287.6
Corte 8	1.158	49.49	312.5
Corte 9	1.087	47.55	337.5
Corte 10	1.024	45.80	362.5
Corte 11	0.966	44.29	387.5
Corte 12	2.060	41.78	426.0
Corte 13	2.014	38.25	475.0
Corte 14	2.876	35.31	525.0
Corte 15	3.172	32.34	575.0

Corte 16	2.190	26.29	625.0
Corte 17	0.280	18.15	675.0
Corte 18	0.496	15.34	750.0
Corte 19	0.426	11.60	850.0
Corte 20	0.375	8.03	950.0
Corte 21	0.315	7.72	1050.0
Corte 22	0.268	7.41	1150.0
Corte 23	4.915	5.62	1250.0
Corte 24	0.879	3.77	1350.0

Aunque inicialmente no se dispondrá de la red de gas para bombeo neumático, se debe considerar su efecto para el diseño de los equipos, por lo cual en la composición antes mostrada se incluye el gas de bombeo neumático y el agua de saturación.

B) Por otro lado es conveniente mencionar que se deberá considerar en la Ingeniería la integración de la mezcla crudo gas de la plataforma de KU-H, la cual presenta la siguiente composición.

COMPONENTES	% MOL	API	TBP °F
Agua	0.543		
Nitrógeno	0.415		
Bióxido de Carbono	2.332		
Acido Sulhídrico	1.883		
Metano	26.593		
Etano	5.368		
Propano	4.356		
i-Butano	0.625		
n-Butano	2.182		
i-Pentano	0.902		
n-Pentano	1.349		

n-Hexano	3.311		
TBP 0102	4.065	42.600	102.500
TBP 1250	1.792	14.850	1250.00
TBP 1350	1.771	12.100	1350.00
TBP 1450	1.637	9.240	1450.00
TBP 0850	40.876	0.000	850.00

### III.1.4.1 CONDICIONES DE LA ALIMENTACION EN LIMITES DE BATERIA

Origen	Mezcla crudo-gas de pozo
Alimentación	Crudo-Gas de KU-A
Estado físico	Gas-Aceite-Agua
Presión Kg/cm <sup>2</sup> man	Max. 15/Nor. 15/Min. 4.2
Temperatura °C	Max. 93/Nor. 85/Min. 85
Forma de entrega	Tubería



### III.1.5 ESPECIFICACIONES DE LOS PRODUCTOS EN LIMITES DE BATERIA

#### CRUDO

El aceite obtenido en la segunda etapa de separación a 1.0 Kg/cm<sup>2</sup> man. (14 psig) será enviado al Complejo Akal "J" para su integración a la producción del área.

#### GAS AMARGO

El gas obtenido en las dos fases de separación será enviado en forma independiente del aceite a la plataforma de compresión Akal "J" para ser comprimido y deshidratado antes de enviarse a tierra.

#### III.1.5.1 CONDICIONES DE LOS PRODUCTOS EN LIMITES DE BATERIA

#### CRUDO

Destino	Complejo Akal "J"
Producto	Petróleo crudo
Estado físico	Líquido
Presión Kg/cm <sup>2</sup> man	Max. 70/Nor. 52.7/Min. 23.2
Temperatura °C	Max. 85/Nor. 78/Min. 73
Forma de entrega	Tubería

**GAS AMARGO**

Destino	Complejo Akal "J"
Productos	Gas amargo
Estado fisico	Gas
Presión Kg/cm <sup>2</sup> man	Max. 9.1/Nor. 9.1/Min. 8.4
Temperatura °C	Max. 88/Nor. 88/Min. 59
Forma de entrega	Tubería

### III.1.6 AGENTES QUIMICOS

Para permitir un funcionamiento óptimo de los equipos en el proceso, se considerará la utilización de los siguientes agentes químicos:

A) *ANTIESPUMANTE*. Tiene como finalidad eliminar la formación de espuma, favoreciendo la separación de las fases líquida y gas. Se inyectará en la línea de alimentación al separador de primera etapa.

B) *INHIBIDOR DE ASFALTENOS*. Este aditivo impide la formación de compuestos asfálticos de alta viscosidad y peso molecular que pueden causar daños al equipo de compresión. Este deberá inyectarse en la entrada a los rectificadores de gas de alta y baja presión, succión de turbocompresores de alta presión y recuperadores de vapor.

C) *INHIBIDOR DE CORROSION*. El gas separado de la mezcla es amargo, y húmedo, y por lo tanto corrosivo. Se inyectará en la succión de turbocompresores de alta presión y succión de recuperadores de vapor para evitar daño a las máquinas.

La presión mínima que se requiere en el punto de inyección de los agentes químicos debe ser ligeramente mayor a la máxima de operación de la línea de proceso.

### **III.1.7 SERVICIOS AUXILIARES**

#### **III.1.7.1 AGUA POTABLE**

Será suministrada por tubería desde la plataforma habitacional

Presión disponible: 3.5 Kg/cm<sup>2</sup> man.

Temperatura: Ambiente

Disponibilidad: 27 m<sup>3</sup>/Día

#### **III.1.7.2 AGUA DE PROCESO**

Será suministrada por tubería desde la plataforma habitacional

Presión disponible: 3.5 Kg/cm<sup>2</sup> man

Temperatura: Ambiente

Disponibilidad: La requerida

#### **III.1.7.3 AGUA DE SERVICIO**

Será suministrada por tubería desde la plataforma habitacional.

Presión disponible: 3.5 Kg/cm<sup>2</sup> man.

Temperatura: Ambiente

Flujo: 409 m<sup>3</sup>/Día

#### **III.1.7.4 AIRE DE INSTRUMENTOS**

Será generado en la plataforma habitacional con una capacidad de 200 PCSM, además se deberá suministrar un flujo de 75 PCSM a la plataforma habitacional.

Este aire deberá ser libre de impurezas tales como fierro, aceite, agua, etc. con un punto de rocío de -40 °C.

El compresor de aire de instrumentos será accionado por motor eléctrico.

#### **III.1.7.5 AIRE DE PLANTA**

Será generado en la plataforma habitacional, con una capacidad de 200 PCSM, además se deberá suministrar un flujo de 75 PCSM a la plataforma habitacional.

Este aire deberá ser libre de impurezas tales como fierro, aceite, etc., pero deberá estar saturado.

#### **III.1.7.6 COMBUSTIBLE**

##### **GAS**

La fuente de suministro para las fases I y II será de la siguiente manera:

## FASE I

Será generado en limites de batería, endulzando una parte de la corriente de gas amargo de compresión, para lo cual se operará un paquete de endulzamiento a base de Dietanol Amina (DEA) con capacidad de 3.5 MMPCSD. y que generará un gas combustible cuya composición aproximada es:

COMPONENTES	%MOL
Agua	0.818
Nitrógeno	0.633
Bióxido de Carbono	0.100
Acido Sulfhídrico	4 ppm
Metano	72.126
Etano	12.392
Propano	7.429
i-Butano	0.865
n-Butano	2.364
i-Pentano	1.362
n-Hexano	0.291
Corte 1	0.570
Corte 2	0.423
Corte 3	0.283
Corte 4	0.170
Corte 5	0.0926
Corte 6	0.0452
Corte 7	0.022
Corte 8	0.010
Corte 9	0.004
Corte 10	0.001

El gas combustible deberá cumplir las características máximas siguientes:

Bióxido de carbono	1000 ppm
Acido Sulfhídrico	4 ppm
Presión	14.1 Kg/cm <sup>2</sup> man
Temperatura	53 °C
Disponibilidad	3.5 MMPCSD

## FASE II

Se utilizará gas residual como gas combustible.

Este gas será suministrado de la red de distribución o líneas de suministro de gas para bombeo neumático.

La composición aproximada de este gas es la siguiente:

COMPONENTES	%MOL
Bióxido de Carbono	0.080
Metano	97.180
Etano	2.690
Propano	0.040
n-Butano	0.010

El gas residual tendrá las siguientes características:

Peso Molecular	16.457
Densidad relativa	0.567
Presión	70.3 Kg-cm <sup>2</sup> /man.
Temperatura	20 °C
Disponibilidad	La requerida

### *DIESEL*

Será suministrado por tubería desde la plataforma habitacional.

El sistema alimentará al tanque de día y de la grúa de pedestal. Por otro lado se utilizará como fluido de limpieza para los internos de separadores y rectificadores, así como de instrumentos.

Las características del diesel son las siguientes:

Tipo	Diesel 2-D
Temperatura de Inflamación	52 °C mín.
Agua y sedimentos	Trazas máx.
Carbón	0.35 % máx.
Cenizas	0.02 % máx.
Azufre	1.0 % máx.
Índice de cetano	45 mín.
Viscosidad SSU a 37.8 °C	38
Apariencia	Limpia
Flujo requerido	10 GPM
Presión	45 psig



### **III.1.7.7 SISTEMA ELECTRICO**

La energía eléctrica necesaria durante la primera fase de operación de esta plataforma será suministrada desde la plataforma habitacional a través de puentes.

Durante la segunda fase de operación la energía eléctrica será generada dentro de la misma plataforma por medio de dos turbogeneradores de 900 Kw cada uno, teniéndose uno en operación y otro de relevo y que además de suministrar la energía necesaria para esta plataforma, alimentará a la plataforma habitacional, teniéndose los motogeneradores de esta última como respaldo en caso de falla del sistema de turbogeneradores.

La alimentación de energía eléctrica será:

Tensión	480 volts
Fases	3
Frecuencia	60 Hz
Factor de potencia	0.8

### **III.1.7.8 DRENAJES**

Estarán constituidos por los siguientes cabezales de recolección.

#### **A) DRENAJES CERRADOS**

Recolectará las corrientes provenientes de equipos que trabajen en condiciones tales, que cuando los fluidos se espongan a la atmósfera exista desprendimiento de gases.

## **B) DRENAJES ABIERTOS**

Recolectará las corrientes provenientes de los equipos que sean drenados a la atmósfera.

La recolección de ambos cabezales se integrará a un recipiente de acumulación.

### **III.1.7.9 DESFOGUE**

Se contará con un quemador de desfogue elevado y autotransportado cuya capacidad máxima será de 190 MMPCSD; valor fijo en base a la cantidad total de gas obtenido en las dos etapas de separación (separación y estabilización).

El sistema contará con dos tanques de desfogue uno para alta presión y otro para baja presión, ambos conectados al mismo quemador, el cual se encontrará a una distancia de 200 m alejado de la plataforma.

Los condensados recuperados de los tanques de desfogue se enviarán por medio de bombas al separador de la segunda etapa.

### **III.1.7.10 SISTEMA DE SEGURIDAD Y PROTECCION CONTRA INCENDIO**

Este sistema consistirá en una red de agua contra incendio presurizada con agua de mar.

A) El sistema de seguridad y protección contra incendio contará con detección y alarmas que actuarán en forma manual o automática en caso de incendio o cualquier otra emergencia como fuga de crudo o gas.

B) De la red principal se derivarán monitores giratorios y fijos contra incendio distribuidos en toda la plataforma de acuerdo a un análisis de riesgos.

Se podrán tener monitores que manejen un gasto de 250-500 GPM y de 75 a 100 GPM, y mangueras contra incendio de 100 GPM cada una de acuerdo al mencionado análisis de riesgos.

### III.1.7.11 LOCALIZACION Y DATOS DEL LUGAR

#### A) LOCALIZACION

La plataforma será instalada en la Zona Marina de la Sonda de Campeche en las coordenadas UTM:

X=585 217.82

Y=2 158 476.83

Orientación: S-45° 14' 37"-W

#### B) DATOS OCEANOGRAFICOS

##### *CONDICIONES NORMALES*

Periodo de recurrencia de la ola: 1 año

Tirante de agua: 63.4 m

- Viento:  
Velocidad máxima del viento: 55 Km/hr

- **Mareas:**  
Durante condiciones normales: 0.76 m
- **Oleaje:**  
Altura máxima de la ola: 7.315 m  
Período máximo de la ola: 8.4 seg.

### *CONDICIONES DE TORMENTA*

Período de recurrencia de la ola: 100 años  
Tirante de agua: 63.4 m

- **Viento:**  
Velocidad máxima: 240 Km/hr
- **Mareas:**  
Durante tormenta: 1.07 m
- **Oleaje:**  
Altura máxima de la ola: 17.31 m  
Período máximo de la ola: 16 seg.

### **III.2 BALANCE DE MATERIA Y ENERGIA**

El balance de materia y energía del sistema se realizó utilizando el **Simulador General de Procesos SIMPROC**

Este simulador de procesos es un programa de cómputo que realiza los balances de materia y energía de diversos procesos químicos, petroquímicos y de refinación cuando estos operan en estado estacionario; es decir evalúa las propiedades termodinámicas para cada una de las corrientes involucradas en el sistema, dentro de las cuales las principales son: densidad, viscosidad, entalpía, conductividad térmica, capacidad calorífica, entropía, tensión superficial y constantes de equilibrio.

Para llevar a cabo la simulación de un proceso, es necesario disponer de un diagrama de flujo que contenga todos los equipos y procesos termodinámicos que lo integren, así como la numeración de las corrientes que los interrelacionan.

Cada equipo o proceso termodinámico de una planta se representa por un módulo matemático, que es equivalente a un módulo del **SIMPROC**.

Los módulos disponibles en el **SIMPROC** incluyen métodos para equilibrios de fases, expansiones isoentrópicas y adiabáticas, compresores, mezcla y división de corrientes, cálculo de punto de rocío y burbuja, bombas, decantadores, torres, etc.

Los módulos son aplicados sucesivamente, de tal manera que los resultados obtenidos por cada uno proporciona la información necesaria para el siguiente, y en un orden generalmente dictado por el diagrama de flujo de proceso.

De esta manera, una vez definida la secuencia de operaciones y las condiciones de proceso requeridas, se procede a efectuar las corridas del simulador.

Para el desarrollo de la simulación de la Plataforma KU-A, se realizaron dichas corridas a las condiciones de alimentación dadas en cada una de las fases de operación.

Como la Plataforma está integrada por las secciones de producción, compresión y distribución de gas combustible, se efectuaron las simulaciones para cada sección a las siguientes condiciones : FASE I a 9.1 Kg/cm<sup>2</sup> man. y 85°C y FASE II a 3.5 Kg/cm<sup>2</sup> man y 74°C.

Los resultados obtenidos para las secciones de producción y compresión, se encuentran plasmados en los cuadros de Balance de Materia y Energía de las páginas 56 a 73. Para la identificación de las corrientes. Ver los diagramas de flujo de proceso (Dib. 001 a 004).

Cabe señalar que para la sección de distribución de gas combustible, únicamente se muestran las condiciones a las que opera dicha sección en los esquemas de flujo de proceso del apéndice (Dib. 005 y 006)

### III.2.1 LISTA DE EQUIPO

#### SECCION DE SEPARACION

<u>CLAVE</u>	<u>SERVICIO</u>
FA-3101	Separador de 1ª Etapa.
FA-3102	Separador de 2ª Etapa.
FA-3103	Rectificador de 1ª Etapa.
FA-3104	Rectificador de 2ª Etapa.
GA-3101A/D/E/R	Bombas de tranferencia de crudo

#### COMPRESION DE GAS AMARGO

<u>CLAVE</u>	<u>SERVICIO</u>
⊗EC-3102/R	Preenfriador del compresor de baja presión.
⊗FA-3107/R	Tanque de succión del compresor de baja presión.
⊗GB-3102/R	Compresor de baja presión.
*EC-3101ABC/R	Enfriador del compresor de alta presión.
*FA-3106ABC/R	Separador de condensados de alta presión.

\*GB-3101ABC/R

Compresor de alta presión.

Los equipos anteriores conforman los siguientes paquetes:

⊗ PA-3102/R

\* PA-3101ABC/R

Las siguientes listas de equipo integran el conjunto de servicios auxiliares que requiere la plataforma KU-A.

La Ingeniería desarrollada en el presente trabajo no evalúa de manera detallada las características de estos sistemas (balances de materia y energía, capacidad, dimensiones, etc.), únicamente se ha limitado a hacer mención de estos servicios ya que son de gran importancia para la elaboración del Plano de Localización General del Equipo de Proceso (Apéndice Dib. 010 y 011); por tal motivo se presenta el listado de los siguientes equipos.

## SISTEMA DE DISTRIBUCION DE GAS COMBUSTIBLE

### SERVICIO

\*Calentador de gas combustible.

Separador de gas combustible.

\*Separador de gas residual.

\* NOTA: Este equipo operará en la fase II



## ◇ EQUIPO AUXILIAR

### SERVICIO

Tanque de antiespumante.

Tanque de inhibidor de corrosión al gasoducto.

Tanque de inhibidor de corrosión para el sistema de compresión.

Tanque inhibidor de asfaltenos.

Tanque de inhibidor de corrosión/antiespumante de endulzamiento.

Tanque de almacenamiento de DEA.

Bomba dosificadora de inhidor de asfthenos.

Bomba dosificadora de antiespumante.

Bomba dosificadora de inhibidor de corrosión a gasoducto.

Bomba dosificadora de inhibidor de corrosión a compresión.

Bombas dosificadoras de químicos a endulzamiento.

Bomba de reposición de DEA.

Planta endulzadora de gas (3.5 MMPCSD)

◇ NOTA: "Todo el equipo auxiliar es tipo paquete proporcionado por PEMEX.



CUADRO DE BALANCE DE MATERIA Y ENERGIA PRODUCCION FASE I

CORRENTE COMPONENTE	1 MEZCLA		2 LIQUIDO		3 VAPOR		4 VAPOR		5 MEZCLA		6 VAPOR	
	kgmol/hr	% mol	kgmol/hr	% mol	kgmol/hr	% mol	kgmol/hr	% mol	kgmol/hr	% mol	kgmol/hr	% mol
	AGUA		4.215		1.179		18.484		4.905		4.215	
AC. SULFHDRIICO		0.377		0.000		0.186		0.802		0.377		0.802
BIOXIDO DE CARBONO		1.995		0.045		2.634		3.053		1.995		3.053
NITROGENO		0.309		0.023		0.577		0.450		0.309		0.450
METANO		43.016		0.247		35.882		67.577		43.016		67.577
ETANO		7.529		0.403		12.068		11.168		7.529		11.168
PROPANO		4.821		1.071		12.135		6.407		4.821		6.407
I-BUTANO		0.647		0.359		1.842		0.724		0.647		0.724
n-BUTANO		1.900		1.340		5.372		1.967		1.900		1.967
I-PENTANO		1.532		1.976		3.698		1.135		1.532		1.135
HEXANO (+) PESADOS		33.659		93.357		6.982		2.012		33.659		2.012
TOTAL Kgmol/hr	14219	100.00	4892	100.00	620	100.00	6706	100.00	14219	100.00	8825	100.00
FLUJO TOTAL Kg/hr	1539439		1311473		20407		207558		1539439		210418	
TEMPERATURA °C	85		78		77		81		81		81	
PRESION Kg/cm² man	15		70		0.84		9.1		9.1		9.1	
PESO MOLECULAR	108.26		268.04		32.873		23.841		108.26		23.841	
BPD	300699.0		215590.8						300699.0			
MMPCSO @ 20°C, 1 Kg/cm²	285.523				12.485		174.812		285.523		177.217	
DENSIDAD A P Y T, g/cm³	0.9593		0.888		0.0021		0.0083		0.0572		0.0083	
LPM A P Y T			23799.06									
m³seg A P Y T					2.697		6.945				7.04	
Cp A P Y T cal/gr °C					0.4600		0.5047				0.5047	
VISCOSIDAD CP					0.0108		0.012				0.0120	
COND. II.181 Kcal/h m °C					0.0221		0.02886				0.0145	
TENSION SUP. dina/cm	21.054								22.574			
ENTALPIA ESPEC. cal/gmol			784.87		3068		3213.5				32150.96	

CUADRO DE BALANCE DE MATERIA Y ENERGIA PRODUCCION FASE I

CORRIENTE COMPONENTE	7		8		9		10		11		12	
	LIQUIDO		VAPOR		LIQUIDO		LIQUIDO		MEZCLA		MEZCLA	
	kgmol/hr	% mol	kgmol/hr	% mol	kgmol/hr	% mol	kgmol/hr	% mol	kgmol/hr	% mol	kgmol/hr	% mol
AGUA		3.1140		4.005							3.066	3.066
AC. SULFHDRIICO		0.006		0.602						0.006		0.006
BIOXIDO DE CARBONO		0.265		3.053						0.265		0.265
NITROGENO		0.077		0.450						0.077		0.077
METANO		2.828		67.577						2.828		2.828
ETANO		1.578		11.168						1.578		1.578
PROPANO		2.226		6.407						2.226		2.226
i-BUTANO		0.522		0.724						0.522		0.522
n-BUTANO		1.790		1.987						1.790		1.790
i-PENTANO		2.181		1.135						2.181		2.181
HEXANO (+) PESADOS		65.441		2.012						65.441		65.441
TOTAL Kgmol/hr	5393	100.00	8825	100.00					5393	100.00	5393	100.00
FLUJO TOTAL Kg/hr	1329026		210413		NORM. SIN FLUJO		NORM. SIN FLUJO		1329026		1329026	
TEMPERATURA °C	81		81		81		78		78		78	
PRESION Kg/cm <sup>2</sup> man	9.1		9.1		9.1		1.0		1.0		1.0	
PESO MOLECULAR	246.397		23.841						246.397		246.397	
BPD	220593.2								220593.2		220593.2	
MMPCSD @ 20°C, 1 Kg/cm <sup>2</sup>			177.217						108.306		108.306	
DENSIDAD A P.Y.T, g/cm <sup>3</sup>	0.877		0.0083						0.15178		0.15178	
LPM A P.Y.T	24351.28								24351.28		24351.28	
m <sup>3</sup> /seg A P.Y.T			7.04									
Cp A P.Y.T cal/kg °C			0.5047									
VISCOSIDAD CP			0.0120									
COND. TERM. Kcal/h m °C			0.0145									
TENSION SUP. dina/cm									24.365		24.365	
ENTALPIA ESPEC. cal/gmol	591.3		32150.96						591.3		591.3	

**CUADRO DE BALANCE DE MATERIA Y ENERGIA PRODUCCION FASE I**

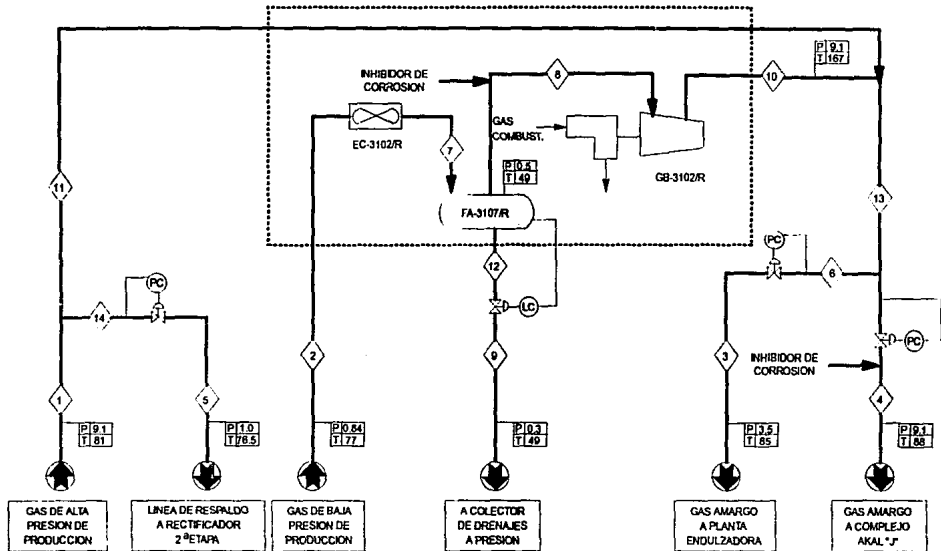
CORRIENTE COMPONENTE	13		14		15		16		17		18		
	VAPOR		LIQUIDO		VAPOR		LIQUIDO		LIQUIDO		LIQUIDO		
	kgmol/hr	% mol	kgmol/hr	% mol	kgmol/hr	% mol	kgmol/hr	% mol	kgmol/hr	% mol	kgmol/hr	% mol	
AGUA		21.704		1.179		18.464						1.179	
AC. SULFHDrico		0.087		0.000		0.186						0.000	
BIXIDO DE CARBONO		2.411		0.045		2.634						0.045	
NITROGENO		0.808		0.023		0.577						0.023	
METANO		28.035		0.247		35.662						0.247	
ETANO		13.028		0.403		12.668						0.403	
PROPANO		13.504		1.071		12.135						1.071	
I-BUTANO		2.109		0.359		1.842						0.359	
n-BUTANO		6.186		1.340		5.372						1.340	
I-PENTANO		4.187		1.976		3.598						1.976	
HEXANO (+) PESADOS		8.143		93.357		6.982						93.357	
TOTAL Kgmol/hr	501	100.00	4892	100.00	620	100.00						4892	100.00
FLUJO TOTAL Kg/hr	17552		1311473		20407		NORM. SIN FLUJO		NORM. SIN FLUJO		1311473		
TEMPERATURA °C	78		78		78		78		78		78		
PRESION Kg/cm <sup>2</sup> man	1.0		1.0		1.0		1.0		1.0		1.0		
PESO MOLECULAR	35.031		268.041		32.873						268.041		
BPD			21559.8								21559.8		
MMPCSD @ 20°C, 1 Kg/cm <sup>2</sup>	10.06				12.465								
DENSIDAD A P Y T, g/cm <sup>3</sup>	0.00241		0.888		0.00228						0.888		
LPM A P Y T			23799.06								24351.28		
m <sup>3</sup> /seg A P Y T	2.0209				2.507								
Cp A P Y T cal/gr °C	0.4568				0.4811								
VISCOSIDAD CP	0.0103				0.0108								
COND. TERM. Kcal/h m °C	0.0211				0.02217								
TENSION SUP. dina/cm													
ENTALPIA ESPEC. cal/gmol	3774.21		265.62		3666						265.621		

**CUADRO DE BALANCE DE MATERIA Y ENERGIA PRODUCCION FASE I**

CORRIENTE COMPONENTE	19		20		21		22		23		◇	
	* VAPOR		* VAPOR		VAPOR		VAPOR		VAPOR			
	kgmol/hr	% mol	kgmol/hr	% mol	kgmol/hr	% mol	kgmol/hr	% mol	kgmol/hr	% mol	kgmol/hr	% mol
AGUA		4.905		18.464		4.905		4.905		18.464		
AC. SULFHDRIICO		0.602		0.186		0.602		0.602		0.186		
BIOXIDO DE CARBONO		3.053		2.534		3.053		3.053		2.534		
NITROGENO		0.450		0.577		0.450		0.450		0.577		
METANO		67.577		35.662		67.577		67.577		35.662		
ETANO		11.168		12.668		11.168		11.168		12.668		
PROPANO		6.407		12.135		6.407		6.407		12.135		
i-BUTANO		0.724		1.842		0.724		0.724		1.842		
n-BUTANO		1.967		5.372		1.967		1.967		5.372		
i-PENTANO		1.135		3.598		1.135		1.135		3.598		
HEXANO (+) PESADOS		2.012		6.962		2.012		2.012		6.962		
TOTAL Kgmol/hr	8825	100.00	620	100.00	119	100.00	119	100.00	620	100.00		
FLUJO TOTAL Kg/hr	210413		20407		2855		2855		20407			
TEMPERATURA °C	78		77		81		78.5		78			
PRESION Kg/cm <sup>2</sup> man	0.5		0.5		9.1		1.0		1.0			
PESO MOLECULAR	23.841		32.873		23.841		23.841		32.873			
BPD												
MMPCSD @ 20°C, t Kg/cm <sup>2</sup>	177.217		12.485		2.404		2.404		12.465			
DENSIDAD A P Y T, gr/cm <sup>3</sup>	0.00123		0.0017		0.0083		0.00163		0.00228			
LPM A P Y T												
m <sup>3</sup> /seg A P Y T	47.35		2.607		0.0955		0.4855		2.507			
Cp A P Y T cal/gr °C	0.4894		0.4599		0.5047		0.4902		0.4611			
VISCOSIDAD CP	0.0118		0.0107		0.0120		0.0116		0.0106			
COND. TERM. Kcal/h m °C	0.0276		0.0221		0.0288		0.0278		0.02217			
TENSION SUP. dina/cm												
ENTALPIA ESPEC. cal/grmol	3213.5		3666		3213.5		3213.5		3666.04			

\* NOTA: OPERAN EN CASO DE SOBREPRESIONARSE EL SISTEMA  
CON EL FLUJO MAXIMO QUE SE INDICA

PA-3102/R



UNAM  
 F.E.S.-C  
 DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO  
 PLATAFORMA KU A SI CCION DE COMPRESION FASE I  
 TESIS PROFESIONAL  
 ALEJANDRO SANTIAGO HERNANDEZ  
 DIB. No. 002  
 ABRIL 1993

CUADRO DE BALANCE DE MATERIA Y ENERGIA COMPRESION FASE I

CORRIENTE COMPONENTE	1		2		3		4		5		6	
	VAPOR		VAPOR		VAPOR		VAPOR		VAPOR		VAPOR	
	kgmol/hr	% mol	kgmol/hr	% mol	kgmol/hr	% mol	kgmol/hr	% mol	kgmol/hr	% mol	kgmol/hr	% mol
AQUA	4.905		18.484		5.077		5.077		4.905		5.077	
AC. SULFHDRIICO	0.602		0.186		0.579		0.579		0.602		0.579	
BIOXIDO DE CARBONO	3.053		2.534		3.042		3.042		3.053		3.042	
NITROGENO	0.450		0.577		0.462		0.462		0.450		0.462	
METANO	67.577		35.662		65.966		65.966		67.577		65.966	
ETANO	11.168		12.668		11.358		11.356		11.168		11.356	
PROPANO	6.407		12.135		6.841		6.841		6.407		6.841	
I-BUTANO	0.724		1.842		0.804		0.804		0.724		0.804	
n-BUTANO	1.967		5.372		2.210		2.210		1.967		2.210	
I-PENTANO	1.135		3.598		1.309		1.309		1.135		1.309	
HEXANO (*) PESADOS	2.012		6.962		2.354		2.354		2.012		2.354	
TOTAL Kgmol/hr	6825	100.00	620	100.00	156	100.00	6097	100.00	119	100.00	156	100.00
FLUJO TOTAL Kg/hr	210413		20407		3838		222743		2655		3838	
TEMPERATURA °C	81		77		85		88		78.5		88	
PRESION Kg/cm² man	9.1		0.84		3.5		9.1		1.0		9.1	
PESO MOLECULAR	23.841		32.873		24.484		24.484		23.841		24.484	
BPD												
NMPCSD @ 20°C, 1 Kg/cm²	177.217		12.485		3.148		182.675		2.404		3.148	
DENSIDAD A P Y T, gr/cm³	0.0083		0.0021		0.00371		0.00835		0.00163		0.00835	
LPM A P Y T												
m³/seg A P Y T	7.040		2.897		0.287		7.409		0.4855		0.287	
Cp A P Y T cal/gr °C	0.5047		0.4809		0.4978		0.5076		0.4902		0.5076	
VISCOSIDAD CP	0.0120		0.0108		0.0120		0.0122		0.0118		0.0122	
COND. TERM. Kcal/h m °C	0.0145		0.0221		0.0285		0.0283		0.0278		0.0293	
TENSION SUP. dina/cm												
ENTALPIA ESPEC. cal/grmol	32150.95		3687.985		3334.64		3334.64		3213.45		3334.64	

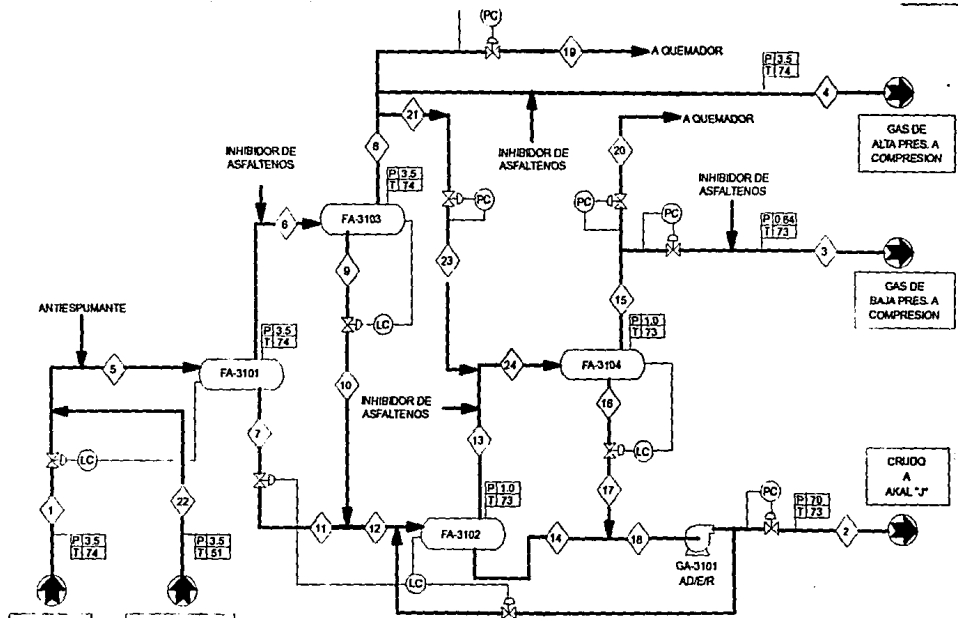


CUADRO DE BALANCE DE MATERIA Y ENERGIA COMPRESION FASE I

CORRIENTE	7		8		9		10		11		12	
	MEZCLA		VAPOR		LIQUIDO		VAPOR		VAPOR		LIQUIDO	
	kgmol/hr	% mol	kgmol/hr	% mol	kgmol/hr	% mol	kgmol/hr	% mol	kgmol/hr	% mol	kgmol/hr	% mol
AGUA	18.484		7.806		99.025		7.806		4.905		99.025	
AC. SULFURICO	0.188		0.211		0.000		0.211		0.602		0.000	
DIOXIDO DE CARBONO	2.534		2.870		0.001		2.870		3.053		0.001	
NITROGENO	0.577		0.654		0.000		0.654		0.450		0.000	
METANO	35.607		40.379		0.003		40.379		87.677		0.003	
ETANO	12.668		14.343		0.004		14.343		11.188		0.004	
PROPANO	12.135		13.738		0.012		13.738		6.407		0.012	
TERCIANO	1.842		2.085		0.005		2.085		0.724		0.005	
n BUTANO	5.372		6.081		0.018		6.081		1.987		0.018	
i PENTANO	3.968		4.870		0.028		4.870		1.135		0.028	
HEXANO (n) PESADOS	6.962		7.783		0.004		7.783		2.012		0.004	
TOTAL Kgmol/hr	620	100.00	548	100.00	72	100.00	548	100.00	8708	100.00	72	100.00
FLUJO TOTAL Kgr/hr	20407		19022		1385		19022		207558		1385	
TEMPERATURA °C	49		49		49		167		81		49	
PRESION Kg/cm <sup>2</sup> man	0.5		0.5		0.3		0.1		0.1		0.5	
PESO MOLECULAR	32.873		34.694		10.100		34.894		23.841		19.100	
BPD	6089.1				213.2						213.2	
IMPULSO @ 20°C, l Kg/cm <sup>2</sup>	12.465		11.0				11.0		174.812			
DETSIDAD A P Y T, g/cm <sup>3</sup>	0.0021		0.00196		0.948		0.00974		0.0083		0.969	
LPM A P Y T					23.53						23.53	
m <sup>3</sup> /seg A P Y T			2.893				2.893		0.945			
Cp A P Y T cal/gr °C			0.4357				0.5491		0.5047			
VISCOSIDAD CP			0.0097				0.0132		0.0120			
COND. TERM Kcal/hr m °C			0.0199				0.0334		0.0288			
TENSION SUP. dina/cm <sup>2</sup>	18973				19012						19012	
ENTALPIA ESPEC cal/gr m <sup>3</sup>	2055.45		3339.11		7643.75		5259.07		3213.45		7643.75	

CUADRO DE BALANCE DE MATERIA Y ENERGIA COMPRESION FASE I

CORRIENTE COMONENTE	13		14									
	VAPOR		VAPOR									
	kgmol/hr	% mol	kgmol/hr	% mol	kgmol/hr	% mol	kgmol/hr	% mol	kgmol/hr	% mol	kgmol/hr	% mol
AGUA		5.077		4.905								
AC. SULFHDRIDICO		0.579		0.602								
BIOXIDO DE CARBONO		3.042		3.053								
NITROGENO		0.462		0.450								
METANO		65.966		67.577								
ETANO		11.356		11.168								
PROPANO		6.841		6.407								
I-BUTANO		0.804		0.724								
n-BUTANO		2.210		1.967								
I-PENTANO		1.309		1.135								
HEXANO (+) PESADOS		2.354		2.012								
TOTAL Kgmol/hr	9254	100.00	119	100.00								
FLUJO TOTAL Kg/hr		226580		2855								
TEMPERATURA °C		88		81								
PRESION Kg/cm <sup>2</sup> man		9.1		9.1								
PESO MOLECULAR		24.484		23.841								
BPD												
MMPGSD @ 20°C, 1 Kg/cm <sup>2</sup>		185.821		2.404								
DENSIDAD A P Y T, g/cm <sup>3</sup>		0.00835		0.0083								
LPM A P Y T												
m <sup>3</sup> /seg A P Y T		7.537		0.0955								
Cp A P Y T cal/gr °C		0.5078		0.5047								
VISCOSIDAD CP		0.0177		0.0120								
COND. TERM. Kcal/h m °C		0.02932		0.0286								
TENSION SUP. dina/cm												
ENTALPIA ESPEC. cal/grmol		3334.84		3213.45								



UNAM  
F.E.S.-C

DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO  
PLATAFORMA KU-A SECCION DE SEPARACION FASE II

TESIS PROFESIONAL  
ALEJANDRO SANTIAGO HERNANDEZ

DISE. No. 003  
ABRIL 1993

CUADRO DE BALANCE DE MATERIA Y ENERGIA PRODUCCION FASE II

CORRIENTE COMPONENTE	1 MEZCLA		2 LIQUIDO		3 VAPOR		4 VAPOR		5 MEZCLA		6 VAPOR	
	kgmol/hr	% mol	kgmol/hr	% mol	kgmol/hr	% mol	kgmol/hr	% mol	kgmol/hr	% mol	kgmol/hr	% mol
	AQUA	6.014		12.743				11.858		9.990		8.313
AC. SULFHDRIICO	0.370		0.000				0.401		0.352		0.554	
BICXIDO DE CARBONO	1.958		0.048				2.865		2.882		1.866	
NITROGENO	0.303		0.021				0.497		0.437		0.289	
METANO	42.209		0.298				53.817		62.827		40.212	
ETANO	7.388		0.383				11.736		10.735		7.048	
PROPANO	4.730		0.830				8.194		6.532		4.525	
I-BUTANO	0.835		0.252				1.070		0.801		0.810	
n-BUTANO	1.864		0.929				3.048		2.254		1.796	
I-PENTANO	1.503		1.405				2.043		1.475		1.462	
HEXANO (+) PESADOS	33.028		83.091				4.473		3.100		31.862	
TOTAL Kgmol/hr	14481	100.00	5455	100.00	338	100.00	9424	100.00	15218	100.00	9642	100.00
FLUJO TOTAL Kg/hr	1544288		1317636		9309		236504		1563449		241950	
TEMPERATURA °C	74		73		73		74		74		74	
PRESION Kg/cm² man	3.5		70		0.84		3.5		3.5		3.5	
PESO MOLECULAR	106.563		241.532		27.524		25.094		102.735		25.094	
BPD	301432.3		218092.7						304755.3			
MMPCSO @ 20°C, 1 Kg/cm²	290.987				0.791		180.244		305.575		183.809	
DENSIDAD A P Y T, g/cm³	0.9128		0.892		0.00178		0.00393		0.0248		0.00393	
LPM A P Y T			23854.47									
m³/seg A P Y T					1.455		16.88				17.07	
Cp A P Y T cal/gr °C					0.4713		0.4861				0.4861	
VISCOSIDAD CP					0.011		0.0114				0.0114	
COND. TERM. Kcal/h m °C					0.02471		0.0298				0.0298	
TENSION SUP dina/cm	24.208								24.188			
ENTALPIA ESPEC. cal/grmol	2117.626		820.22		3344.92		3225.55		1682.48		3225.55	

\*NOTA: ESTA COMPOSICION SE OBTIENE AL MEZCLAR LA PRODUCCION DE KU-A Y KU-B

CUADRO DE BALANCE DE MATERIA Y ENERGIA PRODUCCION FASE II

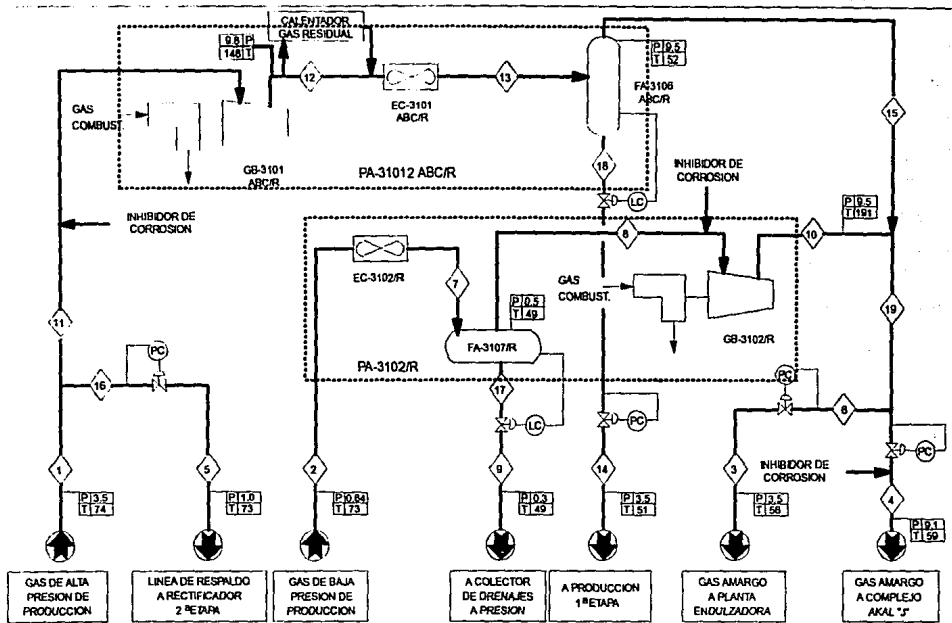
CORRIENTE COMONENTE	7		8		9		10		11		12	
	LIQUIDO		VAPOR		LIQUIDO		LIQUIDO		MEZCLA		MEZCLA	
	kgmol/hr	% mol	kgmol/hr	% mol	kgmol/hr	% mol	kgmol/hr	% mol	kgmol/hr	% mol	kgmol/hr	% mol
AGUA		12.862		8.313						12.862		12.862
AC. SULFHDRIICO		0.003		0.554						0.003		0.003
BIOXIDO DE CARBONO		0.109		2.882						0.109		0.109
NITROGENO		0.034		0.437						0.034		0.034
METANO		1.106		62.827						1.106		1.106
ETANO		0.668		10.735						0.668		0.668
PROPANO		1.054		6.532						1.054		1.054
i-BUTANO		0.280		0.801						0.280		0.280
n-BUTANO		1.006		2.254						1.006		1.006
i-PENTANO		1.441		1.475						1.441		1.441
HEXANO (+) PESADOS		81.437		3.190						81.437		81.437
TOTAL Kgmol/hr	5576	100.00	9642	100.00					5576	100.00	5576	100.00
FLUJO TOTAL Kg/hr	1321490		241959		NORM. SIN FLUJO		NORM. SIN FLUJO		1321490		1321490	
TEMPERATURA °C	74		74		74		73		73		73	
PRESION Kg/cm² man	3.5		3.5		3.5		1.0		1.0		1.0	
PESO MOLECULAR	236.99		25.094						236.99		236.99	
BPD	217259.8								217259.8		217259.8	
MMPCSID @ 20°C, 1 Kg/cm²			193.609						111.968		111.968	
DENSIDAD APYT, g/cm³	0.881		0.00393						0.411		0.411	
LPM APYT	23983.30											
m³/seg APYT			17.071									
Cp APYT cal/gr °C			0.4881									
VISCOSIDAD CP			0.0114									
COND TERM kcal/mi °C			0.0288									
EXTNSION SUP. dina/cm									24.875		24.875	
ENTALPIA ESPEC. cal/gmol	-804.89		2825.57						-985.78		-985.78	

CUADRO DE BALANCE DE MATERIA Y ENERGIA PRODUCCION FASE II

CORRIENTE COMONENTE	13		14		15		16		17		18	
	VAPOR		LIQUIDO		VAPOR		LIQUIDO		LIQUIDO		LIQUIDO	
	kgmol/hr	% mol	kgmol/hr	% mol	kgmol/hr	% mol	kgmol/hr	% mol	kgmol/hr	% mol	kgmol/hr	% mol
AGUA		18.230		12.743		11.856						12.743
AC. SULFHDRIICO		0.126		0.000		0.401						0.000
BIOXIDO DE CARBONO		2.835		0.048		2.865						0.048
NITROGENO		0.604		0.021		0.497						0.021
METANO		37.604		0.296		63.817						0.296
ETANO		13.537		0.383		11.736						0.383
PROPANO		11.183		0.830		8.194						0.830
I-BUTANO		1.553		0.252		1.070						0.252
n-BUTANO		4.476		0.929		3.048						0.929
I-PENTANO		3.067		1.405		2.043						1.405
HEXANO (+) PESADOS		6.783		83.091		4.473						83.091
TOTAL Kgmol/hr	120	100.00	5455	100.00	338	100.00					5455	100.00
FLUJO TOTAL Kq/hr	3854		1317836		9309		NORM. SIN FLUJO		NORM. SIN FLUJO		1317836	
TEMPERATURA °C	73		73		73		73		73		73	
PRESION Kg/cm² man	1.0		1.0		1.0		1.0		1.0		1.0	
PESO MOLECULAR	31.696		241.532		27.524						241.532	
BPD			216092.7								216092.7	
MAMPDSD @ 20°C, 1 Kg/cm²	2.43				6.791							
DENSIDAD A P Y T, gr/cm³	0.00222		0.892		0.00191						0.892	
LPM A P Y T			23854								23854	
m³/seg A P Y T	0.462				1.353							
Cp A P Y T cal/gr°C	0.4583				0.4716							
VISCOSIDAD CP	0.0105				0.011							
COND. TERM. Kcal/h m °C	0.0221				0.02471							
TENSION SUP. dina/cm												
ENTALPIA ESPEC. cal/grmol	3554.10		-1086.309		3342.92						-1086.309	

CUADRO DE BALANCE DE MATERIA Y ENERGIA PRODUCCION FASE II

CORRIENTE COMPONENTE	19		20		21		22		23		24	
	* VAPOR		* VAPOR		VAPOR		LIQUIDO		VAPOR		VAPOR	
	kgmol/hr	% mol	kgmol/hr	% mol	kgmol/hr	% mol	kgmol/hr	% mol	kgmol/hr	% mol	kgmol/hr	% mol
AGUA		8.313		11.858		8.313		88.039		8.313		11.856
AC. SULFIDRICO		0.554		0.401		0.554		0.001		0.554		0.401
BIOXIDO DE CARBONO		2.882		2.885		2.882		0.039		2.882		2.885
NITROGENO		0.437		0.497		0.437		0.014		0.437		0.497
METANO		62.827		53.817		62.827		0.372		62.827		53.817
ETANO		10.735		11.736		10.735		0.242		10.735		11.736
PROPANO		6.532		8.194		6.532		0.422		6.532		8.194
i-BUTANO		0.801		1.070		0.801		0.119		0.801		1.070
n-BUTANO		2.254		3.048		2.254		0.441		2.254		3.048
i-PENTANO		1.475		2.043		1.475		0.849		1.475		2.043
HEXANO (+) PESADOS		3.190		4.473		3.190		8.862		3.190		4.473
TOTAL Kgmol/hr	9642	100.00	338	100.00	217	100.00	726	100.00	217	100.00	338	100.00
FLUJO TOTAL Kg/hr	241959		9309		5455		19182		5456		9309	
TEMPERATURA °C	72		72		74		51		73		73	
PRESION Kg/cm² man	0.5		0.5		3.5		3.5		1.0		1.0	
PESO MOLECULAR	25.094		27.524		25.094		26.376		25.094		27.524	
BPD							3323.0					
MMPCSD @ 20°C, 1 Kg/cm²	193.609		6.791		4.385				4.385		6.791	
DENSIDAD A P Y T, g/cm³	0.00131		0.00144		0.00393		0.4236		0.0174		0.0191	
LPM A P Y T							366.82					
m³/hag A P Y T	51.11		1.791		0.389				0.8708		1.353	
Cp A P Y T cal/gr °C	0.4801		0.4705		0.4861				0.4811		0.4716	
VISCOSIDAD CP	0.0115		0.0112		0.0114				0.0113		0.011	
COND. TERM. Kcal/h m °C	0.0282		0.0245		0.0266				0.0263		0.02471	
TENSION SUP. dina/cm							17.248					
ENTALPIA ESPEC. cal/grmol	3225.55		3342.92		3225.55		-6997.70		3225.55		3342.92	



UNAM  
F.E.S.-C

DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO  
PLATAFORMA KU-A SECCION DE COMPRESION FASE II

TESIS PROFESIONAL  
ALEJANDRO SANTIAGO HERNANDEZ

DB. No. 004  
ABRIL 1993



CUADRO DE BALANCE DE MATERIA Y ENERGIA COMPRESION FASE I I

CORRIENTE COMPONENTE	1		2		3		4		5		6	
	VAPOR		VAPOR		VAPOR		VAPOR		VAPOR		VAPOR	
	kgmol/hr	% mol	kgmol/hr	% mol	kgmol/hr	% mol	kgmol/hr	% mol	kgmol/hr	% mol	kgmol/hr	% mol
AGUA	8.313	11.856			1.700	1.700			8.313		1.700	
AC SULFIDRICO	0.864	0.401			0.594	0.594			0.564		0.594	
BIXIDO DE CARBONO	2.882	2.868			3.115	3.115			2.882		3.115	
NITROGENO	0.437	0.497			0.474	0.474			0.437		0.474	
METANO	62.827	53.817			67.823	67.823			62.827		67.823	
ETANO	10.735	11.736			11.835	11.835			10.735		11.835	
PROPANO	6.532	8.194			7.097	7.097			6.532		7.097	
I-BUTANO	0.801	1.070			0.868	0.868			0.801		0.868	
n-BUTANO	2.254	3.048			2.433	2.433			2.254		2.433	
I-PENTANO	1.475	2.043			1.585	1.585			1.475		1.585	
HEXANO (+) PESADOS	3.190	4.473			2.806	2.806			3.190		2.806	
TOTAL Kgmol/hr	8642	100.00	338	100.00	321	100.00	8700	100.00	217	100.00	321	100.00
FLUJO TOTAL Kg/hr	241959		9309		8065		218315		5455		8065	
TEMPERATURA °C	74		73		68		59		73		59	
PRESION Kg/cm² man	3.5		0.84		3.5		9.1		1.0		9.1	
PESO MOLECULAR	25.094		27.524		25.093		25.093		25.094		25.093	
BPD												
MMPCSO @ 20°C, 1 Kg/cm²	193.609		8.791		6.453		174.895		4.365		6.453	
DENSIDAD A P Y T, g/cm³	0.00393		0.00178		0.00418		0.0936		0.00174		0.00936	
LPM A P Y T												
m³/seg A P Y T	17.071		1.455		0.5387		6.472		0.8708		0.5387	
Cp A P Y T cal/g°C	0.4861		0.4713		0.4750		0.4886		0.4811		0.4886	
VISCOSIDAD CP	0.0114		0.011		0.0110		0.0112		0.0113		0.0112	
COND. TERM. Kcal/h m °C	0.0286		0.02471		0.0254		0.0263		0.0263		0.0263	
TENSION SUP. dina/cm												
ENTALPIA ESPEC. cal/gmol	2825.57		3344.92		3013.38		3013.38		3225.55		3013.38	

CUADRO DE BALANCE DE MATERIA Y ENERGIA COMPRESION FASE II

CORRIENTE COMPONENTE	7		8		9		10		11		12	
	MEZCLA		VAPOR		LIQUIDO		VAPOR		VAPOR		VAPOR	
	kgmol/hr	% mol	kgmol/hr	% mol	kgmol/hr	% mol	kgmol/hr	% mol	kgmol/hr	% mol	kgmol/hr	% mol
AGUA		11.856		7.806		99.828		7.806		8.313		8.313
AC. SULFIDRICO		0.401		0.420		0.000		0.420		0.554		0.554
BIOXIDO DE CARBONO		2.865		2.907		0.000		2.907		2.882		2.882
NITROGENO		0.497		0.519		0.000		0.519		0.437		0.437
METANO		53.817		58.294		0.001		58.294		62.827		62.827
ETANO		11.736		12.276		0.001		12.276		10.735		10.735
PROPANO		8.194		8.571		0.001		8.571		6.532		6.532
i-BUTANO		1.070		1.119		0.000		1.119		0.801		0.801
n-BUTANO		3.048		3.188		0.002		3.188		2.254		2.254
i-PENTANO		2.043		2.137		0.003		2.137		1.475		1.475
HEXANO (+) PESADOS		4.473		4.673		0.183		4.673		3.100		3.100
TOTAL Kgmol/hr	338	100.00	323	100.00	15	100.00	323	100.00	9424	100.00	9424	100.00
FLUJO TOTAL Kg/hr	9309		9037		284		9037		236504		236504	
TEMPERATURA °C	49		49		49		191.17		74		148	
PRESION Kg/cm² man	0.5		0.5		0.3		9.5		3.5		9.8	
PESO MOLECULAR	27.524		27.951		19.100		27.951		25.094		25.094	
BPD	3116.7				43							
MMPCSD @ 20°C, 1 Kg/cm²	6.791		6.492				6.492		189.244		189.244	
DENSIDAD A P Y T, g/cm³	0.00178		0.00158		0.973		0.00733		0.00393		0.00777	
LPM A P Y T					4.74							
m³/seg A P Y T			0.3421				0.3421		16.88		16.88	
Cp A P Y T cal/gr °C			0.4616				0.5784		0.4881		0.5411	
VISCOSIDAD CP			0.00121				0.00145		0.0114		0.0139	
COND TERM. Kcal/h m °C			0.02471				0.0394		0.0286		0.0356	
TENSION SUP. dina/cm	19.8527				19.94							
ENTALPIA ESPEC. cal/gmol	2565		2565.0		-13835		5048.9		3225.56		4136.44	

CUADRO DE BALANCE DE MATERIA Y ENERGIA COMPRESION FASE II

CORRIENTE COMPONENTE	13		14		15		16		17		18	
	MEZCLA		LIQUIDO		VAPOR		VAPOR		LIQUIDO		LIQUIDO	
	kgmol/hr	% mol	kgmol/hr	% mol	kgmol/hr	% mol	kgmol/hr	% mol	kgmol/hr	% mol	kgmol/hr	% mol
AGUA		8.313		89.039		1.567		8.313		99.828		89.039
AC. SULFIDRICO		0.554		0.001		0.001		0.554		0.000		0.001
BIXIDO DE CARBONO		2.882		0.039		3.120		2.882		0.000		0.039
NITROGENO		0.437		0.014		0.472		0.437		0.000		0.014
METANO		62.827		0.372		68.044		62.827		0.001		0.372
ETANO		10.735		0.242		11.811		10.735		0.001		0.242
PROPANO		6.532		0.422		7.042		6.532		0.001		0.422
i-BUTANO		0.801		0.119		0.858		0.801		0.000		0.119
n-BUTANO		2.254		0.441		2.405		2.254		0.002		0.441
i-PENTANO		1.475		0.849		1.544		1.475		0.003		0.849
HEXANO (+) PESADOS		3.190		8.862		2.738		3.190		0.163		8.862
TOTAL Kgmol/hr	9424.876	100.00	728	100.00	8698	100.00	217	100.00	15	100.00	728	100.00
FLUJO TOTAL Kghr		238504		19162		217343		5455		284		19162
TEMPERATURA °C		52		51		52		74		49		52
PRESION Kg/cm² man		9.5		3.5		9.5		3.5		0.5		9.5
PESO MOLECULAR		25.094		28.378		24.987		25.094		18.259		28.378
BPD		85358.8		3323						43		3323
MMPCSO @ 20°C, 1 Kg/cm²		189.269				174.858		4.365				
DENSIDAD A P Y T, g/cm³		0.00104		0.4235		0.0095		0.00393		0.9849		0.8569
LPM A P Y T				368.82						4.74		368.82
m³/seg A P Y T								0.384				
Cp A P Y T cal/gr °C								0.4861				
VISCOSIDAD CP								0.114				
COND. TERM. Kcal/h m °C								0.0286				
TENSION SUP. dina/cm		16.143		17.245								
ENTALPIA ESPEC. cal/gr mol		43961.50		-6997.70		2938.28		3225.55		-13835		-7030.12

CUADRO DE BALANCE DE MATERIA Y ENERGIA COMPRESION FASE II

CORRIENTE COMPONENTE	19											
	VAPOR											
	kgmol/hr	% mol	kgmol/hr	% mol	kgmol/hr	% mol	kgmol/hr	% mol	kgmol/hr	% mol	kgmol/hr	% mol
AGUA		1.790										
AC. SULFHDRIICO		0.594										
BIOXIDO DE CARBONO		3.115										
NITROGENO		0.474										
METANO		67.623										
ETANO		11.835										
PROFANO		7.097										
I-BUTANO		0.868										
n-BUTANO		2.433										
I-PENTANO		1.565										
HEXANO (+) PESADOS		2.806										
TOTAL Kgmol/hr	9021	100.00										
FLUJO TOTAL Kg/hr		226360										
TEMPERATURA °C		50										
PRESION Kg/cm² man		9.1										
PESO MOLECULAR		25.093										
BFD												
MIMPESO @ 20°C, 1 Kg/cm²		181.148										
DENSIDAD A P Y T, g/cm³		0.00936										
LPM A P Y T												
m³ /seg A P Y T		6.711										
Cp A P Y T cal/gr °C		0.4866										
VISCOSIDAD CP		0.0112										
COND. TERM. Kcal/hr m °C		0.0263										
TENSION SUP. dina/cm												
ENTALPIA ESPEC. cal/gmol		3013.92										

### **III.3 DESCRIPCIÓN DEL PROCESO**

En este documento se describe de manera detallada el funcionamiento de cada una de las secciones que integran la Plataforma KU-A, en base a los Diagramas de Flujo de Proceso incluidos en la sección anterior (III.2 Dib. 001 a 004), y Dib. 005 y 006 del Apéndice.

#### **III.3.1 SECCIÓN DE SEPARACIÓN**

La plataforma de producción KU-A se diseñará para separar la mezcla gas-aceite proveniente de los pozos del campo KU-MALOOB y la plataforma KU-H.

La corriente inicialmente se recibirá a una presión de 15.0 Kg/cm<sup>2</sup> man. y una temperatura de 85°C de los pozos, y se envía a través de una válvula de control a la sección de separación.

La separación se lleva a cabo en dos niveles de presión y en dos fases de operación.

#### **FASE I**

La mezcla gas-aceite de los pozos KU-MALOOB se alimenta al separador de primera etapa FA-3101 a 9.1 Kg/cm<sup>2</sup> man. y 81°C. este equipo cuenta con internos que efectuarán la separación.

Se inyecta antiespumante en la línea de alimentación para evitar la formación de espuma en los separadores, facilitando así la separación de las fases.

El gas separado se envía al rectificador de primera etapa FA-3103 para garantizar que se entregue libre de líquidos, este tanque opera a las mismas condiciones que el separador FA-3101 y cuenta con internos de alta eficiencia tipo Vane.

El aceite separado se envía a control de nivel donde se le reduce la presión hasta 1.0 Kg/cm<sup>2</sup> man. y 78°C, para su alimentación al separador de segunda etapa FA-3102.

El gas separado en el rectificador de primera etapa FA-3103 a 9.1 Kg/cm<sup>2</sup> man. y 81 °C se divide en dos corrientes:

Una se envía directamente y libre de líquidos al complejo Akal "J".

La otra se envía a control de presión para disminuirle la presión hasta 1.0 Kg/cm<sup>2</sup> man. y alimentarla al rectificador FA-3104, este gas se utilizará como línea de respaldo a los recuperadores de vapor GB-3102/R.

Los posibles líquidos presentes en el rectificador de gas FA-3103, se envían por alto nivel a unirse con el aceite del separador FA-3101, y alimentarse al separador de segunda etapa FA-3102 el cual opera a 1.0 Kg/cm<sup>2</sup> man. y 78 °C.

El gas obtenido se une con la línea de respaldo y se alimenta al rectificador de segunda etapa FA-3104, el cual opera a las mismas condiciones del separador FA-3102

El aceite del separador FA-3102 se envía a la succión de las bombas de crudo GA- 3101 AD/E/R.

El gas separado en el rectificador FA-3104 se envía libre de líquidos al sistema de compresión (recuperadores de vapor GB-3102/R); para proteger a estos equipos, el gas de entrada y salida del FA-3104 se le inyecta inhibidor de asfaltenos.

Los posibles líquidos presentes se unen a la salida de líquido del FA-3102.

Las bombas de crudo GA-3101A/D/E/R elevan la presión hasta 52.7 Kg/cm<sup>2</sup> man. ó 70 Kg/cm<sup>2</sup> man. dependiendo de la presión requerida para su integración al cabezal de aceite de alta presión en Akal "J". El destino final del aceite en situación normal será a la terminal de Cayo Arcas. Este aceite también podrá ser enviado a la terminal marítima de Dos Bocas cuando no se opere hacia Cayo Arcas.

A fin de mantener la presión del sistema dentro de valores permisibles, los rectificadores de gas FA-3103 y 3104 contarán con un envío a desfogue, para que en caso de sobrepresionarse el sistema, se envíe el gas a quemador.

## FASE II

En esta fase el separador de primera etapa FA-3101 solo recibe la mezcla de pozos KU-A y KU-H a 3.5 Kg/cm<sup>2</sup> man. y 74°C, además de los condensados del sistema de compresión a 3.5 Kg/cm<sup>2</sup> man. y 51°C.

De igual modo que en la fase I, a la mezcla que se alimenta al separador FA-3101 se le inyectará antiempumante.

El gas separado en el rectificador de primera etapa FA-3103 será acondicionado para su envío a los turbocompresores GB-3101 AC/R inyectándole inhibidor de asfaltenos a la entrada y salida del gas, con el propósito de inhibir la formación de compuestos asfálticos que causarían problemas en el equipo de compresión.

El gas acondicionado se envía a 3.5 Kg/cm<sup>2</sup> man. y 74°C, a la sección de compresión.

Los líquido provenientes del separador FA-3101 y el rectificador de gas FA-3103, a control de nivel y por alto nivel, respectivamente, se unirán para alimentarse al separador FA-3102.

El separador de segunda etapa FA-3102 operará a 1.0 Kg/cm<sup>2</sup> man. y 73°C.

Toda la operación siguiente será igual a la de la fase I.

### III.3.2 SECCION DE COMPRESION DE GAS AMARGO

La sección de compresión de gas amargo recibe la alimentación de la sección de separación de KU-A con el fin de elevar la presión hasta la necesaria para su envío al complejo Akal "J".

La sección está formada por cuatro módulos para el gas de alta presión conectados en paralelo, tres operando y uno de relevo (fase II) y dos módulos de compresión para el gas de baja presión, los dos operando en la fase I y en la fase II uno operando y uno de relevo.

El sistema de compresión se implementará por etapas, dependiendo de la fase de separación.



## FASE I

El gas de alta presión se recibe a 9.1 Kg/cm<sup>2</sup> man. y 81°C y se envía a control de presión al complejo Akal "J".

El gas de baja presión se recibe de la sección de separación a 0.84 Kg/cm<sup>2</sup> man. y 77°C, alimentándose al preenfriador EC-3102 /R para disminuir la temperatura hasta 49°C y el contenido de humedad, antes de alimentarse a los recuperadores de vapor.

La mezcla resultante se enviará al tanque de succión del compresor FA-3107/R, con el fin de eliminar la presencia de líquidos.

El líquido separado se envía a control de nivel y después al tanque colector de drenajes de presión.

Al gas amargo, se le inyectará inhibidor de corrosión después del separador FA-3107/R para evitar daños a los compresores por la presencia de ácido sulfhídrico.

Este gas se envía a la succión del compresor de baja presión GB-3102/R, que elevará su presión hasta 9.1 Kg/cm<sup>2</sup> man. para unirse con el gas de alta presión a control de presión.

La corriente de gas amargo resultante se divide en dos líneas:

Una se envía a control de presión y después a la planta endulzadora a 3.5 Kg/cm<sup>2</sup> man. y 85°C.

La otra se envía al complejo Akal "J" a 9.1 Kg/cm<sup>2</sup> man. y 88°C.

## FASE II

El gas de alta presión proveniente de la sección de producción se recibe a 3.5 Kg/cm<sup>2</sup> man. y 74°C, se le inyecta inhibidor de corrosión para evitar daños a los compresores por la presencia de ácido sulfhídrico y se alimenta directamente a la línea de succión del compresor de alta presión GB-3101 AC/R que elevará la presión del gas hasta 9.8 Kg/cm<sup>2</sup> man. y 148°C.

Una parte de esa corriente se utilizará para calentar gas combustible, utilizando un cambiador de calor, posteriormente se integrará a la corriente original para de ahí enviarse al enfriador del compresor EC-3101 AC/R, que disminuirá la temperatura hasta 52°C.

La mezcla gas-condensados producto del enfriamiento, pasa al separador de condensados FA-3106 AC/R que operará a 9.5 Kg/cm<sup>2</sup> man. y 52 °C.

Los condensados separados se envían a control de nivel hacia la primera etapa de producción.

El gas amargo libre de líquidos se envía a límites de batería.

El gas de baja presión proveniente de la sección de producción se recibe a 0.84 Kg/cm<sup>2</sup> man. y 73°C, alimentándose al preenfriador EC-3102/R con el fin de disminuir su temperatura hasta 49°C.

La mezcla resultante se alimenta al tanque de succión del compresor FA-3107/R donde los líquidos separados son enviados a control de nivel y después al tanque colector de drenajes a presión.

**ESTA TESIS NO DEBE  
SALIR DE LA BIBLIOTECA**

Al gas amargo, se le continúa inyectando el inhibidor de corrosión como en la fase I, después del separador FA-3107/R.

El gas obtenido se envía a la línea de succión del compresor de baja presión GB-3102/R que incrementará su presión hasta 9.5 Kg/cm<sup>2</sup> man. para unirse con el gas de alta presión a control de presión.

La corriente resultante se divide de igual manera que en la fase I.

Una se envía a control de presión y después a la planta endulzadora a 3.5 Kg/cm<sup>2</sup> man. y 56°C.

La otra se envía a control de presión al complejo Akal "J" a 9.1 Kg/cm<sup>2</sup> man. y 59°C.

### III.3.3 DISTRIBUCION DE GAS COMBUSTIBLE

El gas que se utilizará como combustible será suministrado por la planta endulzadora, en la fase I, y para la fase II se utilizará gas residual de la red de bombeo neumático.

#### FASE I

El gas proveniente de la planta endulzadora se recibirá en límites de batería a una presión de 14.1 Kg/cm<sup>2</sup> man. y a una temperatura de 53°C. Se elimina la presencia de posibles líquidos mediante tanques separadores y los condensados acumulados se envían a la corriente de alimentación del separador de primera etapa FA-3101 de la sección de separación.

El gas seco pasa entonces al cabezal general de distribución, de donde se originan líneas que alimentarán a los usuarios.

Las condiciones de operación en el cabezal permanecen igual a las del gas recibido de la planta endulzadora; sin embargo, los usuarios requieren diferentes presiones de entrega para satisfacer su demanda. Dichas presiones son obtenidas con válvulas controladoras de presión individuales, que expanden el gas directamente hasta la presión requerida.

Como servicios iniciales se tiene el gas combustible necesario para el sistema de ignición y a pilotos, a una presión mínima de 1.8 Kg/cm<sup>2</sup> man. y 45°C.

Para satisfacer la demanda a los compresores de la planta endulzadora se deberá acondicionar a 2.8 Kg/cm<sup>2</sup> man. con su resultante temperatura de expansión de 46°C.

## FASE II

El gas combustible proveniente del anillo de bombeo neumático se recibe en límites de batería a una presión de 70.3 Kg/cm<sup>2</sup> man. y 20°C.

A fin de acondicionar el gas para su envío al cabezal de distribución, se reduce la presión hasta 49.2 Kg/cm<sup>2</sup> man. y 11°C, condiciones a las cuales se alimenta a un tanque separador que eliminará los posibles líquidos provenientes de la red de bombeo neumático y los formados por la expansión. Estos líquidos serán enviados al separador de primera etapa FA-3101 de la sección de producción.

Debido a que se requiere realizar diversas expansiones para suministrar gas a los distintos usuarios, existe la posibilidad de que se formen hidratos.

Por ello el gas que se obtiene en el separador de gas residual pasa a través de un calentador de gas combustible que eleva la temperatura hasta  $67^{\circ}\text{C}$ , a la cual se evitará la formación de hidratos aún en el punto de más baja presión del sistema, suprimiendo los riesgos de erosión y taponamiento de válvulas y tuberías.

Se realiza una expansión a  $14.1 \text{ Kg/cm}^2 \text{ man.}$ , con lo cual se modifica la temperatura a  $55^{\circ}\text{C}$ . A estas condiciones, el gas se envía otro tanque separador en el cual se obtendrán los posibles líquidos y se enviarán al separador de primera etapa de la sección de producción.

El gas residual obtenido se envía al cabezal de distribución para el suministro a los diferentes usuarios, de la misma forma (con válvulas controladoras de presión individuales) que en la fase I y a los mismos niveles de presión.

Los servicios adicionales serán el gas a las turbinas de los compresores de alta presión GB-3101 AC/R a las condiciones de presión de  $14.1 \text{ Kg/cm}^2 \text{ man.}$  y  $55^{\circ}\text{C}$ .

### **III.4 CRITERIOS GENERALES DE DISEÑO**

En este documento se exponen las bases y los criterios sobre los cuales se desarrolló el diseño del proceso, dimensionamiento de equipo y servicios auxiliares requeridos por la Plataforma.

Para cumplir con los requerimientos que se establecen en las bases de diseño, la plataforma KU-A, se dividió en cuatro secciones:

- Sección de separación
- Sección de compresión
- Sección de endulzamiento
- Sección de distribución de gas combustible

#### **III.4.1 SECCION DE SEPARACION**

##### **ALIMENTACION**

La sección está diseñada para llevar a cabo la separación de la mezcla gas-aceite proveniente de los pozos del campo KU-MALOOB.

Al crudo separado y estabilizado se le aumentará su presión con las bombas de transferencia de aceite, para su envío por tubería al complejo Akal "J".

El gas separado será enviado a la sección de compresión.

#### **CAPACIDAD.**

Máxima: 215 MBPD de crudo separado y estabilizado

Normal: La capacidad normal será igual a la máxima

Mínima: 60 MBPD de crudo separado y estabilizado.

#### **CRITERIOS GENERALES DE DISEÑO.**

- A. La separación de la mezcla crudo-gas se efectuará en dos etapas de separación y en dos fases de operación.
  
- B. Fase I.- Operar el separador de primera etapa a 9.1 Kg/cm<sup>2</sup> man. (130 psig) de tal manera, que el gas asociado separado se envíe directamente al complejo Akal "J" sin necesidad de comprimirlo. La segunda etapa de operación operará a una presión de 1.0 Kg/cm<sup>2</sup> man. (14 psig) a fin de obtener una producción de 215 MBPD de crudo estabilizado.
  
- C. Fase II.- Operar el separador de primera etapa a una presión de 3.5 Kg/cm<sup>2</sup> man. (50 psig), la cual se fijó como mínima para la succión de los compresores GB-3101 AC/R y comprimir el gas separado hasta una presión de 9.1 Kg/cm<sup>2</sup> man. (130 psig) para su envío al complejo Akal "J". La segunda etapa de separación seguirá operando como en la fase I a una presión de 1.0 Kg/cm<sup>2</sup> man. (14 psig) para estabilizar el crudo separado.

- D. El equipo de separación FA- 3101 y FA-3102 será diseñado para operar a 9.1 Kg/cm<sup>2</sup> y 3.5 Kg/cm<sup>2</sup>, y estos tendrán internos para obtener una separación adecuada.
- E. Se diseñarán los rectificadores FA-3103 y FA-3104 a las mismas condiciones de operación que los tanques separadores, y estos contarán con internos que impedirán el arrastre de líquidos hacia el sistema de compresión.
- F. Los rectificadores de primera y segunda etapa contarán con un desvío a desfogue para, en caso de sobrepresionarse el sistema, se envíe el gas a quemador.
- G. Se instalarán seis bombas de transferencia de crudo, GA-3101 AD/E/R de tal modo que, dependiendo del destino requerido del crudo operen 4 ó 5 en forma normal y quede una de relevo, manejando la producción total de 215 MBPD.
- |               |                             |              |
|---------------|-----------------------------|--------------|
| Q = 44.6 MBPD | P = 70 Kg/cm <sup>2</sup>   | con 5 bombas |
| Q = 55.9 MBPD | P = 52.7 Kg/cm <sup>2</sup> | con 4 bombas |
- H. La presión de descarga de las bombas de transferencia de crudo GA- AD/E/R deberá ser la requerida para que el crudo estabilizado se envíe ya sea a Cayo Arcas o a la terminal marítima de Dos Bocas a través del complejo Akal "J".
- I. Para atacar el problema de formación de espuma en el separador de primera etapa, se instalará un sistema de inyección de antiespumante.
- J. Para evitar problemas de taponamiento en equipo y tuberías por formación de asfaltenos, se instalará un sistema de inyección de inhibidor de asfaltenos.



K. Para evitar problemas de corrosión en la tubería que transporta el gas al complejo Akal "J", se instalará un sistema de inyección de inhibidor de corrosión.

### III.4.2 SECCION DE COMPRESION

#### ALIMENTACION

Esta sección será diseñada para llevar a cabo la compresión del gas proveniente de la sección de producción.

El gas comprimido será enviado al complejo Akal "J" a través de una línea de 36".

#### CAPACIDAD

#### COMPRESION DE ALTA PRESION

Máxima: 195 MMPCSD (@ 1 ATM, 60 °F)

Normal: 180 MMPCSD (@ 1 ATM, 60°F)

Mínima: 144 MMPCSD (@ 1 ATM, 60°F)

#### RECUPERADORES DE VAPOR

Máxima: 6.4 MMPCSD (@ 1 ATM, 60 °F)

Normal: 6.4 MMPCSD (@ 1 ATM, 60°F)

Mínima: 5.5 MMPCSD (@ 1 ATM, 60°F)

#### CRITERIOS GENERALES DE DISEÑO

- A. El sistema de compresión se implementará en forma escalonada.
- B. En la fase I de operación se instalarán los recuperadores de vapor GB-3102/R.
- C. La capacidad de un solo recuperador no permite comprimir los 10 MMPCSD de gas separado en la segunda etapa de producción, por lo cual en fase I se deberá operar en forma simultánea y a baja capacidad los dos equipos GB-3102 y GB-3102/R.
- D. Para disminuir el contenido de humedad en el gas asociado separado, en la segunda etapa de producción, se instalará el enfriador EC-3102/R a la entrada de los paquetes de recuperación.
- E. En la fase I de operación, la presión de operación de la primera etapa de producción se fijó en 9.1 Kg/cm<sup>2</sup> man. (130 psig) a fin de disponer de presión suficiente para llegar al complejo Akal "J" sin necesidad de equipo de compresión.
- F. Para la fase II de operación, se requerirá instalar los turbocompresores GB-3101 AC/R, para elevar la presión del gas de primera etapa de producción desde una presión de 3.5 Kg/cm<sup>2</sup> man. (50 psig) hasta 9.1 Kg/cm<sup>2</sup> man. (130 psig) y así enviarlo al complejo Akal "J".
- G. Debido al poco espacio disponible en la plataforma, únicamente se puede instalar cuatro equipos de compresión de alta presión GB-3101AC/R para lo cual fué necesario

fijar una presión de succión de 3.5 Kg/cm<sup>2</sup> man. (50 psig) a fin de manejar el volúmen total de gas con tres en operación y uno de relevo.

- H. El separador de condensados FA-3106 AC/R será de alta eficiencia a fin de evitar los posibles arrastres de líquidos a la planta endulzadora.
  
- I. Se instalará una válvula controladora de presión en la línea de envío de gas amargo a endulzamiento, para ajustar la presión en 3.5 Kg/cm<sup>2</sup> man. (50 psig) que es la requerida para alimentar el gas a la planta endulzadora.
  
- J. Se dispone de una línea de respaldo para que de acuerdo a la fase de operación complementar con gas de alta presión la carga requerida a los recuperadores de vapor.
  
- K. Se instalará una válvula controladora de presión en la línea de respaldo para ajustar la presión en 1.0 Kg/cm<sup>2</sup> man. (14 psig) para dar la presión de alimentación a los paquetes recuperadores de vapor.
  
- L. Al gas de succión de los compresores de alta presión y de los recuperadores de vapor se le inyectará inhibidor de corrosión que evitará daños a los compresores por la presencia de ácido sulfhídrico.

#### III.4.3 SECCION DE ENDULZAMIENTO

## ALIMENTACION

Para el endulzamiento el gas que servirá como combustible en al fase I de operación se utilizará el proceso Girbotol, empleando dietanolamina como medio de absorción de los gase ácidos.

En la fase II de operación se prevec utilizar gas residual de la red de bombeo neumático para su uso como gas combustible.

## CAPACIDAD

Máxima: 11.1 MMPCSD (@ 1 ATM, 60 °F)

Normal: 3.1 MMPCSD (@ 1 ATM, 60°F)

Mínima: 1.4 MMPCSD (@ 1 ATM, 60°F)

La capacidad máxima, normal y mínima es en función de los requerimientos de la plataforma.

## CRITERIOS GENERALES DE DISEÑO

- A. En la fase I de operación se utilizará una planta endulzadora de gas con capacidad de 3.5 MMPCSD que en conjunto con el volúmen de gas almacenado en un cabezal acumulader, podrá cubrir los requerimientos máximos de la plataforma.

- B. En la fase II de operación se utilizará gas residual de la red de bombeo neumático para cubrir los requerimientos de la plataforma, con lo cual, es probable que ya no se utilice la planta endulzadora de gas combustible, o bien de acuerdo a la disponibilidad de gas residual mantener ambos sistemas.
- C. En caso de no disponer de la red de bombeo neumático se deberá instalar una planta endulzadora de gas combustible con capacidad de 10 MMPCSD para cubrir los requerimientos máximos de la fase II de operación.

#### III.4.4 SECCION DE DISTRIBUCION DE GAS

##### ALIMENTACION

Esta sección tendrá la función de acondicionar el gas combustible para disponer de un gas seco, asegurando así una alimentación libre de condensados a cada uno de los equipos que lo utilicen.

##### CAPACIDAD

	FASE I GAS DULCE	FASE II GAS RESIDUAL
Máxima:	4.3 MMPCSD	11.1 MMPCSD
Normal:	3.1 MMPCSD	6.7 MMPCSD
Mínima:	1.4 MMPCSD	2.7 MMPCSD

La capacidad máxima, normal y mínima es en función de los requerimientos de la plataforma.

#### **CRITERIOS GENERALES DE DISEÑO**

- A. El sistema de distribución de gas combustible se implementará en forma escalonada de acuerdo a las fases de operación.
- B. Fase I.- El sistema operará con gas dulce proveniente de la planta endulzadora existente (3.5 MMPCSD).
- C. Para eliminar problemas por la formación de condensados en el cabezal de distribución, se instalará un separador en la fase I de operación.
- D. Fase II.- El sistema operará ya sea con gas residual de la red de bombeo neumático o con gas dulce proveniente de una endulzadora con mayor capacidad que en la fase I.
- E. Para eliminar la presencia de líquidos en el gas por formación de condensados en la red de bombeo neumático se instalará otro separador.
- F. Debido a que al expandir al gas residual de alta presión se obtienen temperaturas bajas se instalará un calentador de gas residual para aumentarle la temperatura y eliminar la posible formación de condensados o hidratos.

### III.5 FILOSOFIAS BASICAS DE OPERACION

En el presente documento, se presentan los criterios elementales para el control del proceso de la plataforma KU-A, cuando ésta entre en operación. Para lograr este objetivo se aplicarán a cada una de las secciones que conforman la plataforma los siguientes puntos:

- Variables de operación y control de proceso.
- Operaciones anormales.

Las variables a controlar en este proceso en particular son tres: la presión, temperatura y nivel principalmente. La prioridad de cada una de estas variables sobresale de acuerdo al tipo de sistema que opera y que hay que controlar, como es el caso de las secciones que integran a la Plataforma KU-A (separación, compresión de gas amargo y distribución de gas combustible), a continuación se describe la forma en que se controlará cada sección.

#### III.5.1 SECCION DE SEPARACION

##### A) VARIABLES DE OPERACION Y CONTROL DE PROCESO

###### *PRESION*

El control de presión al sistema se efectúa con la válvula controladora de presión localizada en la salida de gas del rectificador de primera etapa FA-3103, que actúa enviando el exceso de vapores a quemador restableciendo de esta manera la presión al sistema.

La válvula controladora de presión localizada en la línea de respaldo a los recuperadores de vapor deberá ajustarse en campo de tal manera que su calibración coincida con el punto de operación de la válvula de control de presión del rectificador de segunda etapa FA-3104.

La presión de descarga del crudo al complejo Akal "J", se regula con la válvula controladora de presión localizada a la descarga de las bombas de crudo GA-3101AD/E/R.

En el caso normal el crudo será enviado a una presión de 52.7 Kg/cm<sup>2</sup> a Cayo Arcas y se utilizará para esto cuatro bombas en operación y un relevo.

Cuando se envíe el crudo a la terminal marítima de Dos Bocas la presión será de 70.0 Kg/cm<sup>2</sup> y se utilizarán cinco bombas en operación y una en relevo.

La presión en el separador de segunda etapa FA-3102, se controla con la válvula de presión localizada en la salida de gas del rectificador de segunda etapa FA-3104 que envía el exceso de gas a quemador.

### *TEMPERATURA*

La temperatura en el sistema no es controlada, sin embargo se tienen indicadores de temperatura en los separadores y rectificadores.



## **NIVEL**

El nivel del separador de primera etapa FA-3101, se controla con la válvula controladora de nivel que se encuentra localizada en la línea de alimentación a este equipo.

Para el control de nivel en el separador de segunda etapa FA-3102, se utilizarán dos válvulas operando en rango dividido. Una actuará en la línea de alimentación al separador y la otra recirculará crudo de las bombas GA-3101AD/E/R cuando exista bajo nivel.

La salida de líquido de los rectificadores FA-3103 y FA-3104 se controla con válvulas on-off que abren con alto nivel y cierran por bajo nivel.

## **B) OPERACIONES ANORMALES**

Cuando exista descontrol en los pozos y aumente el nivel en el separador de primera etapa FA-3101, la válvula controladora que se encuentra en la alimentación cerrará hasta que se restablezcan las condiciones de operación.

Para evitar los arrastres de líquidos hacia el sistema de compresión, los separadores y rectificadores cuentan con internos para obtener una separación adecuada aún para las condiciones máximas de capacidad requerida.

Cuando se presentan sobrepresiones en el sistema por exceso de gas o por descontrol en los equipos se tienen instalados en los rectificadores líneas de desvío al quemador.

Quando existan incrementos considerables de líquidos en los rectificadores se deberá hacer uso de las válvulas on-off para desalojarlos en forma inmediata al crudo.

### III.5.2 COMPRESION DE GAS AMARGO

#### A) VARIABLES DE OPERACION Y CONTROL DE PROCESO

##### *PRESION*

En fase I, cuando operen solo los recuperadores de vapor la presión de entrada a estos paquetes deberán estar controlada por la válvula de presión instalada en el rectificador de segunda etapa FA-3104.

En fase II, cuando entren en operación los paquetes de compresión de alta presión el control se efectuará con la válvula de presión instalada en el rectificador de primera etapa FA-3103.

La línea de respaldo para los recuperadores de vapor cuenta con una válvula controladora de presión la cual deberá ajustarse como se indica en la variable PRESION de la sección de separación.

La presión de alimentación del gas amargo a la planta endulzadora se regulará por la válvula controladora de presión localizada en la línea de desvío, para ajustar la presión a 3.5 Kg/cm<sup>2</sup> man. y alimentar el gas a la planta.

La presión del gas de descarga será la requerida en el cabezal de producción del complejo Akal "J".

## *TEMPERATURA*

Para enfriar el gas que se alimenta a los paquetes de recuperación de vapores y disminuir el contenido de humedad en el gas asociado de baja presión, se tiene el enfriador EC-3102/R y el tanque de separación FA-3107/R a la entrada de estos paquetes.

## *NIVEL*

El nivel del tanque de succión del compresor de baja presión FA-3107, se controla con una válvula de nivel, que envía los líquidos ahí obtenidos hacia el tanque colector de drenajes a presión.

En el separador de condensados de alta presión FA-3106 AC/R, el nivel se controla con una válvula que envía los condensados producto del enfriamiento hacia el separador de primera etapa, FA-3101.

## **B) OPERACIONES ANORMALES**

El sistema de compresión se implementará en forma escalonada.

En fase I, operarán los dos paquetes de recuperación de vapores en forma simultánea, utilizando la línea de respaldo para operarlos a su mínima capacidad (5.5 MPCSD).

En fase II, operará únicamente un solo paquete de recuperación de vapores.

Quando se tenga la mínima producción de aceite (60 MBPD), el gas de baja presión se enviará a quemador.

### III.5.3 SISTEMA DE DISTRIBUCION DE GAS COMBUSTIBLE

El sistema de distribución de gas combustible operará con gas de la endulzadora en la fase I, y con gas residual de la red de bombeo neumático en la fase II.

#### A) VARIABLES DE OPERACION Y CONTROL DE PROCESO

##### *PRESION*

La presión de alimentación del sistema en la fase I se controla a la salida de la planta endulzadora.

En la fase II, se tiene una válvula controladora de presión localizada antes del tanque separador de gas residual, la cual deberá mantener una presión de 49.2 Kg/cm<sup>2</sup> man. en el tanque.

Se dispone de una válvula controladora de presión independiente para cada servicio.

Se cuenta con una válvula controladora de presión antes del tanque separador de gas combustible, para mantener la presión a 14.1 Kg/cm<sup>2</sup> man. requerida para el cabezal de la red de distribución de gas combustible.

## *TEMPERATURA*

En la fase I, no se tiene control de temperatura ya que el gas proviene de la planta endulzadora.

Para la fase II, la temperatura se controla indirectamente por calentamiento, a fin de que después de efectuar todas las expansiones al gas de bombeo neumático hasta la menor presión requerida por los usuarios, la temperatura resultante sea superior a la temperatura de formación de hidratos evitando de esta manera problemas de erosión y taponamiento de válvulas y tuberías.

El control indirecto de la temperatura se efectúa pasando el gas proveniente del tanque separador de gas residual que opera a 49.2 Kg/cm<sup>2</sup> man. y 11°C, a través de un calentador de gas, que elevará su temperatura hasta 67°C, para después expanderse a 14.1 Kg/cm<sup>2</sup> y pasar al tanque separador de gas de combustible, en donde es enviado al cabezal de distribución hacia los usuarios.

## *NIVEL*

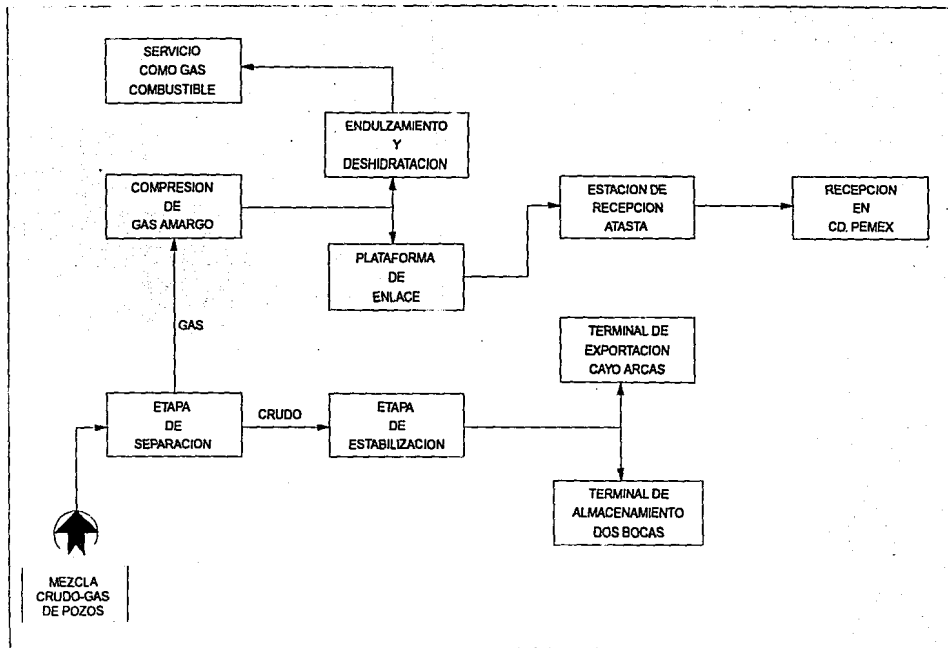
Los líquidos obtenidos en los separadores de gas combustible y residual, respectivamente serán desalojados por alto nivel y enviados hacia el separador de primera etapa FA-3101.

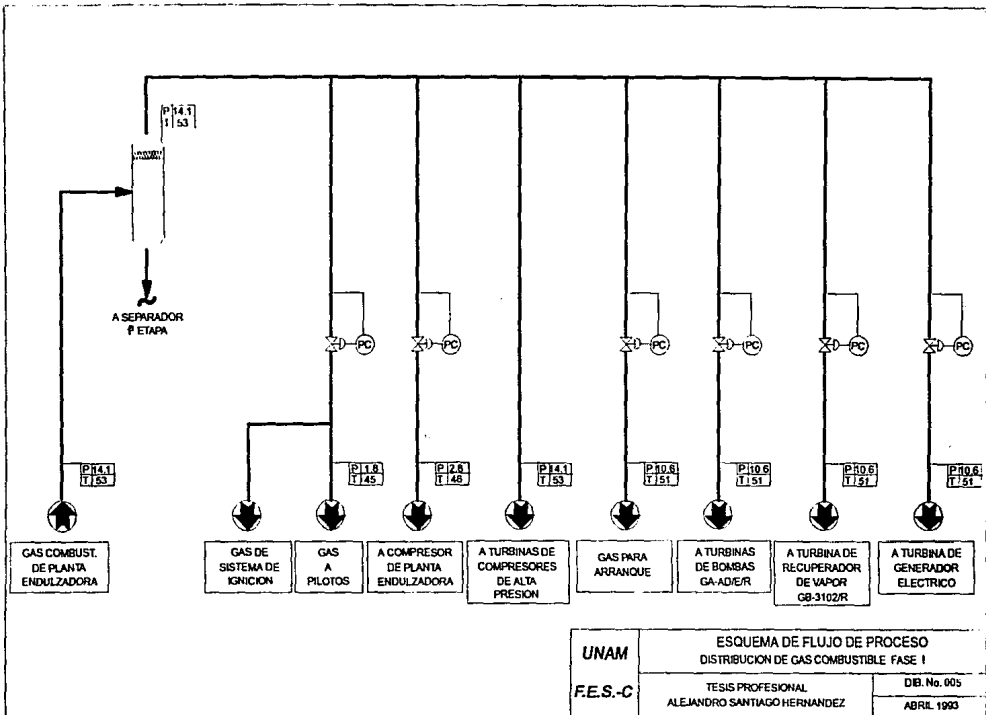
## APENDICE

En este apartado se han incluido los Esquemas de Flujo de Proceso, Diagramas de Tubería e Instrumentación (DTI's), Planos de Localización General de Equipos (PLG's) y hojas de datos de los equipos de proceso.

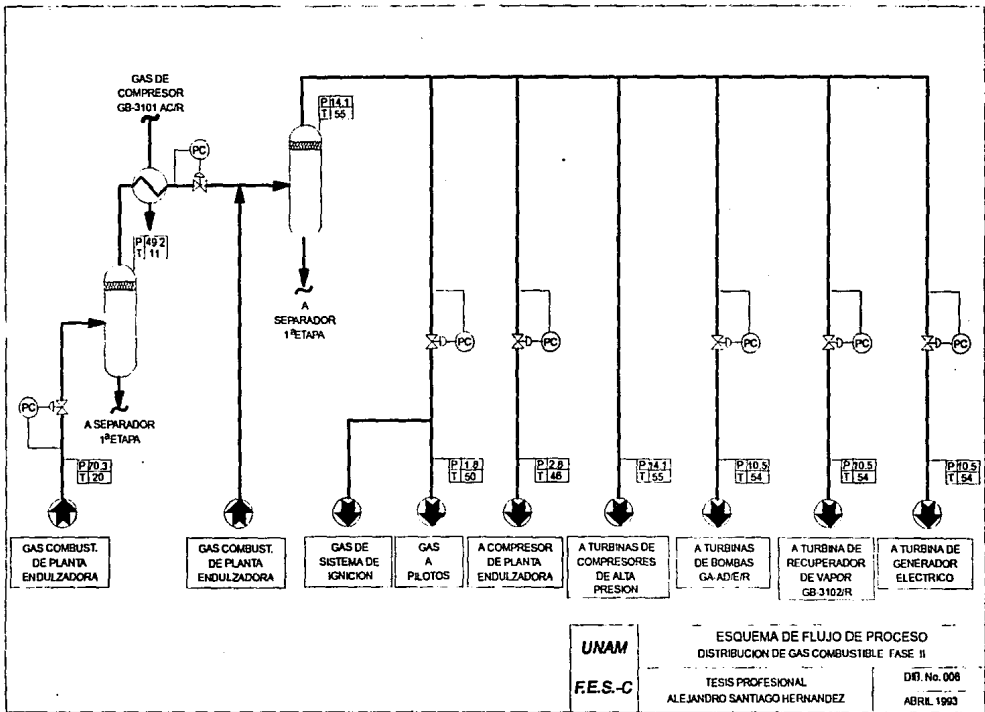
Cabe señalar que las hojas de especificaciones de los paquetes PA-3102/R (recuperadores de vapor), PA-3101ABC/R (turbocompresores de alta presión) y Planta endulzadora no están incluidos, ya que estos se han solicitado como sistema modular y dichas hojas son proporcionadas por el fabricante.

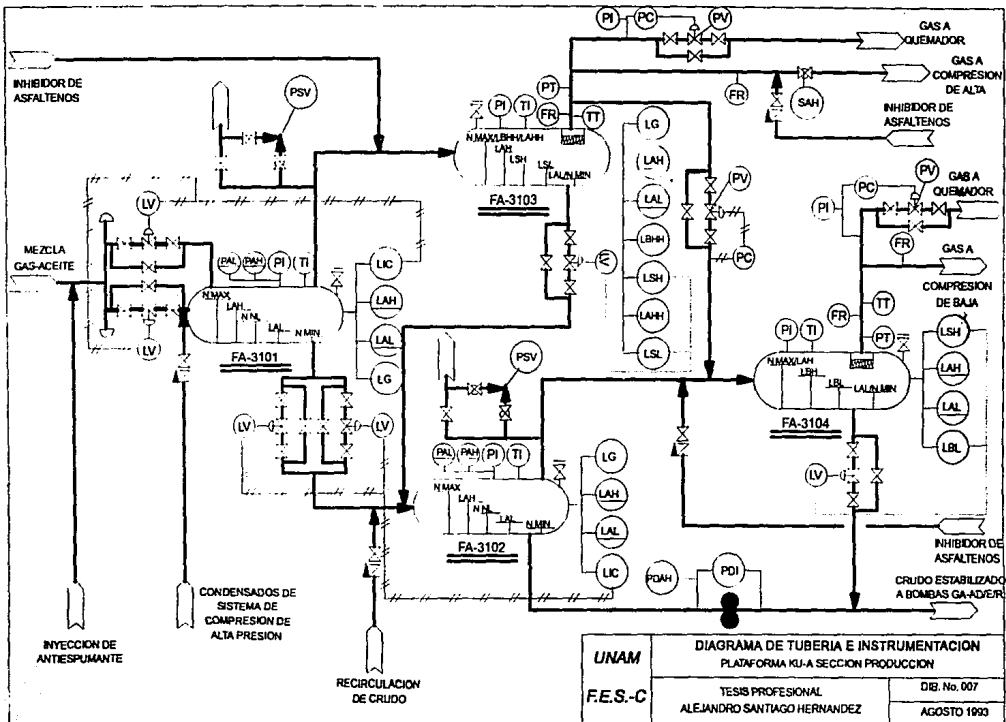
\* Para la identificación de los equipos ver las listas de equipo de la sección III.2.1

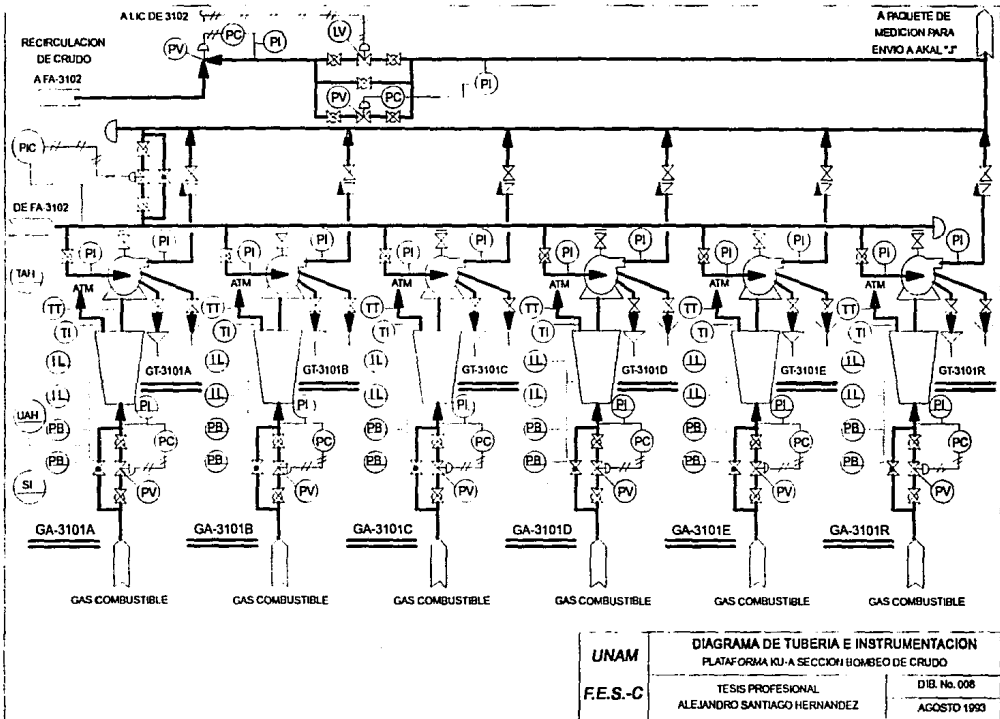


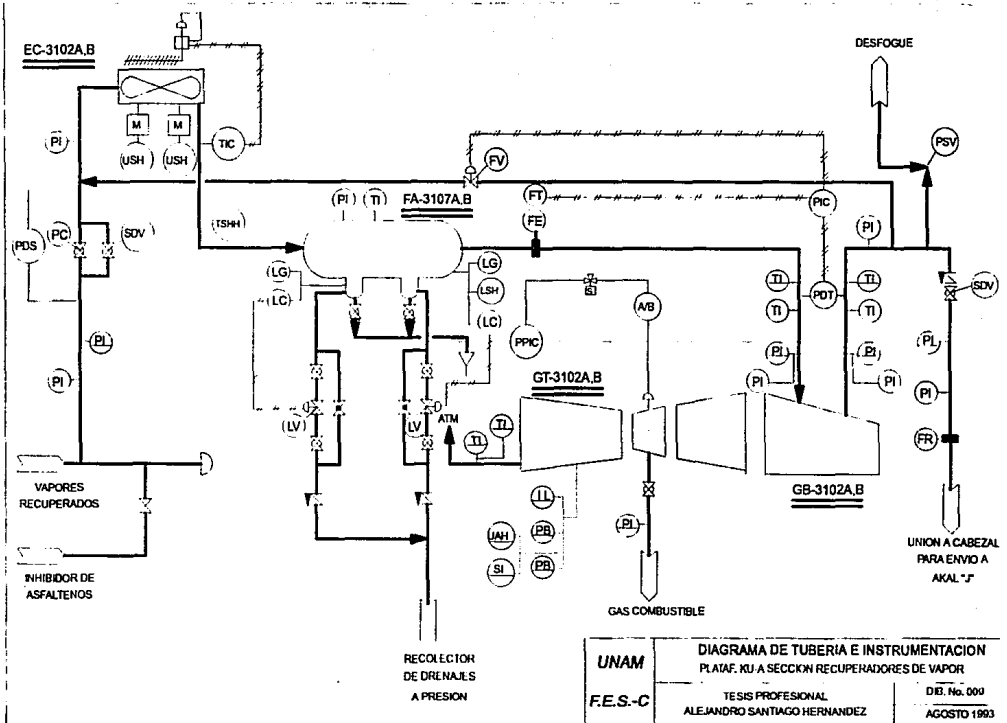




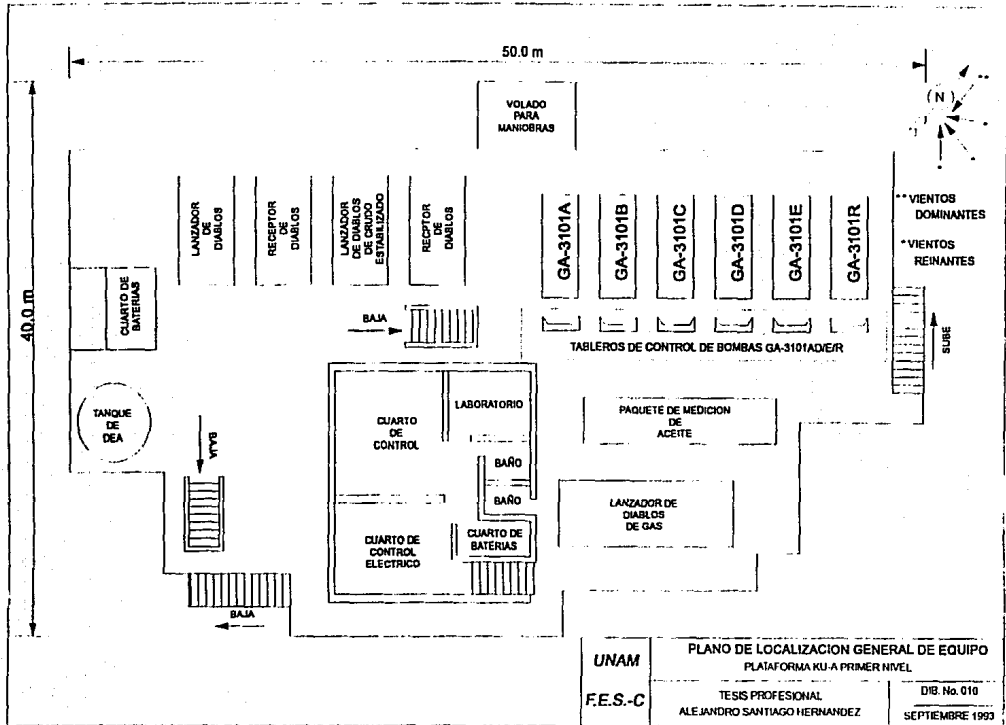








UNAM F.E.S.-C	<b>DIAGRAMA DE TUBERIA E INSTRUMENTACION</b>	
	PLATAF. KU-A SECCION RECUPERADORES DE VAPORES	
	TESIS PROFESIONAL	DIB. No. 000
	ALEJANDRO SANTIAGO HERNANDEZ	AGOSTO 1993





PLANTA	INSTALACIONES DE PRODUCCION KU-4	HOJA DE		
LOCALIZACION	SONDA DE CAMPECHE, MEXICO	EDICION	FECHA	HECHA POR
CONTRATO N°				AP POR
CLAVE	FA-3101			
N° DE UNIDADES	1 (UNA)			

RECIPIENTES  
(HOJA DE DATOS DE PROCESO)

SERVICIO	SEPARADOR DE PRIMERA ETAPA		POSICION	HORIZONTAL	
TIPO DE FLUIDO :	LIQUIDO	HIDROCARBUROS + AGUA	FLUJO :	24351	lpm
	VAPOR O GAS	GAS	FLUJO :	7.1	m <sup>3</sup> /seg.
TEMPERATURA - OPERACION	79	°C	MAXIMA	85	°C
PRECION - OPERACION	7.0	Kg/cm <sup>2</sup> man.	MAXIMA	9.1	Kg/cm <sup>2</sup> man.
DISEÑO			DISEÑO	93	°C
DIMENSIONES : LONGITUD	18288	mm	DIAMETRO	INT. 3962	mm
NIVEL : NORMAL	1300	mm	MAXIMO	1961	mm
ALARMA ALTO NIVEL	1615	mm	ALARMA BAJO NIVEL	610	mm
					NIVEL DE PARED

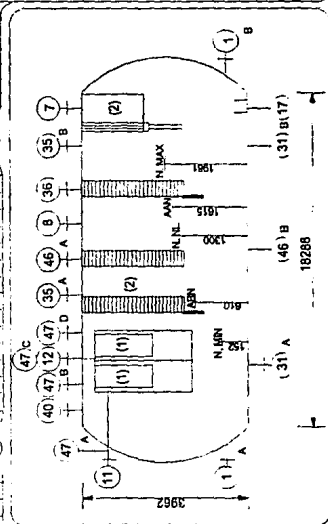
MATERIALES : CASCARON	A. C.	CABEZAS	A. C.
MALLA SEPARADORA : ESPESOR		MATERIAL	
TIPO RECTANGULAR : DIAMETRO			
TIPO RECTANGULAR : LONGITUD		ANCHO	
CORROSION PERM. : CASCARON	3.2	CABEZAS	3.2
ISLAMIENTO :	SI PROTECCION		
RECUBRIMIENTO INTERNO :	NO		

BOQUILLAS

N°	N° REQ.	DIAM. NOMINAL	SERVICIO
1	2	610	ENTRADA DE HOMBRE
8	1	51	VENTEO
11	1	610	ALIM. GAS-ACEITE
12	1	508	ALIM. GAS-ACEITE
17	1	508	SALIDA DE ACEITE
7	1	610	SAUDA DE GAS
31	2	76	DRENAJE
40	1	51	INST. DE TEMP.
35 A	1	76	CONEXION DE SERV.
46 A	1	76	INST. DE NIVEL
36	1	51	INDICADOR DE PRES.
47 A B	4	38	PRESION DIFERENCIAL
35 B	1	51	CONEXION DE SERV.
46 B	1	102	INST. DE NIVEL

NOTAS :

- ELEMENTO CICLONICO DE A. C.
- ELEMENTO TIPO VANE DE ACERO INOX.



REVISION	
FECHA	
HECHA POR	
AP POR	

FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES CUAUTITLAN

UNAM

HOJA DE ESPECIFICACIONES No.2

PLANTA	INSTALACIONES DE PRODUCCION KU-A	EDICION	FECHA	HOJA DE	DE
LOCALIZACION	SONDA DE CAMPECHE, MEXICO			HECHA POR	AP POR
CONTRATO N°					
CLAVE	FA-3102				
N° DE UNIDADES	1 (UNA)				

**RECIPIENTES**  
(HOJA DE DATOS DE PROCESO)

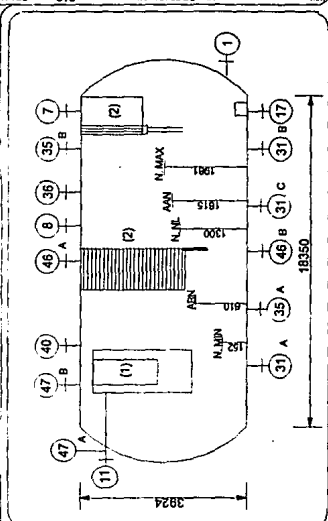
SERVICIO	SEPARADOR DE SEGUNDA ETAPA		POSICION	HORIZONTAL	
TIPO DE FLUIDO	LIQUIDO	HIIDROCARBUROS + AGUA	FLUJO	23799	lpm; DENSIDAD 0.888
	VAPORO GAS	GAS	FLUJO	1.4	m <sup>3</sup> /seg. DENSIDAD 0.002
TEMPERATURA : OPERACION	76	°C ; MAXIMA 85	°C : DISEÑO	93	°C
PRESION : OPERACION	1.0	Kgf/cm <sup>2</sup> man; MAXIMA 9.1	Kgf/cm <sup>2</sup> man; DISEÑO	5.3	Kgf/cm <sup>2</sup> man
DIMENSIONES : LONGITUD LS LS	18350	mm; DIAMETRO INT. 3924	mm; CAP TOTAL	221914	LS-LS
NIVEL : NORMAL	1300	mm; MAXIMO 1981	mm; MINIMO	152	mm
ALARMA ALTO NIVEL	1615	mm; ALARMA BAJO NIVEL	610	mm; NIVEL DE PARO	mm
MATERIALES : CASCARON	A. C.	CAEZAS	A. C.		
MALLA SEPARADORA : ESPESOR		mm; MATERIAL			
TIPO CIRCULAR : DIAMETRO		mm			
TIPO RECTANGULAR : LONGITUD		mm; ANCHO			
CORROSION PERM.	CASCARON 3.2	mm; CAEZAS 3.2	mm		
ACRILAMIENTO : SI PROTECCION					
RECURSAMIENTO INTERNO :	NO				

**BOQUILLAS**

N°	N° REQ.	DIAM. NOMINAL	SERVICIO
1	1	610	ENTRADA DE HOMBRE
8	1	51	VENTEO
11	1	915	ALIM. GAS-ACEITE
17	1	508	SALIDA DE ACEITE
7	1	610	SALIDA DE GAS
31 A	3	102	DRENAJE
40	1	51	INST. DE TEMP.
35 A	1	102	CONEXION DE SERV.
46 A	1	76	INST. DE NIVEL
36	1	76	INDICADOR DE PRES.
47 A	1	38	PRESION DIFERENCIAL
46 B	1	102	INST. DE NIVEL
35 B	1	76	CONEXION DE SERV.
47 B	1	38	PRESION DIFERENCIAL

**NOTAS :**

- 1) ELEMENTO CICLONICO DE A.C.
- 2) ELEMENTO TIPO VANE DE ACERO INOX.



REVISION	
FECHA	
HECHA POR	
AP POR	



PLANTA	INSTALACIONES DE PRODUCCION KU-A	HOJA DE			
LOCALIZACION	SONDA DE CAMPECHE, MEXICO	EDICION	FECHA	HECHA POR	AP POR
CONTRATO N°					
CLAVE	FA-3103				
N° DE UNIDADES	1 (UNA)				

RECIPIENTES

(HOJA DE DATOS DE PROCESO)

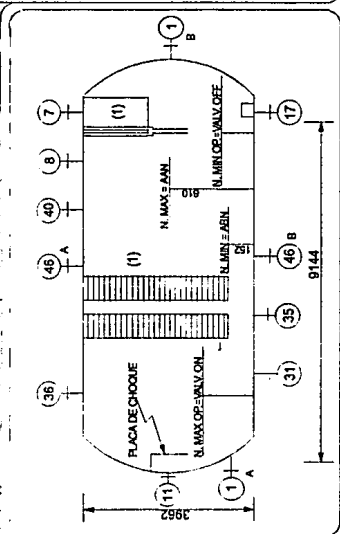
SERVICIO	RECTIFICADOR DE PRIMERA ETAPA		POSICION	HORIZONTAL	
TIPO DE FLUIDO :	LIQUIDO	HIDROCARBUROS	FLUJO :	11878 (2) (3) lpm :	DENSIDAD 0.877 g/cm <sup>3</sup>
	VAPOR O GAS	GAS	FLUJO :	7.1 m <sup>3</sup> /seg.	DENSIDAD 0.0083 g/cm <sup>3</sup>
TEMPERATURA : OPERACION	79 °C :	MAXIMA 85 °C :	DISEÑO	83 °C :	
PRESION : OPERACION	7.0 Kg/cm <sup>2</sup> man :	MAXIMA 9.1 Kg/cm <sup>2</sup> man :	DISEÑO	11.1 Kg/cm <sup>2</sup> man :	
DIMENSIONES : LONGITUD T.T.	9144 mm :	DIAMETRO 3962 mm :	CAP. TOTAL	112734 T-T :	l
NIVEL : NORMAL	mm :	MAXIMO 610 mm :	MINIMO	152 mm :	
ALARMA ALTO NIVEL	610 mm :	ALARMA BAJO NIVEL	152 mm :	NIVEL DE PAGO	mm
MATERIALES : CASCARON	A. C.	CABEZAS	A. C.		
MALLA SEPARADORA :	ESPESOR mm :	MATERIAL			
TIPO CIRCULAR :	DIAMETRO mm :				
TIPO RECTANGULAR :	LONGITUD mm :	ANCHO mm :			
CORROSION PERM. :	CASCARON 3.2 mm :	CABEZAS 3.2 mm :			
ASLAMIENTO :	SI PROTECCION				
REQUBRIMIENTO INTERNO :	NO				

BOQUILLAS

N°	N° REQ.	DIAM NOMINAL	SERVICIO
1A	1		ENTRADA DE HOMBRE
8	1	76	VENTEO
11	1	610	ALIM. GAS-ACEITE
17	1	203	SALIDA DE LIQUIDO
7	1	610	SALIDA DE GAS
31	1	76	DRENAJE
40	1	76	INST. DE TEMP.
35	1	102	CONEXION DE SERV.
46 <sup>A</sup>	2	51	INST. DE NIVEL
36	1	38	INST. DE PRESION
1B	1	610	ENTRADA DE HOMBRE

NOTAS :

- 1) ELEMENTO TIPO VANE DE ACERO INOX.
- 2) FLUJO MAXIMO DE VACIADO
- 3) NORMALMENTE SIN FLUJO



REVISION	
FECHA	
HECHA POR	
AP POR	



PLANTA	INSTALACIONES DE PRODUCCION KUJA		CONTRATO No.	HOJA	DE
LOCALIZACION	SONDA DE CAMPECHE, MEXICO		REQUISICION No.	FECHA	
CLAVE	GA-3101ADVER		HECHA POR	APROBADA POR	
No. DE UNIDADES: 6 (SEIS)					
<b>BOMBAS CENTRIFUGAS</b> (HOJA DE DATOS DE PROCESO)					
SERVICIO	BOMBA DE TRANSFERENCIA DE CRUDO				
No. REQ.	EN USO CONTINUO	CINCO	ACCIONADOR	TURBINA DE GAS	
	DE RELEVOS	UNO	ACCIONADOR	TURBINA DE GAS	
FABRICANTE BOMBA			TAMAÑO Y TIPO		
<b>CONDICIONES DE OPERACION</b>			<b>COMPORTAMIENTO</b>		
LIQUIDO CRUDO + AGUA	GPM @ T. B. NORM		1490	DIS.	1630
TEMP. BOMBEO (T.B.) °C	78		DESCARGA Kg/cm <sup>2</sup> man	70.0	
DENS. REL. (Sp. Gr.) A T.B.	0.9213		P. SUCC. Kg/cm <sup>2</sup> man	MAX 1.0 DIS. 1.0	
P. VAPOR A T.B. Kg/cm <sup>2</sup> abs.	1.0		P. DIF. Kg/cm <sup>2</sup>	80.0	
VISCOSIDAD A T.B. cp	24.16		COLUMNA DIF. m	749.7	
CORRIEROS CAUSADA POR AMBIENTE			NPSH DISP. APT m	0.86	
MARINO Y MANEJO DE AGUA DE MAR			POT. HIDRAULICA	932 HP	
<b>CONSTRUCCION Y MATERIALES</b>			<b>ROTACION FRENTE ACOPLAMIENTO</b>		
CARCAZA	- MONTAJE (EJE ) (BASE ) (MENSULA ) (VERTICAL )		AGUA ENFRIAMIENTO PARA:		
	- TAPA (AXIAL ) (RADIAL )		BALEROS		
	- TIPO (VOLUTA SIMPLE ) (DOBLE VOLTA ) (DIFUSOR )		ESTOPEO		
	- BARREROS ROSCAO (VENTEO) (DRENE ) (MANOMETRO )		PEDESTAL		
BOQUILLAS	DIAMETRO	CLASIF. ASA	POSICION	Prensa Estopa	
SUCCION			AGUA NECESARIA GPM		
DECARGA					
IMPULSOR TIPO	DIAM. DISEÑO	MAX.	ENFRIAMIENTO EMPAQUE		
BALEROS No.	RADIAL	AXIAL			
COFLE Y GUARDA			PLACA DE BASE	AGUA DE SELLO	
EMPAQUE					
SELLO MECANICO	CODIGO	FABRIC.	TUBERIA AUXILIAR		
CLAVE DE LOS MATERIALES	CARCAZA		<b>MATERIAL</b>		
	PARTES INTERNAS		S.	PRUEBAS DE TALLE NECESARIAS CON TESTIGO	
	IMPULSOR		X	FUNCIONAMIENTO	
I- F. FUNDIDO	INTERIORES (CARCAZA)		X	NPSH	
B- BRONCE	CAMISA (EMPAQUADA)		X	HIDROSTATICA Kg/cm <sup>2</sup> man	
S- ACERO	CAMISA (DE SELLO)		S.	P. DE OPER. MAX. PERM Kg/cm <sup>2</sup> °C	
C- (11-13%) CROMO	PARTES DESGASTABLES		S.	PESQ. BOMBA BASE	
A- ALEACION	FLECHA		X	MOTOR TURBINA	
h- ENDURECIDO					
f- PULIDO					
x- HASTELLOY °C			DIAM. DE IMPULSOR		
MOTOR	MONTADA POR	TURBINA POR	MONTADA POR	DATOS FINALES DEL FABRICANTE	
CLAVE	CLAVE		CURVA DE PRUEBA No.		
HP	RPM	CORAZA	HP	RPM	CORAZA
MARCA			MARCA	TIPO	
TIPO	AISLAMIENTO		VAP. ENTRADA Kg/cm <sup>2</sup> man		DIAB. GENERAL No.
EVOLET.	ELEV. TEMP. °C	ESCAPE Kg/cm <sup>2</sup> man			DIAB. DETALLES BOMBA No.
VOLT/FASE/CICLOS	CONSUMO DE VAPOR		Kg/BHP-hr	DIMENSIONES SELLO EN DIB. No.	
AMP/PLENA CARGA					
REGIDA POR CODIGO API SI NO SE ESTABLECE OTRA COSA					

## BIBLIOGRAFIA

1. PEMEX, MEMORIA DE LABORES 1993
2. INGENIERIA DE PRODUCCION DE PETROLEO  
C. U. LESTER  
ED. C.E.C.S.A. MEXICO 1956.
3. RECOLECCION Y TRANSPORTE DEL GAS MARINO  
REVISTA DEL INSTITUTO MEXICANO DEL PETROLEO  
VOL. XVIII, No. 2, 1986
4. ZONA MARINA  
ENRIQUE LOPEZ CONTLA  
REVISTA NOSOTROS LOS PETROLEROS  
NO. 32, NOVIEMBRE 1982
5. EXPLORACION PETROLERA MEXICANA  
REVISTA MEXICANA DEL PETROLEO  
No. 313, AÑO 1989
6. CRITERIOS DE DISEÑO APLICADOS AL PROCESAMIENTO Y TRANSPORTE DE GAS Y  
ACEITE MARINOS  
REVISTA DEL INSTITUTO MEXICANO DEL PETROLEO  
VOL. XX, NO. 2, ABRIL 1988
7. INTRODUCTION TO PETROLEUM PRODUCTION VOL. I  
D. R. SKINNER  
ED. GULF PUBLISHING CO.

8. **APPLIED PROCESS DESIGN FOR CHEMICAL AND PETROCHEMICAL PLANTS VOL. I, II, y III**  
**ERNEST E. LUDWIG**  
**ED. MC GRAW-HILL 1984**
  
9. **BIBLIOTECA DEL INGENIERO QUIMICO**  
**ROBERT H PERRY, CECIL H. CHILTON**  
**5a EDICION, MC GRAW HILL 1989**
  
10. **TESIS: PLATAFORMAS PERIFERICAS DE PRODUCCION: UNA ALTERNATIVA PARA DISMINUIR LAS CONTRAPRESIONES A LOS YACIMIENTOS PETROLEROS DE LA SONDA DE CAMPECHE.**  
**CLAUDIO R. SOLIS SANTAMARIA**  
**INSTITUTO POLITECNICO NACIONAL 1992**
  
11. **MANUAL PARA LA ESPECIFICACION DE RECIPIENTES DE PROCESO**  
**DEPARTAMENTO DE DISEÑO DE PROCESO**  
**INSTITUTO MEXICANO DEL PETROLEO**
  
12. **SIMPROC, MANUAL DE USUARIO**  
**INSTITUTO MEXICANO DEL PETROLEO**