



4 20 23
UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA
DE MÉXICO

FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES
CUAUTITLÁN

**“PAQUETE DE INGENIERIA BASICA PARA
EL SISTEMA DE COMPRESION EN
DOS BOCAS TABASCO”
REVISION BIBLIOGRAFICA**

T E S I S

QUE PARA OBTENER EL TITULO DE:
INGENIERA QUIMICA

P R E S E N T A :
ROSA PATRICIA JIMENEZ JIMENEZ

ASESOR: I. Q. RAFAEL GARCIA NAVA.

CUAUTITLÁN IZCALLI, ESTADO DE MÉXICO 1998

**TESIS CON
ALLA DE ORIGEN**

206336



Universidad Nacional
Autónoma de México

Dirección General de Bibliotecas de la UNAM

Biblioteca Central



UNAM – Dirección General de Bibliotecas
Tesis Digitales
Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS ©
PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

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

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

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



UNIVERSIDAD NACIONAL
 AUTÓNOMA DE
 MÉXICO

ASUNTO: VOTOS APROBATORIOS

U. N. A. M.
 FACULTAD DE ESTUDIOS
 SUPERIORES CUAUTITLAN



Departamento de
 Exámenes Profesionales

DR. JUAN ANTONIO MONTARAZ CRESPO
 DIRECTOR DE LA F.E.S.-CUAUTITLAN
 P R E S E N T E .

ATN: Ing. Jaime de Anda Montañez
 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:

"Paquete de ingeniería básica para el sistema de compresión en
 Dos Bocas Tabasco". Revisión bibliográfica.

que presenta la pasante Rosa Patricia Jiménez Jiménez
 con número de cuenta: 9155959-7 para obtener el TITULO de:
Ingeniera Química

Considerando que dicho 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 México, a 20 de Febrero de 1998

PRESIDENTE	<u>I.O. Rafael García Nava</u>	<u>Rafael García Nava</u>	<u>15-III-98</u>
VOCAL	<u>I.O. Fernando Orozco Ferreyra</u>	<u>Ferreyra</u>	<u>18-III-98</u>
SECRETARIO	<u>M. en I. Arnulfo Chavando Ramírez</u>	<u>Arnulfo Chavando Ramírez</u>	<u>18-III-98</u>
RIMER SUPLENTE	<u>M. en C. Ricardo P. Hernández García</u>	<u>Ricardo P. Hernández García</u>	<u>18-III-98</u>
SEGUNDO SUPLENTE	<u>I.O. Gilberto Atilano Amaya Ventura</u>	<u>Gilberto Atilano Amaya Ventura</u>	<u>18-III-98</u>

DEDICATORIAS

"A DIOS QUE ME DIO LA VIDA LE AGRADEZCO TODO LO QUE SOY Y TODO LO QUE ME HA DADO, PRINCIPALMENTE POR QUE ME DA LA SALUD Y LAS FUERZAS PARA SEGUIR SIEMPRE ADELANTE Y POR REGALARME A UNOS PADRES MARAVILLOSOS, ÉL ES LA ESENCIA DE MI VIDA.

A ti **Mami** con infinito agradecimiento por tu cariño, amistad, comprensión y ejemplo, por tu total e incondicional apoyo en todo momento. A ti **Papa** que me apoyaste durante toda mi carrera, por las palabras de aliento, por todo el amor que me has dado y por confiar en mí, te quiero mucho. Es difícil encontrar las palabras para describir el orgullo que representa el tenerlos como mis padres, siempre los tendré en mi mente, en mi alma y en mi corazón, los amo.

A mis **hermanos**: Ale, Martha, Gaby, Paco, Yesi y Claudia, por todo su cariño y apoyo.

A tí por brindarme tu cariño y amistad, te quiero mucho.

Al ingeniero **Arturo Acuayte Soni**, le agradezco todo su apoyo, por las palabras de aliento y de superación y por su amistad, gracias.

AGRADECIMIENTOS

A los profesores miembros del jurado, principalmente al Ing. Rafael García Nava, gracias por su orientación, asesoría, comentarios y sugerencias.

Al personal de la Div. de Diseño de Proceso de la Subdirección de Ingeniería de Proyectos de Explotación del IMP.

Al personal de la Div. de Diseño de Proceso de la Subdirección de Transformación Industrial del IMP, especialmente por las personas que me apoyaron para seguir adelante, gracias Juan Carlos.

A la Facultad de Estudios Superiores Cuautitlán, particularmente a los profesores que en ella imparten en la carrera de Ingeniería Química, y por todo y cada uno de los profesores que guiaron en mi formación académica desde el nivel básico hasta el nivel superior.

A mis amigos y compañeros.

Este trabajo está especialmente dirigido a todas aquellas personas que de alguna u otra forma contribuyeron para su realización, mi más profundo agradecimiento.

Rosa Patricia Jiménez Jiménez.

ÍNDICE

	Página.
INTRODUCCIÓN.	1
-Objetivo y Alcance.	3
I.- GENERALIDADES Y DESCRIPCIÓN DE LA TERMINAL MARÍTIMA DOS BOCAS, TABASCO.	5
I.1 Descripción de la Situación Actual de la Terminal Marítima Dos Bocas, Tabasco.	11
I.2 Gas Natural.	14
I.3 Procesamiento de los Hidrocarburos.	14
I.4 Formación de Condensados de Gas Natural.	16
I.5 Fuentes de Obtención de Gas L.P.	17
I.5.1 A partir del gas natural y condensados.	17
I.5.2 A partir de la refinación del crudo.	17
I.5.3 Procesos Petroquímicos.	18
-Tipos de Gas L.P.	18
II.- ESTABLECIMIENTO DE LINEAMIENTOS Y DEFINICIÓN DE CRITERIOS.	20
II.1 Sistema de Compresión.	21
II.1.1 Tipos de Compresores.	23
II.1.2 Selección de Compresores.	28
II.1.3 Criterios de Relación de Compresión (Determinación del número de etapas de compresión).	29
II.1.4 Selección del Tipo y Determinación del Número de Etapas para el Compresor del Sistema de Compresión de Dos Bocas, Tab.	30
II.2 Recipientes Separadores.	33
II.2.1 Recipientes Separadores Líquido-Líquido.	35
II.2.2 Recipientes Separadores Vapor-Líquido.	36
II.2.3 Recipientes separadores Líquido-Líquido –Vapor.	38
II.2.4 Selección y Criterios de Diseño de los Separadores para el Sistema de Compresión de Dos Bocas.	40
II.3 Equipo de Transferencia de Calor.	41
II.3.1 Selección del Tipo de Enfriador para el Sistema de Compresión de Dos Bocas, Tab.	43
II.4 Bombas.	44
II.4.1 Tipos de Bombas.	45
II.4.1.1 Bombas de Desplazamiento Positivo.	45
II.4.1.2 Bomba Centrífuga.	47
II.4.2 Criterios de Selección para Bombas de Proceso.	47
II.4.3 Selección de la Bomba de Crudo para el Sistema de Compresión de Dos Bocas, Tab.	50

II.5	Definición de los Equipos del Sistema de Compresión en Dos Bocas, Tab.	51
III.-	DESARROLLO DE LA INGENIERÍA BÁSICA PARA EL SISTEMA DE COMPRESIÓN DE GAS NATURAL RECUPERADO.	53
III.1	Bases de Diseño.	54
III.2	Descripción del Proceso.	65
III.3	Diagrama de Flujo de Proceso (DFP).	68
III.4	Balance de Materia y Energía.	70
III.5	Filosofías Básicas de Operación.	75
III.6	Criterios Generales Aplicados al Proceso.	77
III.7	Requerimientos de Servicios Auxiliares y Agentes Químicos.	81
III.8	Diagrama de Balance de Servicios Auxiliares.	90
III.9	Lista de Equipo.	92
III.10	Hojas de Datos de los Equipos Principales.	93
III.11	Diagrama de Tubería e Instrumentación (DTI).	103
III.12	Plano de Localización General (PLG).	105
IV.-	CONSIDERACIONES ECONÓMICAS.	107
IV.1	Estimación de Costos.	108
V.-	CONCLUSIONES.	113
	BIBLIOGRAFÍA.	115
	ANEXOS.	118
ANEXO A	Memoria de Cálculo del FA-200 Receptor de Líquidos.	120
ANEXO B	Memoria de Cálculo del FA-201 Separador de Gas.	125
ANEXO C	Memoria de Cálculo del FA-202 Separador Trifásico.	133
ANEXO D	Memoria de Cálculo para la Potencia del Compresor.	140
ANEXO E	Memoria de Cálculo para la Potencia de la Bomba.	140
ANEXO F	Hoja de Resultados del Cálculo del EC-200 Enfriador de Primera.	143
ANEXO G	Hoja de Resultados del Cálculo del EC-201 Enfriador de Segunda.	145
ANEXO H	Tabla de Áreas Parciales.	147
ANEXO I	Gráfica Flujo a Dos Fases	151

INTRODUCCIÓN.

INTRODUCCIÓN.

El progreso que ha alcanzado la humanidad durante los últimos 100 años, en gran parte se debe al aprovechamiento de la energía proveniente de combustibles fósiles como el carbón y el petróleo. Con la invención del motor de combustión interna, así como el desarrollo y elaboración de equipos más sofisticados de combustión, el petróleo ha llegado a ser fuente de energía principal sobre la cual descansa nuestra civilización.

La industria petrolera hace frente al reto de incrementar en forma sustancial las reservas de hidrocarburos, a través del descubrimiento de nuevos campos y del aumento del volumen de hidrocarburos que se puede recuperar de los yacimientos en explotación. Sin embargo, es de tomarse en cuenta que el descubrimiento de nuevas fuentes se torna cada vez más difícil y costoso, ya que los yacimientos se encuentran a profundidades cada vez mayores y en áreas de difícil acceso.

En nuestro país existen varias zonas de producción petrolera, dentro de las cuales destaca la Sonda de Campeche situada en el Golfo de México; la cual está formada por varios campos productores de hidrocarburos que actualmente están siendo explotados, entre ellos sobresale el Cantarell, caracterizado por ser crudo pesado, descubierto a finales de la década de los setentas. Hoy en día, este campo contribuye con la tercera parte de la producción nacional total de crudo, convirtiéndolo en el más importante del país y uno de los más destacados a nivel mundial.

Los yacimientos de hidrocarburos localizados en la Sonda de Campeche y los ubicados en el área mesozoica de Chiapas-Tabasco son los que aportan la mayor parte de la producción nacional de aceite. Asociado al crudo, se obtienen grandes volúmenes de gas que se caracteriza por ser amargo, húmedo y rico en componentes licuables.

Actualmente la mayor parte de la producción de crudo ligero y pesado que se obtiene en la Sonda de Campeche es enviada a la Terminal Marítima de Dos Bocas donde se estabiliza a bajas presiones, y posteriormente el crudo estabilizado se

manda a los tanques de almacenamiento de la misma terminal, mientras que el gas recuperado es comprimido y enviado a la estación de compresión Cunduacán.

El objetivo principal de este trabajo es establecer los lineamientos y definir los criterios que deben considerarse para el desarrollo de la ingeniería básica de un sistema de compresión de vapores, que se generan durante la estabilización del crudo que proviene de las plataformas marinas.

La fuente de obtención de estos criterios, está de acuerdo a la literatura y a los criterios establecidos en la división de diseño de proceso en el Instituto Mexicano del Petróleo.

En el desarrollo de este trabajo se describen los conceptos que deben tomarse en cuenta para la preparación de los documentos de ingeniería básica. Asimismo, como caso de estudio se considera la estación de compresión de gas ubicada en Dos Bocas, Tabasco.

La elaboración de la presente tesis surge de la participación en el desarrollo de un proyecto en el cual se realizó la ingeniería básica para un sistema de compresión.

Para llevar a cabo el objetivo propuesto, el trabajo se desarrolla de la siguiente manera:

CAPÍTULO I.

Se da una breve descripción de la situación técnica y operacional actual de la Terminal Marítima y del planteamiento del problema.

Se describen las principales zonas productoras de hidrocarburos en la República Mexicana, así como la distribución de crudo en la Sonda de Campeche.

Se introduce el concepto de gas natural y se especifican los tipos de gas natural; se establece de manera general el proceso de explotación, transporte y refinación de hidrocarburos, se explica la formación de condensados y las fuentes de obtención de gas L.P.

CAPÍTULO II.

Se presenta una descripción general de cada uno de los equipos de proceso, sus características principales y sus criterios de selección para sistemas específicos.

En base a esto se define el tipo y las características de los equipos a utilizarse en el sistema de compresión que se está evaluando.

CAPÍTULO III

De acuerdo a los resultados obtenidos en el capítulo anterior, se desarrolla la ingeniería básica.

En este capítulo se incluyen los documentos elaborados por la ingeniería de proceso y son:

Bases de diseño, Descripción del proceso, Diagrama de flujo de proceso, Balance de materia y energía, Filosofías básicas de operación, Criterios aplicados al proceso, Requerimientos de servicios auxiliares y Agentes químicos, Diagrama de balance de servicios auxiliares, Lista de equipo, Hojas de datos de los equipos principales.

Apoiados por los siguientes diagramas: Diagrama de tubería e instrumentación y Plano de localización general (PLG).

CAPÍTULO IV.

Se hace una estimación de costos de equipo para conocer la inversión requerida para este sistema de compresión de gas.

Y por último se incluyen las conclusiones que se obtienen de la elaboración de este trabajo.

Se hace referencia a la bibliografía utilizada y los anexos.

Dentro de los anexos se describen las memorias de cálculo del tanque receptor de líquido, del separador de gas y del separador trifásico; para el caso de los compresores, la potencia del compresor se obtuvo directamente del simulador utilizado en el balance de materia y energía, por lo cual sólo se anexa las fórmulas para la obtención de la potencia, se anexa una hoja de resultados utilizando el simulador Hextran para los enfriadores.

Se anexan tablas de áreas parciales y gráfica de flujo a dos fases utilizada en las memorias de cálculo de los separadores.

CAPÍTULO I

GENERALIDADES Y DESCRIPCIÓN DE LA SITUACIÓN ACTUAL DE LA TERMINAL MARÍTIMA DOS BOCAS, TABASCO.

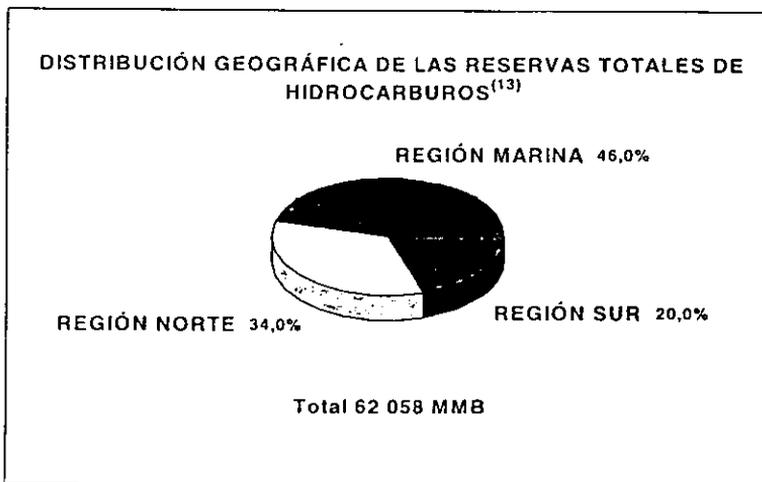
GENERALIDADES.

Hoy en día México ocupa un lugar importante entre los países productores de hidrocarburos tanto por sus niveles de producción, que rebasan los 2.6 millones de barriles por día de crudo (MMBPD) y 3,759 millones de pies cúbicos estándar por día de gas (MMPCSD), así como por sus reservas probadas.

A fines de 1995, las reservas probadas de petróleo crudo con las que contó México fueron de 62,058 millones de barriles; de estas, 79 % (48,796 millones de barriles) corresponden a aceite y condensados y el 21 % restante a gas seco. Este último asciende en términos absolutos a 67.7 billones de pies cúbicos. De las reservas de aceite, 52 % se refiere a crudos ligeros.

Las reservas probadas de hidrocarburos en México se encuentran localizadas en tres principales regiones: Zona Marina, Zona Norte y Zona Sur (fig. 1).

En la región Marina se localiza el 46 % de las reservas totales de hidrocarburos; ahí se concentra 56 % de las reservas probadas de aceite y el 17 % de las del gas. En esta región se encuentran los yacimientos más importantes del país. La región Sur acumula 29 % de las reservas del gas y el 15 % de las de aceite. En la Región del Norte se ubica la tercera parte de las reservas de hidrocarburos y se concentra el 54 % de las reservas totales de gas y el 29 % de las de aceite.



Como puede observarse, la Zona Marina del Golfo de Campeche es la región de mayor aportación a la producción de crudo en nuestro país, siendo por lo tanto una fuente importante de divisas; de ahí la importancia de mantener sus cuotas de producción por el mayor tiempo posible.

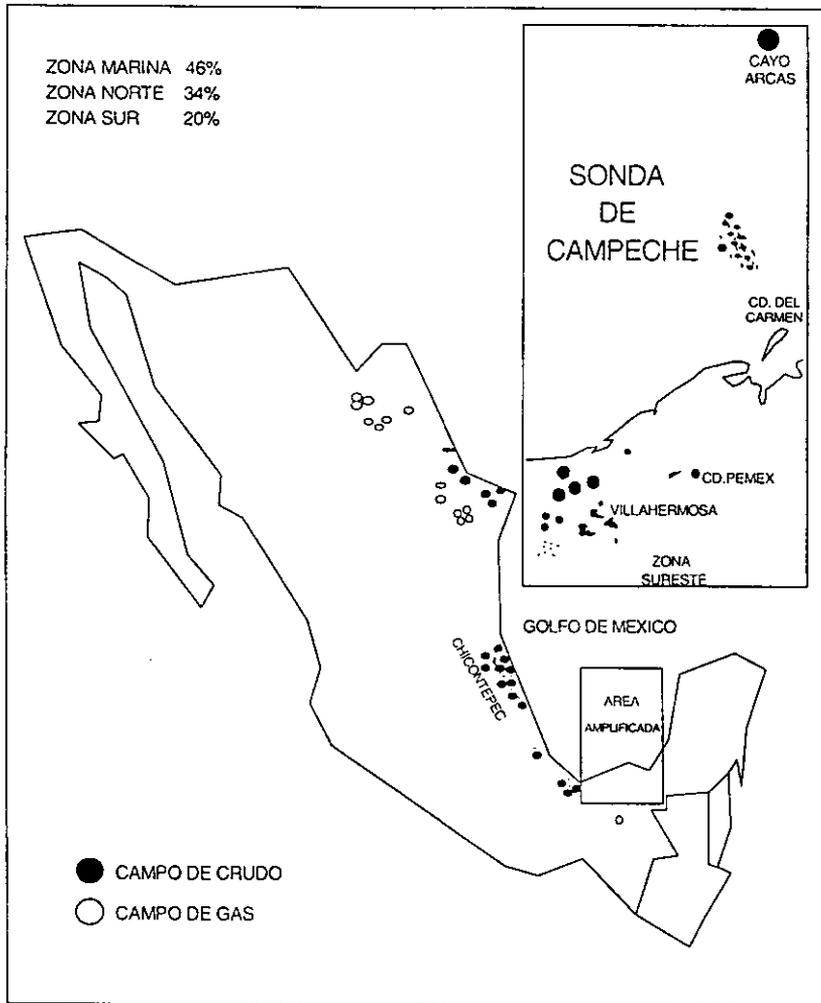


Fig. 1. Localización de las Principales Zonas Productoras de Hidrocarburos en la Republica Mexicana.⁽¹³⁾

Petróleos Mexicanos ha colocado en esta región, alrededor de 75 plataformas que pueden ser de:

- Perforación:** Son las plataformas en donde se mide el gas y el líquido. Los equipos principales que se utilizan en ésta son el separador de prueba y el depurador de gas, como equipo de proceso.
- Producción y Estabilización de Crudo:** Son aquellas donde se lleva a cabo la separación de gas-aceite así como la estabilización del aceite para su manejo independiente. Cuenta principalmente con separadores de primera y segunda etapa, rectificadores de primera y segunda etapa y recuperador de vapores.
- Enlace:** Es aquella que sirve para integrar y dirigir la mezcla de crudo-gas proveniente de las plataformas de perforación y de las plataformas satélites a las plataformas de producción. Puede existir equipo de bombeo y de separación.
- Rebombeo:** Existe solo una, se utiliza para incrementar la energía del líquido proveniente de los diferentes complejos para enviarlo a Dos Bocas.
- Compresión:** Son aquellas plataformas donde se le suministra energía suficiente al gas para que pueda llegar a su destino, ya sea a otro complejo o a tierra. Los equipos principales son separadores, compresores, enfriadores.
- Y Habitacionales:** Son aquellas, como su nombre lo indica, donde existen los servicios necesarios para que el personal de operación, mantenimiento, control, seguridad, etc., vivan adecuadamente.

así como una extensa red de ductos submarinos que se utilizan para transportar la producción obtenida a los diversos centros de almacenamiento, distribución y exportación. Dentro de las que destacan: Dos Bocas y Cayo Arcas.

En la década de los setentas, trabajos geofísicos realizados en la Región Marina y la perforación en puntos específicos como 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, con espesores de más de mil metros de roca impregnada con aceite.

Estos tres complejos Akal C, Akal J y Nohoch, integran el área productiva denominada Cantarell, que se caracteriza por producir crudo pesado.

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 cerca de dos millones diarios de barriles de crudo.

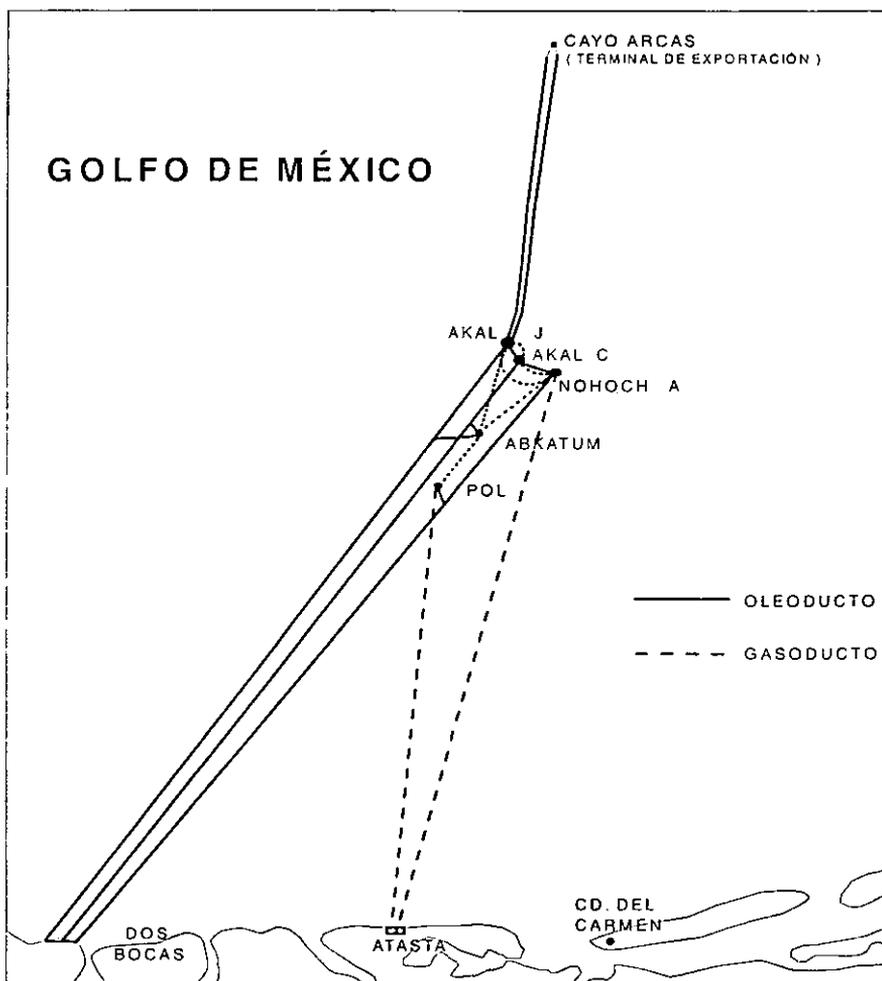


Fig. 2. Localización de los Complejos Centrales de Procesamiento y Destinos de los Hidrocarburos producidos en la Sonda de Campeche.⁽¹⁴⁾

La producción de crudo fue de 2,617 MBPD en 1995, la Región Marina aportó el 74 por ciento, es decir, 1,936.6 MBPD. La producción de crudo ligero y crudo pesado que se obtiene es transportada desde el mar hasta la Terminal Marítima de Dos Bocas a través de tres oleoductos denominados líneas 1, 2 y 3, donde la producción de los dos tipos de crudo se estabiliza para efectuar la separación de sus fases correspondientes. Posteriormente el crudo es enviado a los tanques de almacenamiento o a las refinerías para su procesamiento. Mientras que el gas obtenido por estabilización es comprimido en la misma terminal y enviado a las plantas petroquímicas de la Región Sur.

El gas que se produce en la Zona Marina es enviado a Atasta para su posterior procesamiento en las plantas petroquímicas (figura 3).

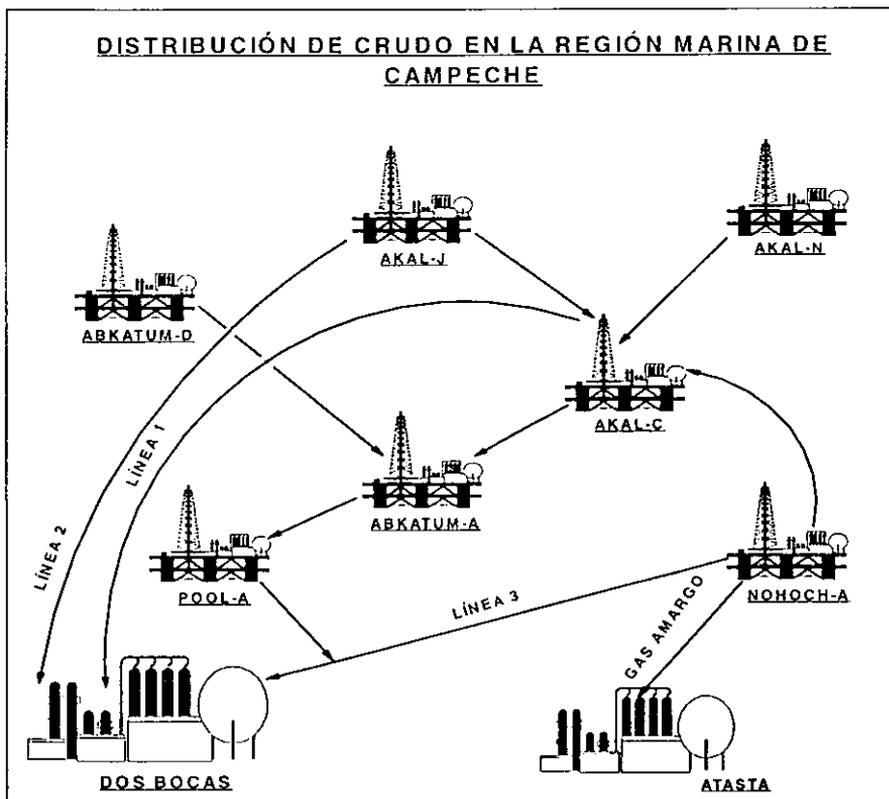


Fig. 3. Distribución de Crudo en la Región Marina.⁽⁸⁾

1.1 DESCRIPCIÓN DE LA SITUACIÓN ACTUAL DE LA TERMINAL MARÍTIMA DOS BOCAS, TABASCO.

Como se mencionó con anterioridad en la figura 3, actualmente el crudo recolectado en el Área Marina es enviado a la Terminal Marítima de Dos Bocas Tabasco para su estabilización y almacenamiento, figura 4.

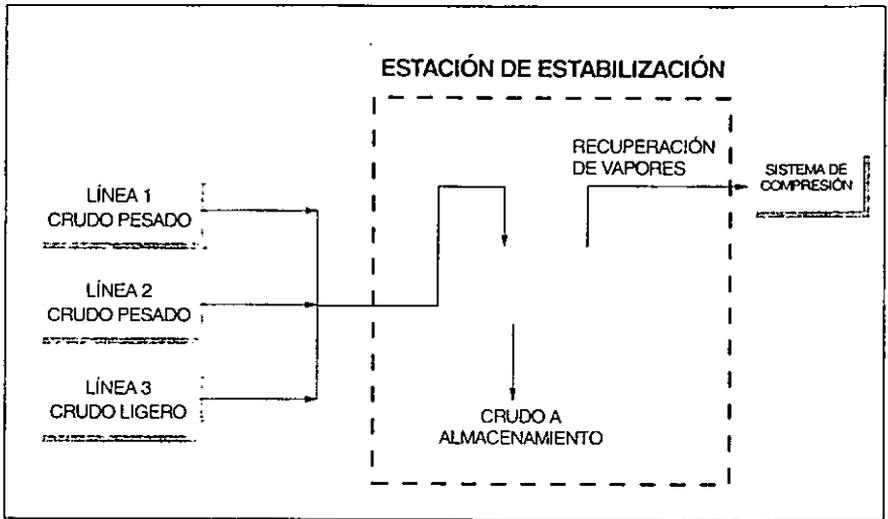


Fig. 4. Terminal Marítima Dos Bocas.⁽⁸⁾

Los vapores recuperados u obtenidos por estabilización a bajas presiones deben ser enviados hacia los centros petroquímicos para su procesamiento, por lo cual es necesario incrementar la presión para su envío a estos centros.

Por tal motivo se utilizan los sistemas de compresión, para dar la energía necesaria a los vapores.

Los vapores que provienen de la estación de estabilización entran al sistema de compresión en la Terminal de Dos Bocas, donde, actualmente existen seis módulos de compresión marca * "Cooper Bessemer" con una capacidad de cinco millones de pies cúbicos por día cada uno y cinco módulos de compresión marca **"Chicago Pneumatic" con una capacidad de seis millones de pies cúbicos por día de cada módulo. En la figura 5 se muestra el esquema del sistema de compresión.

Como puede observarse en el esquema, algunos módulos no cuentan con un separador para recibir los líquidos que trae consigo el gas y los que lo tienen no es lo suficientemente adecuado para eliminar los líquidos que se pasan hasta el compresor ocasionando paros frecuentes. Es por ello que existen paros continuos en la estación los que se deben a que los arrastres de crudo llegan hasta los equipos de compresión (separadores, compresores y enfriadores) ocasionando problemas de operación y mantenimiento.

El equipo de compresión existente maneja alrededor de 30 millones de pies cúbicos por día, y viene operando aproximadamente por más de 15 años con costos de mantenimiento que crecen cada día debido al impacto económico que ejercen sus partes de repuesto y las pocas compañías que pueden surtirlos. Por ello el refaccionamiento se considera específico al grado que muchos de sus componentes se fabrican bajo pedido. Sumado a esto no, existen muchas ofertas que abaraten sus precios.

Aún cuando el equipo se encuentra operando, la eficiencia con la que lo hace es baja, si se compara con equipos más eficientes y modernos.

Aunado a lo anterior, las políticas de seguridad y protección de PEMEX para sus instalaciones exigen un máximo de seguridad. En la actualidad la estación de compresión existente en Dos Bocas adolece de sistemas de protección y control que la harían más segura. Por tal motivo se propone la implementación de un sistema de compresión con equipos adecuados, como los compresores centrífugos y el motor eléctrico con velocidad variable con los cuales se podrían manejar los volúmenes de gas pronosticados por la incorporación de la producción de nuevos campos y que permitirá contar con un equipo seguro, eficiente y más simple en su mantenimiento, además de abatir los costos actuales que tiene por el concepto de compresión de gas y generación de energía eléctrica.

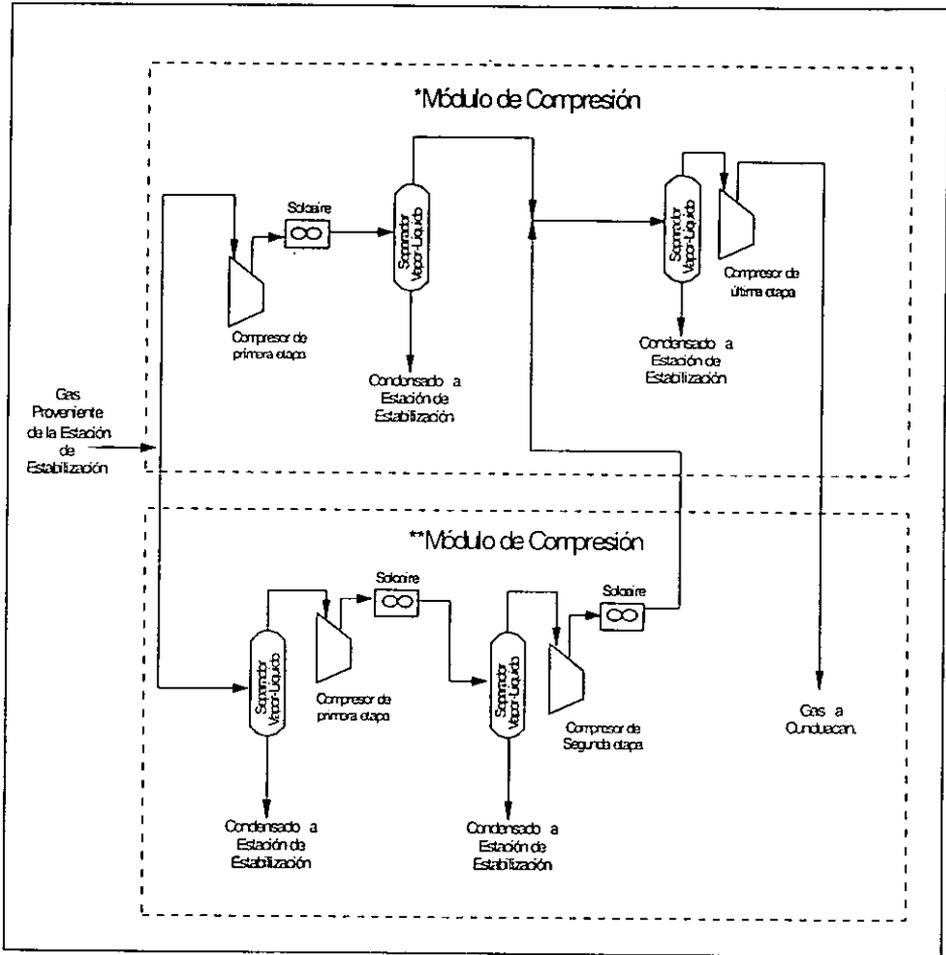


Fig. 5. Esquema del Sistema de Compresión Actual. ⁽⁸⁾

1.2 GAS NATURAL.

El gas que acompaña generalmente al petróleo crudo en los yacimientos es conocido como gas natural.

Dentro de la industria petrolera se reconoce y designa el gas natural de acuerdo a sus constituyentes hidrocarburos (etano, propano, etc.) y a sus impurezas (agua y ácido sulfhídrico) tal como se encuentra especificado en la Norma ASTM D4150, de la siguiente manera:

Gas Rico.- Es un gas natural con un contenido del 80%-100% de etano-metano más pesados.

Gas Pobre.- Es un gas natural con un contenido del 50% de etano-metano y no es recomendable su recuperación.

Gas Húmedo.- Es un gas natural con un contenido del 3% al 5% de agua.

Gas Seco.- Es un gas natural con un contenido del 0% de agua.

Gas Amargo.- Es un gas natural con un contenido de ácido sulfhídrico-bióxido de carbono que va del 3% al 5%, de tal manera que no puede ser usado directamente hasta que no se reduzca al mínimo su contenido.

Las características del gas natural pueden ser una combinación de las antes señaladas y depende de las características de la formación en que se exploten. Así por ejemplo el gas asociado de los campos Marino de la Sonda de Campeche y del Distrito Villahermosa es rico, húmedo y amargo.

1.3 PROCESAMIENTO DE LOS HIDROCARBUROS.

La mezcla gas-aceite que se explota de los yacimientos está constituida por fracciones de hidrocarburos cuya concentración va variando de acuerdo a la etapa de procesamiento. La figura 6 muestra la variación de tales fracciones para crudo marino desde el yacimiento hasta sus etapas finales de procesamiento.

FRACCIONAMIENTO DE HIDROCARBUROS DURANTE LAS ETAPAS DE PRODUCCIÓN Y PROCESAMIENTO

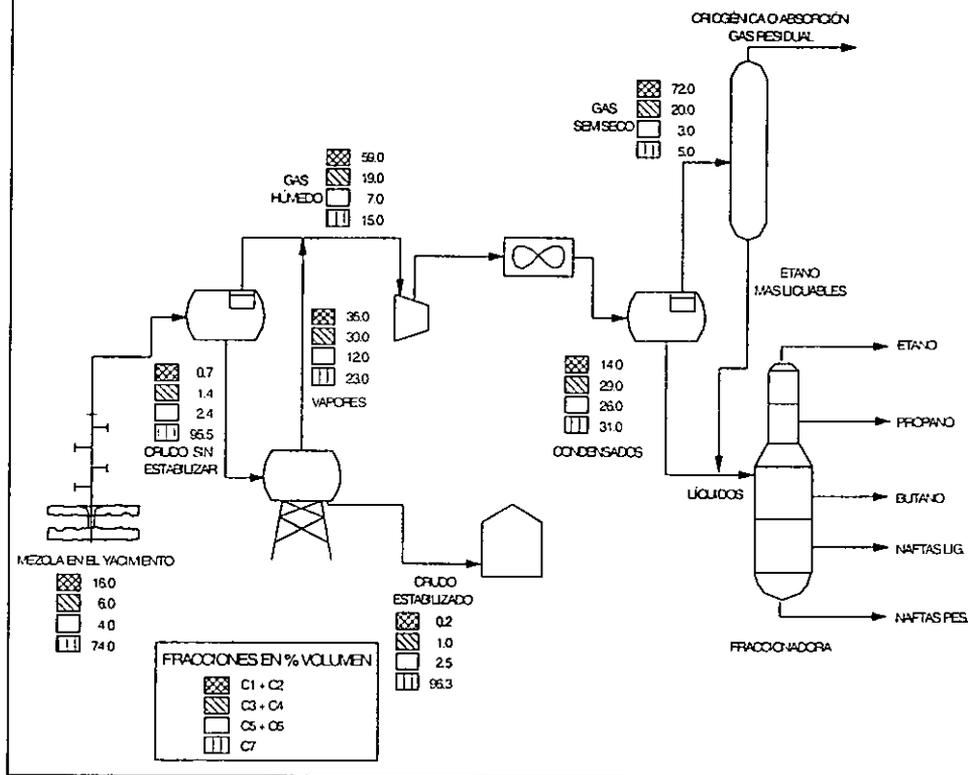


Fig. 6. Fraccionamiento de Hidrocarburos durante las etapas de Producción y Procesamiento.⁽⁸⁾

Procesamiento:

Como puede observarse en la figura 4, el contenido de C₇ (+) representa el 74 % en volumen en el yacimiento, el crudo separado del gas se denomina crudo sin estabilizar y tiene un contenido de C₇ (+) del 95.5 % en volumen; el gas obtenido se

denomina gas húmedo (gas rico) y tiene un contenido de licuables de C_6 (-) del 85 % en volumen.

Del crudo sin estabilizar se eliminan los vapores que pudiera tener, en un tanque de balance, en donde se desprenden vapores que tienen un alto contenido de licuables, que se integran al gas húmedo para su compresión y transporte.

El crudo estabilizado se caracteriza porque su contenido de fracciones ligeras es mínimo y como consecuencia desprende una baja cantidad de vapores.

Por otra parte, durante el manejo y transporte del gas húmedo a plantas petroquímicas, condensan fracciones de hidrocarburos constituidos de C_1 y C_2 hasta un 72% en volumen y al que se denomina gas semiseco.

El gas como materia prima de las plantas petroquímicas se endulza y deshidrata antes de alimentarse a las plantas criogénicas o de absorción, en donde se separa el metano como constituyente principal del gas residual y el etano (+) se integra a los condensados previamente endulzados que conforman la carga a las plantas fraccionadoras, donde se obtiene etano, propano, butano, naftas ligeras y pesados.

I.4 FORMACIÓN DE CONDENSADOS DE GAS NATURAL.

El gas natural durante su manejo, compresión, transporte y recolección puede condensar produciendo líquidos que se denominan gas L.P. (propano y butanos), naftas ligeras y pesados (pentanos y hexanos +) que son los componentes principales de las gasolinas naturales.

Los condensados por estar constituidos de compuestos de alto valor comercial, por si solos tienen este valor asociado.

Durante la compresión del gas natural, éste se calienta y al enfriarse se generan condensados, los cuales se recolectan y se transportan para su procesamiento. También durante el transporte al estar el gasoducto en contacto con un medio de menor temperatura se generan tales condensados, los que se envían para su

posterior tratamiento y procesamiento a centros petroquímicos para obtener las fracciones antes mencionadas.

I.5 FUENTES DE OBTENCIÓN DE GAS L.P.

Las principales fuentes de obtención de gas licuado son:

- A partir de gas natural y sus condensados
- A partir del crudo
- A partir de procesos petroquímicos

I.5.1 A PARTIR DEL GAS NATURAL Y CONDENSADOS.

Ambos constituyen la fuente principal para la obtención del gas L.P. y de las naftas ligeras y pesadas.

El gas natural previamente endulzado y/o deshidratado sirve como carga a las plantas criogénicas (de alta eficiencia de recuperación de etano (+)) o de absorción (de baja eficiencia de recuperación de etano (+)), donde se separa el etano o propano más pesados que en conjunto con los condensados endulzados se fracciona en torres de destilación para obtener diferentes productos: como el etano, que sirve como petroquímico básico, el propano, butano e isobutano que conforman el gas L.P. y además de los pentanos (+) que constituyen las naftas ligeras y pesadas.

I.5.2 A PARTIR DE LA REFINACIÓN DEL CRUDO.

El crudo recibido en las plantas refinadoras se desala y estabiliza mediante calentamiento para separar los vapores que pudiera contener.

Una vez despuntado se destila separándose las gasolinas y el diesel. Las gasolinas así obtenidas se estabilizan formándose LPG como subproducto. Enseguida las gasolinas pasan a hidrosulfuración y a reformado y en ambos procesos se generan licuables.

Los vapores y licuables formados se tratan y fraccionan, obteniendo producto del gas L.P. consistentes en propano, butano e isobutano.

El residuo de la destilación primaria se somete a una destilación al vacío, obteniéndose como productos principales aceite ligero, intermedio y pesado y como carga a plantas catalíticas gasóleo ligero y pesado. En la planta catalítica se generan gasolinas de alto índice de octano como producto principal y gas L.P. como subproductos consistentes de propano, propileno, butanos y butilenos.

I.5.3 PROCESOS PETROQUÍMICOS.

Durante la elaboración de diferentes productos de la petroquímica tales como el etileno, cumeno, butadieno y la alquilación de butilenos, se genera como subproducto el gas L.P. con productos tales como el propano, propileno, propano-propileno, butanos, butano-butileno e isobutano.

Tipos de Gas LP.

El gas licuado del petróleo o LPG, es una mezcla de hidrocarburos producidos durante el procesamiento de gas natural, de sus condensados y durante la refinación comercial del petróleo. Las normas internacionales ASTM D1835 y GPA estándar 2140 reconocen cuatro tipos básicos que son los siguientes:

-Propano comercial.- Es un producto hidrocarburo combustible con mayor porcentaje de propano (C_3H_8) y/o propileno (C_3H_6) que por su mayor volatilidad se utiliza particularmente en estaciones y áreas geográficas de temperatura ambiente baja.

-Butano comercial.- Es un producto hidrocarburo combustible con mayor porcentaje de butanos y/o butilenos que por su menor volatilidad se prefiere su uso en estaciones y áreas geográficas en que prevalecen climas cálidos.

-Mezclas comerciales de propano-butano.- Es un producto hidrocarburo combustible constituido de una mezcla de propano y butanos que por sus características puede ser utilizado en climas templados. En México, las mezclas

70-30% en volumen de propano-butano se pueden utilizar prácticamente en todo el país.

-Propano para usos especiales.- El Propano HD-5 (GPA) o "SPECIAL DUTY" (ASTM), es un producto de alta calidad cuyo componente principal es el propano, y de características antidetonantes superiores que lo convierten en un excelente combustible para máquinas de combustión interna.

En el punto I.1 se menciona la descripción actual de la terminal Marítima de Dos Bocas Tabasco y los problemas ocasionados por el sistema de compresión existente, por tal motivo en el capítulo II se establecen algunos criterios y lineamientos para la selección del sistema de compresión.

CAPÍTULO II
ESTABLECIMIENTO DE LINEAMIENTOS Y DEFINICIÓN DE
CRITERIOS.

ESTABLECIMIENTO DE LINEAMIENTOS Y DEFINICIÓN DE CRITERIOS.

II.1. SISTEMA DE COMPRESIÓN.

Actualmente en Plataformas Marinas se lleva a cabo la separación de gas-crudo en dos fases de operación:

En la primera fase se tienen dos etapas:

En la primera etapa se tiene una presión de operación de $9.0 \text{ kg/cm}^2 \text{ man.}$ y en la segunda etapa una presión de $1.3 \text{ kg/cm}^2 \text{ man.}$, figura 7.

En la segunda fase se tienen dos etapas de separación:

En la primera etapa se separa la mezcla líquido-vapor a una presión de $3.5 \text{ kg/cm}^2 \text{ man.}$, y en la segunda etapa se estabiliza a una presión de operación de $1.3 \text{ kg/cm}^2 \text{ man.}$ (figura 8).

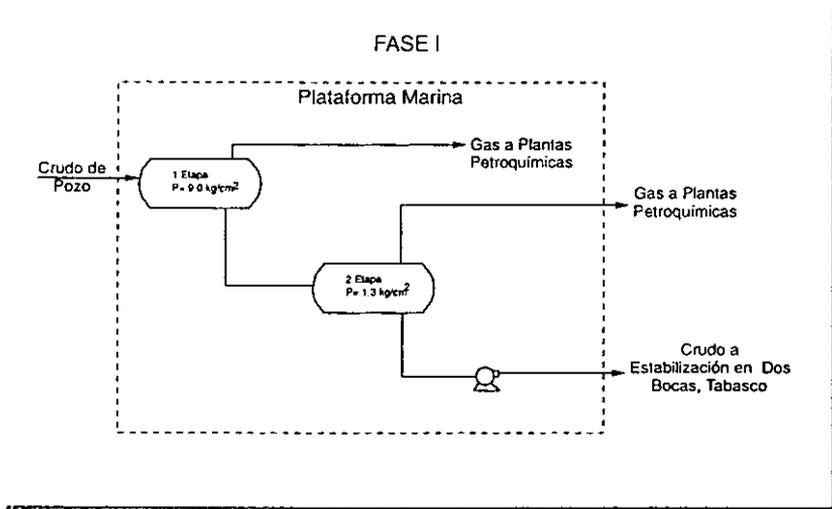


Fig.7. Primera Fase de Separación Gas-Líquido.⁽⁸⁾

El crudo separado se envía a estabilización a la Terminal Marítima de Dos Bocas, donde se obtienen vapores a una presión cercana a la atmosférica (de 2 a 3 lb/pig² man.(Figura 8).

A estas condiciones de presión difícilmente el gas llegaría a los centros petroquímicos. Por lo anterior, es necesario la implementación de un sistema que permita proporcionar la energía necesaria.

Los elementos del sistema de compresión como se ha establecido son: Compresores, separadores gas-líquido, enfriadores (enfriadores con aire) y bomba, como se puede ver en la figura 8.

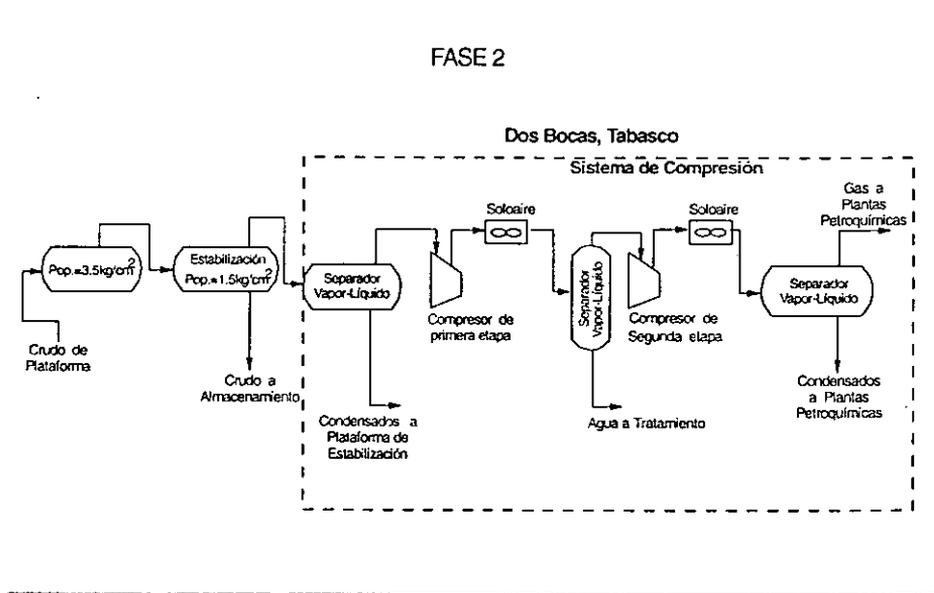


Fig. 8. Segunda Fase de Separación Gas-Líquido y Sistema de Compresión. ⁽⁸⁾

A continuación se mencionan las características más importantes así como la selección de los elementos del sistema de compresión.

II.1.1 TIPOS DE COMPRESORES.

Generalidades de aplicación.

Los compresores tienen una aplicación importante y fundamental en los procesos industriales, su función es incrementar la presión de las corrientes gaseosas. La presión de succión, así como la diferencial de presión puede variar desde unas cuantas libras a varios miles de libras, los volúmenes manejados van también desde unos cuantos hasta miles de pies cúbicos por minuto.

La industria requiere de compresores para varios propósitos, entre estos están:

- Para transmitir potencia, como sería la compresión de aire para operar herramientas neumáticas.
- Para proveer aire a la presión requerida de combustión.
- Para transportar y distribuir gas, como sería en la línea de gas natural.
- Para circular corrientes gaseosas a través del proceso.
- Para producir condiciones más favorables en reacciones químicas.
- Para aplicaciones criogénicas y ciclos de refrigeración.

Los compresores se clasifican según su principio de funcionamiento en dos tipos, los cuales son: A) Compresores de desplazamiento positivo y B) Compresores Dinámicos (figura 9).

A) Compresores de desplazamiento positivo: Son unidades donde el incremento de presión se logra al introducir el volumen de gas en un espacio determinado que posteriormente es reducido por medios mecánicos.

Se clasifican en reciprocantes y compresores rotativos.

Compresores Reciprocantes.

El compresor reciprocante es una unidad, donde la presión sobre el fluido se desarrolla dentro del cilindro, por la acción de un pistón en movimiento.

Usualmente son de baja capacidad, desarrollan altas presiones y tienen la característica de que la densidad del gas a comprimir no tiene efecto en la elevación de la presión, debido a que el incremento se obtiene en el cilindro por compresión positiva a través del movimiento del pistón. El compresor recíprocante a velocidad constante provee la misma elevación de presión cuando el gas a manejar varía en su peso molecular. Esta característica es relevante, ya que para compresores centrífugos el rango de densidades es un factor vital para su diseño.

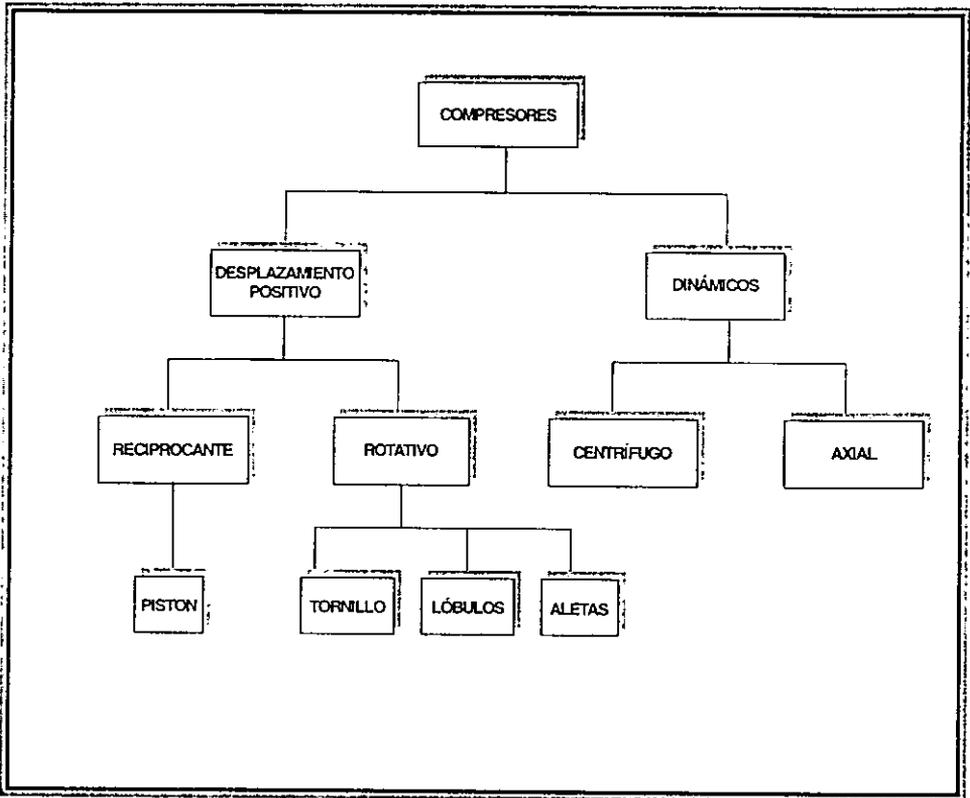


Fig.9. Clasificación de Compresores.⁽⁵⁾

Los compresores recíprocantes cubren rangos de capacidades pequeñas aproximadamente de 5 a 10 millones de pies cúbicos por día. Se encuentran disponibles compresores más grandes, pero generalmente no se desean en los procesos, debido a que el tipo centrífugo es preferible.

El número de etapas de compresión es principalmente una función del aumento de temperatura, a través de cada etapa. El número de etapas debe seleccionarse con relación a la temperatura de descarga, usualmente el límite es alrededor de 250 ó 275 °F por etapa.

La relación total de compresión es determinante para obtener una primera aproximación del número de etapas.

Si la relación es alta para una etapa ($\gamma=3.0$ a 3.5 ver tabla 1.0), entonces deberán utilizarse dos ó más etapas de compresión.

El rango de presión por etapa está limitado por el diseño de las válvulas del compresor a 1000 psi o menos.

La mayoría de los compresores reciprocantes son accionados por motores eléctricos a fin de proporcionar velocidad constante.

Los compresores reciprocantes son los equipos más eficientes para muchas aplicaciones; se pueden adaptar con dispositivos de control de capacidad para mantener su rendimiento a cargas parciales. Puede fabricarse para manejar cualquier tipo de gas, aún con problemas de corrosión.

En la succión se instalan filtros para remover impurezas ya que estos generalmente deberán trabajar con gas limpio. Normalmente, la salida del gas del compresor es de forma intermitente.

Compresores Rotativos

Los compresores rotativos son máquinas menos conocidas y menos populares; han sido creadas para utilizarse en relaciones de compresión variables, amplio rango de capacidad; y operación a velocidades de motor eléctrico. La aplicación típica de los compresores rotativos se encuentra entre la capacidad de los compresores de reciprocante y los compresores centrífugos y axiales.

Se consideran compresores rotativos los siguientes tipos:

Tornillo, lóbulo recto, paleta deslizable y película líquida, los cuales se describen a continuación:

- **Compresor de tornillo.** Fue adaptado originalmente para trabajar con gas seco, sin humedad y libre de partículas extrañas. Estas unidades son usadas para manejo de gas de desecho. La temperatura de descarga de este tipo de compresores se limita a 340°F - 450°F para prevenir la deformación de la carcasa.
- **Compresor de lóbulo recto.** Es particularmente eficiente para servicio de vacío. El comportamiento óptimo para una simple etapa se efectúa a 23 pulgadas de mercurio, y de 28 pulgadas para operación en dos etapas.
- **Compresor de paleta deslizable.** Un compresor de simple etapa, puede efectuar un vacío de 28 pulgadas de mercurio, o elevar la presión a 50 psig; el de dos etapas puede comprimir aire a 250 psig.
- **Compresor de Película líquida.** Este tipo de compresor es único, ya que combina una acción centrífuga sobre el líquido sellante, para crear una acción tipo reciprocante de este líquido, sobre el gas o vapor que está siendo manejado.

El compresor es usado para el manejo de gases corrosivos y volátiles en las plantas petroquímicas; para gases exotérmicos como oxígeno y acetileno, y para aplicaciones de alto vacío.

B) Compresores Dinámicos: Son unidades de flujo constante en donde el incremento de presión se obtienen al transformar la energía cinética del gas en presión.

Los compresores de tipo dinámico se clasifican a su vez en compresores centrífugos y compresor axiales. A continuación se mencionan sus principales características.

Compresores Centrífugos.

Los **compresores centrífugos** han llegado a ser en los últimos años en la industria el tipo más popular, debido a bajo mantenimiento y por proveer largos períodos de operación.

Los compresores centrífugos son esencialmente de capacidad variable y presión constante, es decir, es un compresor dinámico de flujo continuo.

Los compresores centrífugos se utilizan para capacidades medianas entre 10 y 25 millones de pies cúbicos por día.

En un compresor centrífugo se produce la presión al aumentar la velocidad del gas que pasa por el impulsor y, luego, al recuperarla en forma controlada para producir el flujo y presión deseados.

Los compresores centrífugos cuando se operan a velocidad variable pueden entregar una capacidad constante a presión variable, una capacidad variable a presión constante o una combinación de capacidad y presión variables.

Básicamente, el funcionamiento de un compresor centrífugo, a velocidades diferentes de la de diseño, es tal que la capacidad varía directamente con la velocidad.

Compresores de Flujo Axial.

Los compresores de flujo axial son de capacidad constante y presión variable; se encuentran disponibles para flujos de 30 a 60 millones de pies cúbicos por día (a las condiciones de entrada). Se emplean los axiales para flujos más grandes que los centrífugos, en estos compresores, el flujo de gas es paralelo al eje del compresor y no cambia de sentido como en los centrífugos de flujo radial. La carga por etapas del axial es mucho menor (menos de la mitad) que la de una del tipo centrífugo; por ello, la mayor parte de los axiales son de cierto número de etapas en serie.

Se utilizan únicamente para aire o gases limpios, ya que son más susceptibles de depósitos, corrosión y erosión en los álabes que los centrífugos.

La relación de presión máxima por etapa está limitada por la temperatura de descarga que es de 600 °F. Los centrífugos tienen un límite más bajo debido a que tienen diafragmas entre los impulsores, cuyas terminales se dilatan radialmente debido al aumento de temperatura del gas comprimido.

Los compresores anteriormente mencionados requieren menos mantenimiento que los compresores reciprocantes, por esta razón, se utilizan compresores de tipo centrífugo o axial para manejar el flujo total.

II.1.2 SELECCIÓN DE COMPRESORES.

Es difícil e inadecuado generalizar acerca del uso de diferentes tipos de equipo para una aplicación específica.

Por ejemplo, el compresor de pistón es el más indicado a usarse para diferencias de presión altas y para manejar volúmenes desde bajos hasta moderados. El compresor centrífugo resulta más apropiado para volúmenes grandes y una moderada diferencia de presión. El compresor rotatorio, tal como el tipo de lóbulo, puede ser el más indicado a usarse cuando las presiones sean tan bajas que no resulte económico el compresor de pistón o para volúmenes tan pequeños que no sea adecuado usar el compresor centrífugo.

La identificación del compresor apropiado para algún servicio en especial, es determinada básicamente por dos parámetros: el flujo a manejar y la presión de descarga requerida. En la fig. 10 se observan los rangos de aplicación de los diferentes tipos de compresores, en base al flujo de entrada y la presión de descarga.

Como se observa, existen puntos de operación que pueden ser cubiertos por diferentes tipos de compresores; en casos donde más de un tipo de compresor puede cumplir con el servicio requerido, la decisión se toma en base a costos, mantenimiento (se sabe que los compresores centrífugos requieren de menos mantenimiento que los compresores tipo recíprocante), espacio, experiencia y confiabilidad de la operación del compresor.

Antes de proceder a seleccionar o especificar un compresor de varias etapas, es importante revisar la elevación de la temperatura durante la compresión.

Si la temperatura de descarga es superior a 350 °F, significa que se requiere enfriar la corriente del gas antes de llegar a su presión de descarga a fin de evitar problemas con los materiales de construcción del compresor. Los interenfriadores se utilizan para tal fin.

Para la definición del número de etapas es de vital importancia, abordar y entrar en detalle de lo que es la relación de compresión. A continuación se describe el criterio

de relación de compresión para obtener el número de etapas en la compresión del gas.

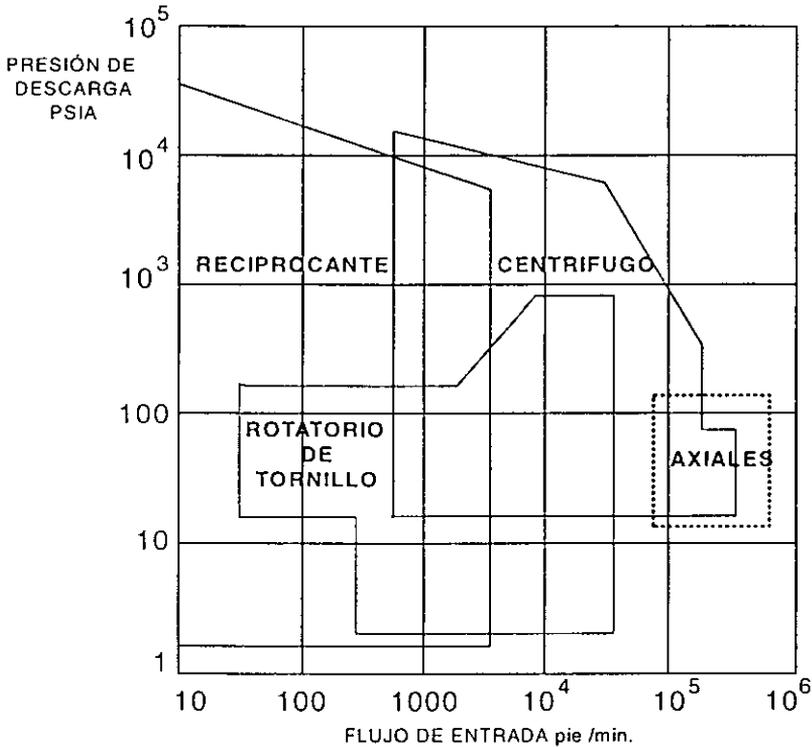


Fig.10. Rangos de Aplicación de Compresores.⁽¹⁸⁾

II.1.3 CRITERIOS DE RELACIÓN DE COMPRESIÓN (DETERMINACIÓN DEL NÚMERO DE ETAPAS DE COMPRESIÓN).

La presión de descarga entre la presión de succión es la relación de compresión y es el principal criterio para obtener el número de etapas en un sistema de compresión.

El número de etapas de compresión también depende del aumento de temperatura a través de cada etapa. Si la relación de compresión total es grande para una sistema de compresión, será necesario utilizar varias etapas en el sistema y estas deben

seleccionarse con relación a la temperatura de descarga (usualmente el límite es aproximadamente de 250 a 275 °F por etapa).

En la siguiente tabla se muestran los rangos de relación de compresión según el tipo de compresor.

Tipo de Compresor	Presión de Descarga (PSIA) Comercialmente máxima aproximada	Relación de Compresión por Etapa, máxima aproximada
Reciprocante	35,000-50,000	10
Centrífugo	3,000-5,000	3.0-4.5
Rotatorio	100-130	4
Axial	80-130	1.2-1.5

Tabla 1 Datos de presión de descarga y la relación de compresión para los diferentes compresores.

II.1.4 SELECCIÓN DEL TIPO Y DETERMINACIÓN DEL NÚMERO DE ETAPAS PARA EL COMPRESOR DEL SISTEMA DE COMPRESIÓN DE DOS BOCAS, TAB.

De acuerdo a los tipos de compresores que existen y si se utiliza la figura 10 con los datos de presión de descarga y flujo de gas a utilizar, el compresor que se ajusta al proceso son los compresores centrífugos. Debido a que las cantidades de gas que se manejan en esta evaluación son medianas, además, una ventaja que se tiene es que se puede operar el sistema a una velocidad variable lo cual lleva a producir carga constante y presión variable o viceversa, o una combinación de ambas.

Como ya se mencionó, se requiere de un menor mantenimiento para compresores de tipo centrífugo que para compresores reciprocantes.

El compresor de tipo axial no se seleccionó ya que su uso está limitado para gases limpios o aire.

Para el caso de estudio se interesa obtener el número de etapas de compresión en el sistema; el cual va a depender principalmente de dos condiciones, primero de la presión a la cual se suministra el gas, o condiciones de succión del compresor (P_1), segundo, la presión a la cual se va entregar el gas, o condiciones de descarga (P_2), es decir la presión necesaria para que el gas llegue a su destino, como se puede ver en la fig. 11.

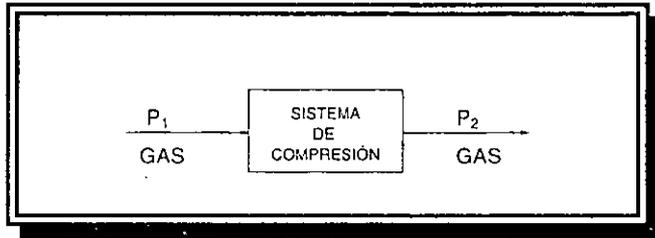


Fig.11. Condiciones Principales del Sistema de Compresión.

En la definición del sistema es necesario obtener la relación de compresión adecuada, que está en un rango de 3 a 4.5 de acuerdo con la tabla 1 para un compresor de tipo centrífugo, por otro lado, en este rango las temperaturas de operación varían de 320 a 340 °F.

Si se tiene que la presión de succión es $P_1=0.12 \text{ kg/cm}^2 \text{ man.}=16.4 \text{ psia}$ y la presión de descarga es $P_2=9.8 \text{ kg/cm}^2 \text{ man.}=154.1 \text{ psia}$.

La relación de compresión es de:

$$\frac{P_D}{P_S} = \frac{P_2}{P_1} = \frac{154.1}{16.4} = 9.4$$

Como puede verse, la relación es muy alta, rebasa el rango definido, lo que ocasionaría incrementos considerables de temperaturas y provocaría daños mecánicos al compresor.

De esta manera se sabe que no aplica al sistema una etapa de compresión.

Ahora bien, si se consideran dos etapas de compresión para el sistema, las relaciones de compresión para cada etapa serían de la siguiente forma (fig. 12):

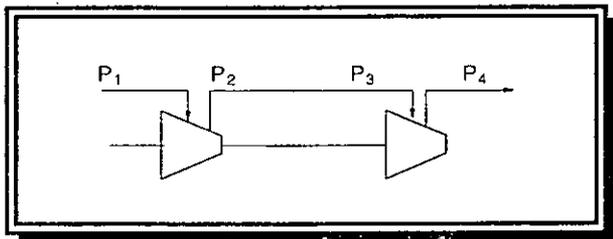


Fig. 12. Dos Etapas de Compresión.

Se conoce la presión de succión y la presión de descarga del sistema (P_1 y P_3):

$$\frac{P_2}{P_1} = \frac{P_4}{P_1}$$

Antes de la succión de la segunda etapa de compresión se considera una caída de presión de 10 lb/plg² máxima permisible debido al interenfriador y al separador gas-líquido (se indica en los criterios aplicados al proceso).

Se tiene que la presión dos es:

$$P_2 = P_3 + \Delta P \quad P_2 = P_3 + 10 \text{ psi}$$

Despejando la presión tres se tiene: $P_3 = P_2 - 10 \text{ psi}$

Sustituyendo en la relación de compresión:

$$\frac{P_2}{P_1} = \frac{P_4}{P_1} \quad \frac{P_2}{P_1} = \frac{P_4}{P_2 - 10 \text{ psi}}$$

Resolviendo la ecuación se obtiene la presión dos y sustituyendo este valor la presión tres se conoce:

$$P_2 = 57.6 \text{ psia} \quad P_3 = 57.6 - 10 \text{ psi} = 47.6 \text{ psia}$$

Las relaciones de compresión son de:

$$\frac{P_2}{P_1} = \frac{57.6}{16.4} = 3.5 \qquad \frac{P_4}{P_3} = \frac{166.8}{47.6} = 3.5$$

Como puede observarse, la relación de compresión para cada una de las etapas está dentro del rango aceptable, y además son iguales lo que permite pensar que sólo se requiere un accionador para ambas etapas.

De acuerdo a lo anterior y considerando que la temperatura a la descarga no debe exceder de 350 °F, se debe considerar un enfriador de interetapas para enfriar el gas. Al efectuar este enfriamiento se producen condensados, por lo que también se debe incluir un separador después del enfriador para eliminar los condensados y el agua obtenidos, y así evitar que lleguen líquidos al compresor, los cuales podrían ocasionar daños severos al compresor y paros frecuentes en el sistema.

De acuerdo al análisis anterior, el sistema de compresión será en dos etapas utilizando compresor tipo centrífugo.

A continuación se mencionan los diferentes tipos de separadores gas-líquido, con la finalidad de seleccionar el tipo de separador que más convenga a las necesidades del sistema.

II.2 RECIPIENTES SEPARADORES.

Uno de los equipos de mayor importancia por sus vastas aplicaciones son los recipientes separadores. Son recipientes a presión y su principal función es la separación de las dos o más fases de una mezcla, proporcionando el volumen requerido para la separación debida a las diferencias de densidades de las fases.

Normalmente son tanques cilíndricos con tapas planas o curvas, dependiendo de la presión y pueden ser horizontales o verticales.

De acuerdo al tipo de fluidos que se manejan, los recipientes separadores se clasifican de la siguiente manera (figura 13):

- a) Recipientes separadores líquido-líquido.
- b) Recipientes separadores vapor -líquido.
- c) Recipientes separadores líquido-líquido-vapor.

Tiempo de residencia.

En el recipiente debe existir cierto volumen mínimo a fin de poder absorber o amortiguar las oscilaciones, alteraciones, interrupciones, etc., del equipo anterior al recipiente en cuestión y así facilitar la operación y regulación de la unidad posterior.

Este volumen se cuantifica en forma de tiempo de residencia del líquido en el recipiente y se define como el tiempo requerido para vaciar el líquido comprendido entre el nivel máximo y el nivel mínimo. Asimismo, este es el tiempo que se dispone para tomar una acción correctiva.

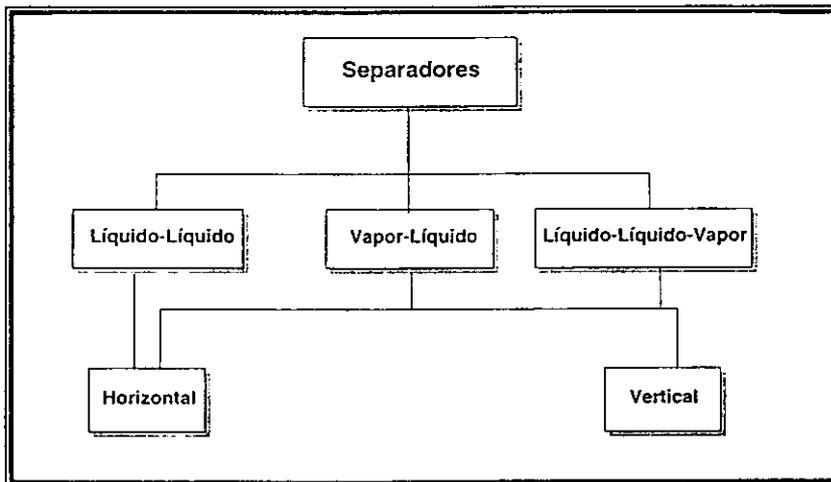


Fig. 13. Tipos de Separadores.⁽⁷⁾

Relación L/D.

Una de las actividades de los ingenieros químicos es seleccionar el tamaño de los recipientes a presión de acuerdo con los siguientes criterios.

Tomando en consideración los factores generalizados de costo, involucrados en la fabricación de los recipientes, varias relaciones longitud/diámetro han sido propuestas para el dimensionamiento de los recipientes minimizando los costos.

Estas relaciones son aplicables en un intervalo de tamaño de recipientes, pero su uso es limitado debido a numerosos factores que intervienen en el análisis del costo y la fabricación de los mismos.

En la siguiente tabla se muestran las relaciones de L/D recomendables para el diseño de los recipientes de acuerdo a la presión del sistema.

P Diseño (Psig)	L/D
100 o menor	3
101-300	4
301-600	5

Tabla 2 Relación de L/D de acuerdo a la Presión de Operación.⁽⁷⁾

En términos generales la relación L/D para cualquier tanque de proceso se encuentra en el rango de $1 \leq L/D \leq 5$.

A continuación se describen las características de cada uno de los tipos de separadores, así como algunos criterios de diseño y sus principales aplicaciones.

II.2.1 RECIPIENTES SEPARADORES LÍQUIDO-LÍQUIDO.

Este tipo de recipientes se emplea para separar por gravedad dos líquidos inmiscibles de densidades diferentes, esencialmente libres de vapor.

Para lograr una buena separación, el tiempo de residencia para una fase líquida debe ser mayor que el tiempo requerido para romper la emulsión de ambas fases es decir, el tiempo de asentamiento. Los recipientes horizontales proporcionan una relación tiempo de residencia/tiempo de asentamiento mayor que los recipientes verticales. Por lo tanto, los tanques separadores líquido-líquido normalmente son horizontales, como se muestra en la figura 14.

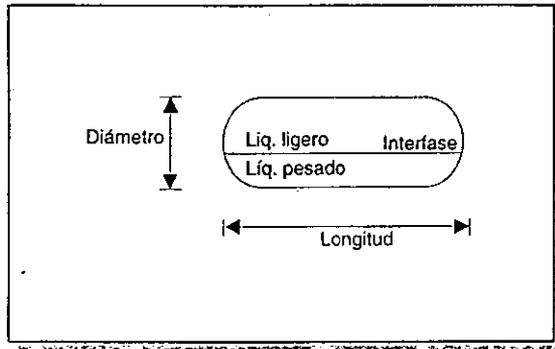


Fig. 14. Separador Líquido-Líquido

Las aplicaciones de proceso típicas que requieren separadores líquido-líquido son:

- Sistemas de Lavado Cáustico de hidrocarburos.
- Sistemas de Lavado acuoso de hidrocarburos
- Sistemas de Extracción por solventes
- Sistemas de Endulzamiento de líquidos.

II.2.2 RECIPIENTES SEPARADORES VAPOR- LÍQUIDO.

Las funciones principales que se asignan a estos equipos son:

- a) Separar la mezcla líquido-vapor que se alimenta a una unidad de proceso, para entregar vapores sustancialmente libres de líquido a otras unidades de proceso.
- b) Proporcionar un tiempo de residencia a la fase líquida separada.

Los separadores vapor-líquido, pueden ser (Figura 15):

- a) Verticales
- b) Horizontales.

Su posición dependerá principalmente de:

- 1.-Relación de flujo másico de vapor/líquido. Se prefiere el uso de separadores verticales para el manejo de mezclas con relación de flujo másico de vapor/líquido mayor que 1 ($W_V/W_L > 1$).
- 2.-Los separadores horizontales, son preferidos para manejar mezclas con una relación de flujo másico de vapor/líquido menor que 1 ($W_V/W_L < 1$).

También dependerá en segundo término de la disponibilidad de espacio y del costo del equipo.

La determinación del tiempo de residencia depende del tipo de recipiente y de la operación que se esté efectuando en él, así como de la instrumentación y varía desde 5 hasta 25 minutos. Algunos ejemplos de tiempos de residencia se dan a continuación.⁽⁷⁾

Servicio	Tiempo de residencia (min.)
Un separador vapor-líquido entre una unidad de separación de alta presión y otra de baja presión.	4
Un tanque de destilado que actúa únicamente como acumulador de reflujo	5
Tanques separadores a la succión del compresor.	2-10
Separador vapor-líquido de alimentación a un reactor.	25

Las aplicaciones típicas de los separadores vapor-líquido son:

- Acumuladores de reflujo.
- Tanques de vaporización instantánea (Flash).
- Tanques de succión del compresor.
- Separadores de arrastre para sistemas de manejo de gas combustible.
- Tanques de purga.

-Tanques separadores de agua o condensados.

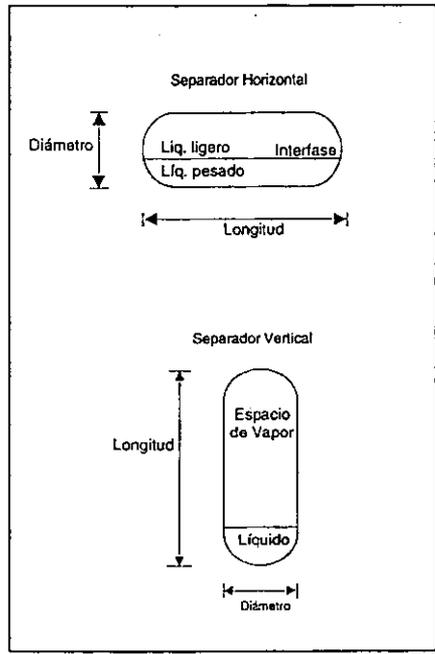


Fig. 15. Separadores Vapor-Líquido Horizontal y Vertical

Otra variedad de los separadores líquido-vapor se presenta cuando dos líquidos inmiscibles se tienen presentes con vapor.

II.2.3 RECIPIENTES SEPARADORES LÍQUIDO-LÍQUIDO -VAPOR.

La función principal de este tipo de recipientes es:

- a) Separar los líquidos arrastrados o contenidos en la fase vapor de una corriente que consiste en una mezcla líquido-líquido-vapor, para entregar vapores sustancialmente libres de líquido a otras unidades de proceso. Así como la separación por asentamiento de dos fases líquidas inmiscibles de densidades marcadamente diferentes, las gotas de la fase pesada tienen una tendencia a caer y a separarse de la fase ligera bajo la influencia de la gravedad.

- b) Proporcionar un tiempo de residencia a la fase líquida, normalmente la ligera, el cual debe ser mayor o igual al tiempo de sedimentación de las dos fases para lograr la separación de dos líquidos inmiscibles.

Normalmente la posición de estos recipientes es horizontal cuando la cantidad de fase líquida es considerable frente a la fase vapor. Estos recipientes pueden estar provistos de una pierna cuando la fase pesada se encuentra en pequeñas cantidades; y una malla eliminadora de niebla.

No es práctico emplear un tanque vertical para separar un vapor y dos fases líquidas a causa de que generalmente se necesitan internos auxiliares para efectuar una buena separación del líquido. Este equipo extra frecuentemente hace el costo mayor que el de un recipiente horizontal; es también frecuente que el recipiente vertical sea mayor en diámetro. Los tanques horizontales generalmente son más pequeños que los verticales para el mismo servicio.

Los separadores que involucran la fase vapor pueden estar provistos de accesorios internos para prevenir arrastres de líquido, garantizando su buen funcionamiento, además de minimizar sus dimensiones, de estos accesorios se pueden citar los siguientes:

- a) Mallas eliminadoras de niebla.- Estas impiden el arrastre de gotas de líquido por el flujo de vapor (causada por alta velocidad de la fase vapor o por una limitación del equipo en cuanto al área requerida para el vapor).
- b) Coalescedores.- Estos permiten la aglomeración de las partículas de una fase dispersa, con lo que facilita la separación.
- c) Rompedores de vórtices (o de remolinos).- Impiden que los gases o vapores entren a la corriente de salida de líquido en el recipiente con lo que se evitan problemas de operación en equipos corriente abajo.
- d) Mamparas de Choque.- Son empleadas para disminuir la velocidad del fluido y facilitar la separación del líquido y el vapor.

II.2.4 SELECCIÓN Y CRITERIOS DE DISEÑO DE LOS SEPARADORES PARA EL SISTEMA DE COMPRESIÓN DE DOS BOCAS.

La compresión de gas para el caso de estudio se lleva a cabo en dos etapas, como se determinó con anterioridad, en la succión de la primera etapa de compresión se debe incluir un separador vapor-líquido, con la finalidad de separar completamente la fase líquida presente y proteger de daños mecánicos al compresor, ya que el vapor proveniente de la estación de compresión trae consigo arrastres de crudo.

Debido a que no existe un control adecuado en la estación de estabilización, se tienen fluctuaciones en la cantidad de crudo arrastrado en la corriente de vapor que llega al sistema de compresión, por lo que en el separador en la succión de la primera etapa de compresión se debe disponer de un volumen suficiente para contener el crudo separado y además para poder controlar la descarga del crudo recuperado, el cual se bombea mediante un control ON/OFF que se activa cuando el nivel del líquido en el tanque alcanza un nivel cercano al máximo, por lo que se propone un recipiente tipo horizontal.

A la descarga de la primera etapa de compresión al aumentar la presión se incrementa la temperatura por lo que se debe enfriar el vapor, mediante un enfriador interetapa para no dañar los sellos del compresor de segunda etapa. Debido al enfriamiento se forman condensados para lo cual se debe seleccionar un separador vapor-líquido, es de tipo vertical debido a que la cantidad de vapor es mayor que la cantidad de líquido a separar de acuerdo al criterio de la relación de flujo másico del vapor y líquido, es mayor que la unidad. Las dimensiones del separador están determinadas por la velocidad del gas.

A la descarga de la segunda etapa de compresión se debe seleccionar un separador líquido-líquido-vapor debido a que en el enfriamiento previo a este, existe la formación de condensados y agua.

Para este caso se debe seleccionar un recipiente tipo horizontal ya que se manejan dos fases líquidas, además estará provisto de una pierna en el recipiente con la finalidad de separar el agua de los condensados.

Para los dos separadores vapor-líquido de tipo horizontal del sistema de compresión se sigue el criterio de una $L/D \geq 3$ de acuerdo a la presión de operación del sistema, concordando con la tabla 2.

En las memorias de cálculo se aplica lo aquí establecido.

II.3 EQUIPO DE TRANSFERENCIA DE CALOR.

Los equipos de transferencia de calor se pueden designar por su función, en los siguientes tipos:

EQUIPO	FUNCIÓN
Condensador	<ul style="list-style-type: none"> a) Condensa todos los vapores de entrada (compuesto puro o una mezcla). b) Condensa todos los vapores condensables, y enfría a esa temperatura los gases incondensables
Condensador Parcial	Condensa solo parte del total de los vapores que entran, el líquido condensado se extrae como reflujo o como mezcla fraccionada, el vapor sale de la unidad hacia un segundo condensador o alguna otra parte del proceso.
Enfriador	Enfría la corriente de proceso usualmente con agua pero puede ser aire o algún otro fluido de proceso.
Soloaire	Enfría la corriente de proceso con aire.
Enfriador con Refrigerante (Chiller)	Enfría una corriente de proceso mediante un refrigerante a una temperatura menor que la del agua de enfriamiento, puede ser con agua helada o un refrigerante tal como el freón, propileno, amoníaco, etc.

Evaporador	<p>A) Evapora un fluido de proceso con algún medio de calentamiento tal como vapor.</p> <p>B) Evapora un refrigerante tal como amoníaco, propileno, etc., mientras enfría o condensa un fluido de proceso. Usualmente el refrigerante fluye por el lado de la coraza del intercambiador.</p> <p>C) Evapora parte de una mezcla de proceso mientras concentra el líquido remanente.</p>
Vaporizador	Vaporiza o evapora toda o parte de la alimentación a la unidad con un medio de calentamiento, tal como vapor, aceite térmico, etc.
Reboiler	<p>Ebulle un líquido con un medio de calentamiento en un ciclo de recirculación, la alimentación puede fluir mediante:</p> <p>A) Circulación forzada: se bombea el líquido a través de los tubos vaporizando la mayor parte del fluido que sale.</p> <p>B) Circulación natural o termosifón: se obtiene la circulación natural del medio en ebullición al mantener una carga hidrostática suficiente del líquido, vaporizando parte del fluido que sale.</p>
Calentador	Calienta un fluido (añade calor sensible) pero no lo vaporiza, excepto por el efecto de la temperatura sobre la presión de vapor. El medio de calentamiento es usualmente vapor, aceite térmico un fluido similar que condensa a una presión y temperatura deseada, suministrando su calor latente al fluido (gas ó líquido).
Generador de Vapor	Produce vapor a partir de condensado ó agua de alimentación a calderas mediante la combustión de

un combustible o un gas de desperdicio en un equipo a fuego directo.

Intercambiador

Realiza una función doble: 1) calienta un fluido frío por medio de 2) el uso de un fluido caliente, que se enfría.

II.3.1 SELECCIÓN DEL TIPO DE ENFRIADOR PARA EL SISTEMA DE COMPRESIÓN DE DOS BOCAS, TAB.

El equipo de intercambio térmico que usualmente se utiliza en sistemas de compresión es básicamente equipo de enfriamiento y se usa en las interetapas de compresión (descarga de cada etapa de compresión), ya que la relación de compresión por etapa está limitada por la temperatura de descarga.

Para tal servicio se puede utilizar Agua de Enfriamiento (torre de enfriamiento) ó Aire (soloaire).

El uso de agua como medio de enfriamiento depende principalmente de la temperatura de bulbo húmedo del lugar, ya que la temperatura mínima del agua para poder enfriar es mayor o igual a la temperatura de bulbo húmedo, así como también de la temperatura a la cual se desea enfriar el fluido de proceso, es decir si el rango de temperaturas del agua (temperatura de entrada 32 °C, temperatura de retorno 42 °C) lo que permite enfriar el fluido de proceso. Generalmente el rango de enfriamiento para el fluido de proceso es de 40°C a 50°C.

Los enfriadores con agua se abastecen generalmente de una torre de enfriamiento. Por lo tanto para la selección del equipo de enfriamiento se debe tomar en cuenta, además de la adición de una torre de enfriamiento un sistema de tratamiento para el agua, dependiendo del tipo.

El cambiador de calor enfriado con aire (soloaire) es un equipo que se utiliza para eliminar calor de una corriente de proceso, en servicios de enfriamiento o condensación, transfiriéndolo directamente al aire atmosférico.

Es un equipo que consiste de tubos aletados, una estructura para sostener las partes componentes y una serie de accesorios que en conjunto forman el equipo. Por dentro de los tubos se hace pasar el fluido de proceso que se desea enfriar. Por fuera, se hace pasar una corriente de aire por medio de un ventilador de aspas reduciendo la temperatura del fluido de proceso hasta algún punto cercano a la temperatura del bulbo seco del aire.

El uso de aire como medio de enfriamiento depende de la temperatura de bulbo seco del lugar, así como de la energía eléctrica y del espacio disponible, y si el proceso lo permite, es decir, si se requiere enfriar un fluido a 30 °C y se tiene un enfriador de aire que sólo enfría hasta 50 °C, no se podrá utilizar este equipo para enfriar el fluido. El rango de enfriamiento es de 52 °C a 60 °C.

Los enfriadores con aire se hacen especialmente atractivos en lugares donde el agua es escasa o donde el tratamiento de la misma resulta muy costoso.

Para este sistema de compresión se utilizarán enfriadores con aire, ya que el proceso lo permite, aunado a esto se cuenta con suficiente energía eléctrica en la terminal para el accionador, en cambio si se utilizara el agua como medio de enfriamiento, se tendría que implementar una torre de enfriamiento y un sistema de tratamiento para el agua lo que implica una inversión mayor, lo cual no es conveniente, si se tiene la opción de utilizar otro medio de enfriamiento con un menor costo.

Aunado a esto, aunque este equipo requiere de una inversión inicial más elevada que el de un enfriador con agua de tubos y coraza para el mismo servicio, sus costos de mantenimiento y de operación son menores.

Por último, el equipo para el manejo de líquido en este trabajo es la bomba.

II.4 BOMBAS.

La mayoría de los procesos en la industria química requiere del transporte de líquidos. La bomba es el medio más común para el manejo de líquidos, incrementado

la presión requerida para fluir a través de una tubería y lograr la continuidad de un proceso.

Las plantas modernas de procesos no funcionarían si no fuera por las bombas mediante las que se mantiene un flujo estable de los fluidos a través de la planta.

La acción de bombeo es la adición de energías cinética y potencial a un líquido con el fin de moverlo de un punto a otro. Esta energía hace que el líquido efectúe trabajo, tal como circular por una tubería o subir a una mayor altura.

II.4.1 TIPOS DE BOMBAS

Las bombas se clasifican en dos tipos: a) de desplazamiento positivo y b) centrífugas, como se puede ver en la figura 16.

II.4.1.1 BOMBAS DE DESPLAZAMIENTO POSITIVO.

Las bombas de desplazamiento positivo se dividen en rotatorias, reciprocantes y de volumen controlado.

A continuación se mencionan las principales características de estas bombas:

Las bombas rotatorias. Mediante su acción rotatoria atrapan por medios mecánicos al líquido en el lado de la succión y lo libera en el lado de la descarga.

Se utilizan para bajo volumen y se fabrican para capacidades hasta de 2500 GPM. Asimismo se emplean para líquidos viscosos, con los cuales las bombas centrífugas no son muy eficaces. La aplicación más importante de las bombas rotatorias es para líquidos viscosos.

Las bombas reciprocantes se subdividen en bombas de propulsión con pistones o émbolos y bombas de vapor de acción directa. Estas últimas aunque ya no son muy comunes, se pueden tener en cuenta para ciertos servicios especializados en que se emplea vapor como fuerza motriz.

La mayor parte de las bombas reciprocantes utilizadas en la actualidad producen un efecto del flujo con pulsaciones, que es una de las desventajas de las bombas de desplazamiento positivo.

La bomba reciprocante, igual que la rotatoria, se utiliza para presiones altas (100,000 psig o mayores) con diseños especiales o para tuberías especiales para los cuales no se pueden construir bombas centrífugas. Para viscosidades mayores de 3000 SSU, se debe pensar primeramente en una bomba rotatoria.

Para flujos de alrededor de 100 GPM y con viscosidades de 100 SSU y mayores, se necesitan bombas de desplazamiento positivo.

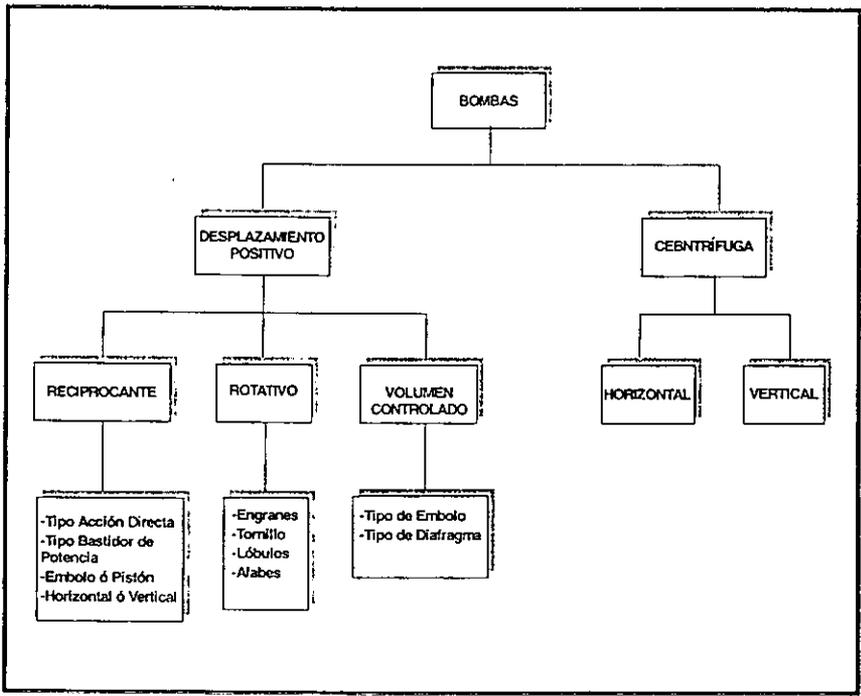


Fig.16. Clasificación de Bombas. ⁽⁴⁾

Bombas de Volumen Controlado. Una categoría especial de bombas, que se conoce como de volumen controlado, dosificadoras o proporcionadoras, es del tipo de desplazamiento positivo en la cual el movimiento se transmite desde el motor, permiten la dosificación de la cantidad exacta del líquido en el sistema.

II.4.1.2 BOMBA CENTRÍFUGA.

Funciona con los mismos principios que los compresores de este tipo, excepto que el líquido que se maneja es incompresible.

Una bomba centrífuga transforma la energía mecánica de un impulsor rotatorio en la energía cinética y potencial requeridas.

La bomba centrífuga es el tipo que más se utiliza en la industria química para transferir líquidos de todos los tipos –materias primas, materiales de fabricación y productos acabados-, así como también para los servicios generales de abastecimiento de agua, alimentación de combustible líquido a quemadores, circulación de condensado, etc. Existen en una gama amplia de tamaños, en capacidades desde 5 GPM y diferencial de presiones de 2 a 5 lb/plg² hasta bombas de 2800 a 10,000 GPM y presión manométrica en la descarga de 3000 lb/plg². Se tienen diseños que manejan fluidos hasta de 850 °F altamente volátiles.

II.4.2 CRITERIOS DE SELECCIÓN PARA BOMBAS DE PROCESO.

La selección inadecuada de las bombas crea serios problemas en la operación de una planta. Por lo tanto, el ingeniero debe tener cuidadosa supervisión en lo que respecta a selección, compra e instalación de las bombas.

Las bombas se fabrican en tamaño estándar. Lo fundamental para cada caso es seleccionar el tamaño y el tipo que más se ajuste a las necesidades de servicio requeridas. Por lo tanto, resulta de mucha utilidad el contacto que se tenga con los fabricantes de bombas y con el fin de obtener el beneficio máximo habrá que seguir las recomendaciones del mismo.

La clave para hacer la selección correcta de la bomba radica en el conocimiento del sistema en que trabajará. El ingeniero que especifica una bomba puede hacer una selección errónea por no haber investigado los requisitos totales del sistema ni determinar cuál debe ser su rendimiento. Además, cuando la responsabilidad de la elección está en manos del representante del proveedor, puede serle difícil determinar los requisitos totales de operación.

Por ello, si la primera regla para la selección de la bomba es el conocimiento completo del sistema ¿cómo se puede lograr?. En la industria de los procesos químicos, el punto de partida es el diagrama de flujo de proceso y los diagramas de tubería e instrumentación.

Cuando las bombas tienen la succión en recipientes, tambores o domos y con altura variable por encima de ella, el ingeniero debe encontrar la altura óptima y coordinar los requisitos para la bomba, en cooperación con otros ingenieros encargados del diseño de los recipientes o cimentaciones. Si la bomba se va a instalar en un sumidero o en una fosa, los factores esenciales incluyen el tamaño correcto de la fosa.

Cuando la caída de presión en equipos o en tuberías es parte importante de la presión total, el ingeniero especialista podrá influir hasta cierto grado en la selección de la caída permisible de la presión total. A menudo, cuando se trata de ahorrar en el costo inicial, el diseñador de la tubería puede proyectarla de un tamaño que produzca gran caída de presión. Esto requeriría una bomba de mucha más potencia que la requerida para una tubería más grande.

Se requieren métodos más cuidadosos para la selección de bombas para manejar líquidos volátiles, calientes, viscosos, pastas aguadas y las soluciones cristalinas.

Lineamientos para la selección de bombas:

El ingeniero de procesos para la selección de una bomba debe tener en cuenta la gran variedad que hay. Por ello, vale la pena repetir las siguientes recomendaciones:

- 1.-Cálculo exacto de la carga de la bomba.
- 2.-Conocimiento básico de los diversos tipos de bombas.
- 3.-Tomar la decisión del tipo de bomba que se desea.

II.4.3 SELECCIÓN DE LA BOMBA DE CRUDO PARA EL SISTEMA DE COMPRESIÓN DE DOS BOCAS, TAB.

Para el sistema de compresión se seleccionará la bomba centrífuga, ya que para las características del fluido, al ser muy viscoso pero menor a 100 cp se puede utilizar éste tipo de bomba, el flujo a manejar está dentro del rango señalado y la diferencia de presiones también se encuentra dentro del rango descrito con anterioridad.

Además de contar con las siguientes ventajas:

El bajo costo inicial, el flujo uniforme (sin pulsaciones), el pequeño espacio necesario para su instalación, los costos bajos de mantenimiento, el funcionamiento silencioso, su capacidad de adaptación para su uso con impulsores de motor o turbina y las limitaciones de capacidad raramente constituyen un problema.

II.5 DEFINICIÓN DE LOS EQUIPOS DEL SISTEMA DE COMPRESIÓN EN DOS BOCAS,TAB.

De acuerdo a lo analizado anteriormente conviene considerar un sistema de compresión en dos etapas de acuerdo a la presión de succión que se tiene y de la presión de descarga para manejar los vapores recuperados.

También se seleccionó un motor eléctrico como accionador del compresor debido a que se cuenta con energía suficiente para el suministro, en cambio, no se cuenta con equipo de generación de vapor que se requiere para utilizar una turbina.

El sistema de compresión está formado por varios módulos debido a que el incremento del gas depende de la producción de crudo en las plataformas marinas, el cual aumentará paulatinamente de acuerdo con los pronósticos de la región Marina.

La ventaja de tener un sistema modular consiste en que se tiene mayor flexibilidad de operación de los módulos, conforme se vaya incrementando la producción.

El equipo que forma el sistema de compresión de acuerdo a la selección realizada en los puntos II.1, II.2, II.3 y II.4 de este capítulo son:

- ♦ Separador vapor-líquido tipo horizontal.
- ♦ Compresor de primera etapa, tipo centrífugo.
- ♦ Interenfriador (Soloaire en la primera etapa).
- ♦ Separador vapor-líquido tipo vertical.
- ♦ Compresor de segunda etapa, tipo centrífugo.
- ♦ Postenfriador (Soloaire en la segunda etapa).
- ♦ Separador líquido- líquido-vapor tipo horizontal
- ♦ Bomba de crudo tipo centrífugo.

De acuerdo a la capacidad normal y máxima esperada en la producción de vapores (60 y 64 millones de pies cúbicos por día), se recomiendan cinco módulos de compresión con una capacidad cada uno de 15 MMPCSD y una capacidad máxima de 16 MMPCSD, considerando cuatro módulos en operación y uno de relevo.

En el siguiente capítulo se elaboran los documentos necesarios para el paquete de ingeniería básica, basados únicamente en la ingeniería de proceso del sistema de compresión definido con los criterios antes mencionados.

CAPÍTULO III

DESARROLLO DE LA INGENIERÍA BÁSICA PARA EL SISTEMA DE COMPRESIÓN DE GAS NATURAL RECUPERADO.

INGENIERÍA BÁSICA DEL PROCESO

Generalidades.

De una forma general, la Ingeniería Básica de un proceso involucra toda la información necesaria para establecer las bases en el desarrollo del proyecto de la planta. Para emitir esta información se necesita elaborar una serie de documentos en los que intervienen diversas ramas de la ingeniería, especializadas en procesos, transferencia de calor, control e instrumentación, principalmente. Las ramas de la ingeniería mencionadas y adicionalmente auxiliadas por la Ingeniería especializada en operación de plantas, son el soporte de la ingeniería de detalle y en consecuencia, del proyecto en sí.

En esencia y a grandes rasgos, las actividades que se deben efectuar para la Ingeniería de Proceso, son las siguientes:

- Elaboración de las Bases de Diseño
- Elaboración de la Descripción del Proceso
- Elaboración del Diagrama de Flujo de Proceso
- Elaboración del Balance de Materia y Energía
- Elaboración de la Lista De Equipo
- Requerimientos de los Servicios Auxiliares
- Dimensionamiento de los Equipos principales
- Elaboración de los Criterios de Diseño del Proceso
- Elaboración de las Filosofías Básicas de Operación
- Elaboración de las Hojas de Datos

En este capítulo se da una introducción al concepto de las actividades mencionadas anteriormente para un proceso en general, seguida con su respectiva aplicación al proceso de compresión en Dos Bocas, Tabasco.

III.1 BASES DE DISEÑO.

Generalidades:

Antes de proceder a cualquier cálculo relativo al diseño del proceso es esencial establecer por escrito una base de datos completa. Esta debe incluir la información

requerida para el proceso, tales como: capacidad, rendimiento, flexibilidad, ampliaciones a futuro, condiciones y características de alimentación y productos, etc. Además proporcionar la información de servicios auxiliares, condiciones climatológicas, localización de la planta, etc.

Las bases de diseño es un documento proporcionado por el cliente a la compañía de ingeniería para que esta pueda llevar a cabo el diseño de la planta.

BASES DE DISEÑO

Planta: Sistema de Compresión.
Localización: Dos Bocas, Tabasco.

1.0 GENERALIDADES.

1.1 Función de la planta.

Los módulos de compresión (se le llama en este caso módulo a los equipos que conforman el sistema de compresión, que son los separadores de gas-líquido, los compresores, los enfriadores y las bombas de crudo recuperado), se ubicarán en la Terminal Marítima de Dos Bocas, Tabasco.

Su función será comprimir los vapores generados por la estabilización del crudo marino ligero y pesado y proporcionar la energía necesaria para su incorporación a la estación de Compresión Cunduacán, aprovechando al máximo la infraestructura existente de ductos.

1.2 Tipo de proceso.

Consistirá en captación de crudo arrastrado y compresión de gas. El proceso se llevará a cabo en los módulos de compresión en tres secciones: Sección de captación de crudo, Sección de compresión de gas y Sección de manejo de condensados.

A) Sección de Captación de Crudo.

Al gas proveniente de la Estación de Estabilización se eliminarán los posibles arrastres de crudo por medio de un separador bifásico y posteriormente este crudo se regresará a la estación por medio de una bomba, estos equipos estarán integrados al propio módulo.

B) Sección de Compresión de Gas.

La compresión de gas se llevará a cabo en cinco módulos de compresión, cuatro en operación y uno de relevo, cada uno con una capacidad nominal de 15 millones de pies cúbicos por día (60 °F y 1 atm) de gas de alimentación.

Los módulos indicados deberán incluir compresores centrífugos acoplados a una misma flecha y accionados por motor eléctrico.

C) Sección de Manejo de Condensados.

Se considera un acondicionamiento para los condensados que se obtienen a la descarga de los módulos para su inyección al gasoducto, ya que no se cuenta con infraestructura para manejarlos independientemente.

El sistema de compresión deberá operar adecuadamente para las condiciones y características de las corrientes de alimentación y productos que se especifican más adelante.

2.0 CAPACIDAD, RENDIMIENTO Y FLEXIBILIDAD.

2.1 Factor de servicio.

Los módulos de compresión serán diseñados para operar los 365 días del año.

2.2 Capacidad y rendimiento.

2.2.1 Capacidad de diseño.

La capacidad máxima de compresión será de 16 millones de pies cúbicos por día (MMPCSD) de gas amargo.

2.2.2 Capacidad normal

La capacidad Normal de compresión será de 15 millones de pies cúbicos por día de gas amargo alimentado. Para obtener 12 millones de pies cúbicos por día a la salida de los módulos de compresión más sus condensados.

2.2.3 Capacidad mínima.

La capacidad mínima estará determinada por la capacidad mínima de operación satisfactoria de los compresores y será el 80% de la capacidad normal de uno de los módulos.

2.3 Flexibilidad.

2.3.1 Los módulos no deberán operar a falla de energía eléctrica.

2.3.2 Se deberán interconectar los sistemas de aire de planta y de instrumentos para utilizar aire de planta en caso de fallar el sistema de aire de instrumentos.

2.3.3 Los módulos no operarán a falla de aire.

2.3.4 No se prevén aumentos de capacidad por futuras ampliaciones.

Se deberán tener facilidades para obtener un paro ordenado del sistema.

3.0 ESPECIFICACIÓN DE LA ALIMENTACIÓN.

3.1 Composición de gas amargo proveniente de la Estación de Estabilización.

Composición de Gas Amargo

Componente	%Mol
Agua(*)	9.390
Ácido Sulfhídrico	1.724
Bióxido de Carbono	2.417
Nitrógeno	0.158
Metano	19.366
Etano	19.485
Propano	22.685
I-Butano	3.754
N-Butano	10.094
I-Pentano	2.546
N-Pentano	2.853
N-Hexano + Pesados	5.528
TOTAL	100.000

Peso Molecular: 39.062

Densidad @ P y T Lb/pie³: 0.1048

Flujo (Caso normal) Lbmol/hr: 1647

(*) Incluye el contenido de agua de saturación a las condiciones de entrada.

4.0 ESPECIFICACIONES DE LOS PRODUCTOS.

4.1 Especificación del gas amargo.

Composición de Gas Amargo

Componente	%Mol
Agua	1.240
Ácido Sulfhídrico	2.055
Bióxido de carbono	2.958
Nitrógeno	0.197
Metano	23.970
Etano	23.520
Propano	25.852
I-Butano	3.875
N-Butano	9.881
I-Pentano	2.006
N-Pentano	2.060
N-Hexano + Pesados	2.387
TOTAL	100.000

4.2 Especificación del líquido.

Composición de líquido

Componente	%Mol
Agua	0.118
Ácido Sulfhídrico	0.683
Bióxido de carbono	0.431
Nitrógeno	0.007
Metano	1.585
Etano	5.716
Propano	17.226
I-Butano	5.640
N-Butano	18.866
I-Pentano	8.118
N-Pentano	10.396

+ Pesados	31.214
TOTAL	100.000

4.3 Agua amarga aceitosa.

El agua amarga aceitosa obtenida en los módulos de compresión se enviará a la planta de tratamiento ubicada dentro de la terminal marítima, esta agua contiene aproximadamente 2000 p.p.m de aceite.

4.4 Crudo recuperado.

El crudo recuperado en el receptor de líquidos se enviará al oleoducto que va a la estación de estabilización.

El crudo recuperado tiene una composición aproximada de crudo ligero, crudo pesado o una mezcla de ambos:

4.4.1 Crudo pesado.

Composición de Crudo Pesado Recuperado. Proveniente del Tanque Receptor de Líquidos FA-200 AB/E

Componente	%Mol
Agua(*)	0.183
Ácido Sulfhídrico	0.100
Bióxido de Carbono	0.070
Nitrógeno	0.007
Metano	0.714
Etano	0.731
Propano	1.450
I-Butano	0.508
N-Butano	1.817
I-Pentano	1.203

N-Pentano	2.069
N-Hexano + Pesados	91.150

TOTAL	100.000

(*) Incluye el contenido de agua de saturación a las condiciones de entrada.

4.4.2 Crudo ligero.

Composición de Crudo Ligero Recuperado Proveniente del Tanque Receptor de Líquidos FA-200 AB/E

Componente	%Mol
Agua(*)	0.180
Ácido Sulfhídrico	0.204
Bióxido de Carbono	0.117
Nitrógeno	0.001
Metano	0.404
Etano	1.208
Propano	2.766
I-Butano	0.796
N-Butano	3.227
I-Pentano	1.636
N-Pentano	1.850
N-Hexano + Pesados	87.612

TOTAL	100.000

5.0 CONDICIONES DE LAS ALIMENTACIONES EN LÍMITES DE BATERÍA.

Origen:	Estación de estabilización.
Alimentación:	Gas de baja presión.
Estado Físico:	Gas.
Presión kg/cm² man. Máx/Nor/Mín:	0.21/0.12/0.05
Temperatura °C man Máx/Nor//Mín:	60/47/44

6.0 CONDICIONES DE LOS PRODUCTOS A LÍMITE DE BATERÍA.

Destino:	Gasoducto a Cunduacán	A Planta de Tratamiento	Separadores de Estabilización
Producto:	Gas Amargo	Agua Amarga	Crudo Recuperado
Estado Físico:	Vapor	Líquido	Líquido
Presión kg/cm2 man. Máx/Nor//Mín	11.2/9.8/7.0	2.0/2.0/2.0	2.5/2.5/2.5
Temperatura °C Máx/Nor//Mín	51/51/51	52/52/52	60/47/44

7.0 SERVICIOS AUXILIARES Y AGENTES QUIMICOS.

7.1 Gas combustible.

7.1.1 Composición aproximada.

COMPONENTE	%MOL
Agua	0.163
Metano	79.979
Etano	11.062
Propano	5.371
I-Butano	0.709
N-Butano	1.577
I-Pentano	0.419
N-Pentano	0.449
N-Hexano + Pesados	0.271

TOTAL	100.000

Peso Molecular:	20.7
Poder Calorífico Btu/pie ³ :	1143
Presión, kg/cm ² man.:	17.0
Temperatura °C:	25
Disponibilidad:	La requerida.

7.2 Aire de instrumentos.

Será generado dentro del área de compresión y tendrá la capacidad de cubrir los requerimientos totales de la instalación.

Se contará con un sistema general que será suministrado por dos compresores accionados por motor eléctrico, uno de ellos estará en operación y otro en relevo. Este aire será filtrado y secado posteriormente, para enviarse a la red de aire de instrumentos.

El paquete de secado contará con dos recipientes de desecante para trabajar en forma continua.

7.2.1 Características.

Impurezas (fierro, aceite, etc.):	-----
Presión de suministro, kg/cm ² Man. Máx/Nor/Min	8.8/8.0/7.0
Temperatura de suministro, °C	-----
Punto de rocío, °C	-40

7.3 Aire de planta.

Será generado dentro del área de compresión y tendrá la capacidad de cubrir los requerimientos totales de la instalación.

Se contará con un sistema general que será suministrado por dos compresores accionados por motor eléctrico, uno de ellos estará en operación y otro en relevo. Este aire será filtrado y secado posteriormente, para enviarse a la red de aire de instrumentos.

El paquete de secado contará con dos recipientes de desecante para trabajar en forma continua.

7.3.1 Características.

Presión de suministro, kg/cm ² Man. Máx/Nor/Mín	8.8/8.0/7.0
Temperatura de suministro, °C	20

7.4 Energía eléctrica.

Se tendrá una subestación nueva para el sistema de control y fuerza, con capacidad suficiente para todo el equipo del área de compresión que requiera de energía eléctrica.

La fuente de energía será proporcionada por el centro de generación PEMEX (consta de 3 generadores), mediante dos alimentadores independientes a un voltaje de 13.8 KV.

El sistema de compresión de gas demandará una potencia máxima de 13.5 M.V.

7.4.1 Características de la alimentación.

Tensión :	13.8 KV,
No de fases:	3
Frecuencia:	60 Hz

7.5 Agua de servicios.

Se tomará de la red de servicio existente en la Terminal Marítima de Dos Bocas Tabasco.

7.5.1 Características.

Presión de suministro, kg/cm ² man.	8.0
Temperatura de suministro, °C	Ambiente
Cantidad :	La capacidad requerida

7.6 Agentes químicos.

Se dispondrá de los siguientes agentes químicos: inhibidor de asfáltenos, inhibidor de corrosión al compresor e inhibidor de corrosión al gasoducto.

7.7 Condiciones climatológicas.

Temperatura:

Mínima extrema, °C	11
Máxima promedio, °C	35
Promedio del mes caliente, °C	28
Máxima extrema, °C	45

Humedad relativa:

Máxima %	99 @ 25 °C
Mínima %	38 @ 34 °C

11.2 DESCRIPCIÓN DEL PROCESO.

Generalidades:

En términos generales, este documento tiene como finalidad permitir un conocimiento de las características fundamentales del proceso para facilitar la interpretación del diagrama de flujo.

En el contenido básico del documento deberá incluirse la información del proceso que sea relevante, haciendo hincapié en aquella que se refiera a características y condiciones de operación de los equipos, así como los aspectos que se consideren de utilidad para anticiparse a posibles problemas operacionales.

Basándose en todo lo anteriormente, a continuación se presentan la descripción del proceso de la compresión de gas en Dos Bocas Tabasco.

Sistema de Compresión de Gas Amargo.

El sistema de compresión de gas amargo para la Terminal Marítima de Dos Bocas, tiene como objetivo elevar la presión del gas hasta obtener la necesaria para su envío al sistema de compresión en Cunduacán, que se encuentra a 60 km.

La operación normal del sistema se efectuará con cuatro módulos de compresión, designados como A, B, C y D con capacidad de 15 millones de pies cúbicos estándar por día (MMPCSD) de gas de alimentación para cada uno, y se contará con un módulo de relevo designado como E, de las mismas características.

La corriente de alimentación se recibe de la Estación de estabilización que se encuentra en la misma terminal, a esta corriente se le designa la corriente numero 1, la cual se encuentra a una presión de $0.12 \text{ kg/cm}^2 \text{ man.}$ y una temperatura de $47 \text{ }^\circ\text{C}$.

Para impedir la precipitación de compuestos de alto peso molecular, que pudiera dañar a los equipos, se inyecta un inhibidor de asfaltenos a dicha corriente.

Esta corriente 1 se alimenta al tanque receptor de líquidos FA-200 AD/E, con el fin de eliminar los posibles arrastres de crudo, este crudo obtenido en el tanque se envía como corriente 10 a la succión de la bomba GA-200 AD/E/R, donde se eleva la presión a $2.5 \text{ kg/cm}^2 \text{ man.}$, a una temperatura de $47 \text{ }^\circ\text{C}$ para su envío a la estación de estabilización de crudo marino.

La bomba GA-200 AD/E/R, cuenta con un dispositivo para arrancar cuando se tenga alto nivel de operación ó parar cuando se tenga bajo nivel de operación en el Separador FA-200 AD/E.

El gas que sale del tanque FA-200 AD/E es la corriente 5, la cual se encuentra a una presión de $0.12 \text{ kg/cm}^2 \text{ man.}$, y una temperatura de 47°C , a esta corriente se le inyecta un inhibidor de corrosión que evita daños al compresor por la presencia de gases ácidos.

Esta corriente se envía a la línea de succión de la primera etapa del compresor GB-200 AD/E, donde se eleva la presión hasta $3.0 \text{ kg/cm}^2 \text{ man.}$, a estas condiciones se

alimenta el gas comprimido como corriente numero 6 al enfriador EC-200 AD/E donde se enfría hasta una temperatura de 52 °C, dando como resultado la corriente 7 en dos fases, que se envía al tanque separador de gas FA-201 AD/E, el cual opera a 2.3 kg/cm² man., y 52 °C, en este equipo se eliminan los líquidos formados por el enfriamiento. El líquido separado que es la corriente 9, se envía a una válvula de control, donde se baja la presión hasta 2.0 kg/cm² man, y una temperatura de 52 °C, a ésta se le asigna la corriente 11, y se envía a control de nivel a la Planta de tratamiento de agua amarga aceitosa a esas condiciones.

Al gas comprimido libre de líquidos que sale del tanque separador de Gas FA-201 AD/E como corriente 8, se le inyecta un inhibidor de corrosión que evita daños al compresor por la presencia de gases ácidos.

Este gas se alimenta al compresor de segunda Etapa GB-201 AD/E, donde se eleva la presión hasta 10.7 kg/cm² man., y una temperatura de 120 °C.

La corriente de descarga de segunda etapa del compresor sale como corriente 12, se enfría hasta 52 °C en el enfriador EC-201 AD/E, dando como resultado la corriente 13 en tres fases, esta mezcla resultante se alimenta al separador trifásico FA-202 AD/E, el cual opera a una presión de 10 kg/cm² man., y una temperatura de 52 °C; donde son separados los líquidos del gas.

El agua separada que es la corriente 16 se envía a una válvula de control, donde se baja la presión hasta 2 kg/cm² man. y 52 °C, saliendo como corriente 19, esta corriente se mezcla con la corriente 11, dando como resultado la corriente 3, esta agua recuperada es enviada a la Planta de tratamiento de agua amarga aceitosa.

Los condensados libres de agua (corriente 14) pasan a una válvula de control, donde se baja la presión hasta 9.8 kg/cm² man. y 52 °C a la corriente resultante (corriente 17) se inyecta a control de nivel al gasoducto para su envío junto con el gas amargo que sale del separador trifásico FA-202 AD/E a Cunduacán.

Al gasoducto se le inyecta un inhibidor de corrosión, para protección de la tubería por la presencia de vapor de agua y gases ácidos.

III.3 DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO (DFP).

Generalidades:

El Diagrama de Flujo de Proceso (DFP) es un documento fundamental en la Ingeniería Básica de un proceso, que consiste en una representación gráfica y objetiva de la información más relevante del mismo. Dicha información consiste en indicar entradas y salidas de materia y energía, características básicas del equipo y los controles principales, de la manera más clara y sencilla.

Su contenido típico es el siguiente:

- 1) Identificación de la planta o sección representada, localización de la planta.
- 2) Representación esquemática de los equipos de proceso, de las corrientes principales que los unen, indicando la dirección del flujo mediante flechas.
- 3) Procedencia de la alimentación y destino del producto del proceso, de dónde parten o llegan las líneas correspondientes.
- 4) Balance de materia y energía, indicando para las alimentaciones, productos y corrientes principales del proceso; el flujo, composición, propiedades básicas y condiciones de temperatura y presión.
- 5) Características básicas del proceso, indicando para cada equipo clave, el nombre del servicio, el número de unidades y las dimensiones básicas.
- 6) Representación esquemática de los controles básicos del proceso.
- 7) Condiciones de operación en los puntos principales del proceso.
- 8) Identificación de los servicios auxiliares utilizados en los diferentes equipos del proceso.

El DFP para el proceso de compresión de gas se muestra a continuación.

Generalidades:

Se deben hacer balances de materiales y energía alrededor de cada unidad de proceso, y los resultados registrarse de una manera ordenada de tal modo que puedan ser empleados para los cálculos de diseño de proceso de renglones individuales de equipo y para el establecimiento de especificaciones por escrito.

Cuando en el diseño de proceso de una planta se cuenta pronto con un diagrama de flujo que se pueda entender con facilidad o con balance exacto de materia y energía, se eliminan muchos errores y se pueden tener a varias personas trabajando eficientemente en diversas fases del diseño.

En el siguiente documento se presenta el balance del proceso que incluye todas las corrientes numeradas en el Diagrama de balance de materia y energía.

Este balance incluye, además de los flujos, composiciones, características básicas y condiciones de temperatura y presión de las corrientes, los valores de las propiedades termofísicas requeridas para el diseño de líneas y especificaciones de instrumentos.

El balance de materia y energía del sistema en desarrollo ha sido generado utilizando el Simulador general de procesos SIMPROC.

BALANCE DE MATERIA Y ENERGIA
FECHA 04 DIC. 1997

CORRIENTE NO. (FASE)	1 VAP		2 VAP		3		4 VAP		5 VAP	
COMPONENTE	LB-MOL/H	% MOL	LB-MOL/H	% MOL	LB-MOL/H	% MOL	LB-MOL/H	% MOL	LB-MOL/H	% MOL
AGUA	154.650	9.390	16.349	1.240	138.075	100.000	0.000	0.000	154.650	9.390
AC.SULFHIDR.	28.388	1.724	27.084	2.055	0.000	0.000	0.000	0.000	28.388	1.724
BIOX.CARBONO	39.808	2.417	38.985	2.958	0.000	0.000	0.000	0.000	39.808	2.417
NITROGENO	2.610	0.158	2.598	0.197	0.000	0.000	0.000	0.000	2.610	0.158
METANO	318.953	19.366	315.928	23.970	0.000	0.000	0.000	0.000	318.953	19.366
ETANO	320.910	19.485	310.000	23.520	0.000	0.000	0.000	0.000	320.910	19.485
PROPANO	373.607	22.685	340.731	25.852	0.000	0.000	0.000	0.000	373.607	22.685
I-BUTANO	61.853	3.754	51.069	3.875	0.000	0.000	0.000	0.000	61.853	3.754
N-BUTANO	166.247	10.094	130.240	9.881	0.000	0.000	0.000	0.000	166.247	10.094
I-PENTANO	41.929	2.546	26.436	2.006	0.000	0.000	0.000	0.000	41.929	2.546
N-PENTANO	46.986	2.853	27.146	2.060	0.000	0.000	0.000	0.000	46.986	2.853
N-HEXANO	91.036	5.528	31.464	2.387	0.000	0.000	0.000	0.000	91.036	5.528
TOTAL LB-MOL/H	1646.956	100.000	1318.029	100.000	138.075	100.000	0.000	0.000	1646.956	100.000
FLUJO TOTAL LB/H * KG/H	64334.	29181.	49534.	22468.	2488.	1128.	0.	0.	64334.	29181.
TEMPERATURA F * C	116.60	47.00	124.59	51.44	125.00	51.67	116.60	47.00	116.60	47.00
PRESTION PSIG*KG/CM2-MAN. (P. ATM = 14.7000 PSIA)	1.70	0.120	140.00	9.843	28.44	2.000	35.56	2.500	1.70	0.120
PESO MOLECULAR*K WATSON	39.062	14.494	37.582	15.054	18.016	8.758	0.000	0.000	39.062	14.494
DENS RELATIVA A 60 F*API SPD A 60 F	0.50959	146.174	0.47957	163.554	1.00000	10.000	0.00000	0.000	0.50959	146.174
MMPCSD 68F, 1 KG*60F, 1ATM	8652.3		7078.8		170.5		0.0		8652.3	
DENS A PYT LB/113*G/CM3	15.739	15.000	12.596	12.004	1.320	1.258	0.000	0.000	15.739	15.000
F13/SEG A P Y T	0.1048	0.00168	1.0205	0.01635	61.6351	0.98730	0.0300	0.00000	0.1048	0.00168
CALOR ESP A PYT BTU/LB-F	170.563		13.483						170.563	
CP/CV	0.4304		0.4616						0.4304	
VISCOSIDAD CENTIPOISE	1.1413		1.2057						1.1413	
COND. TERMIC BTU/H-FT-F	0.0092		0.0097						0.0092	
COND. TERMIC BTU/H-FT-F	0.0121		0.0137						0.0121	
FACTR COMPRESIBILIDAD	0.9887		0.9086						0.9887	
ENTALPIA ESP. BTU/LB-MOL	6348.99		6056.20		-13760.18		0.00		6348.99	
ENTALPIA MBTU/H	10456.5		7982.2		-1899.9		0.0		10456.5	
MODULO	2200		2200		2200		2200		2200	

BALANCE DE MATERIA Y ENERGIA
FECHA 04 DIC. 1997

CORRIENTE NO. (FASE)	6 VAP		7 MEZ		8 VAP		9		10 VAP	
COMPONENTE	LB-MOL/H	% MOL	LB-MOL/H	% MOL	LB-MOL/H	% MOL	LB-MOL/H	% MOL	LB-MOL/H	% MOL
AGUA	154.650	9.390	154.650	9.390	63.063	4.055	91.587	100.000	0.000	0.000
AC.SULFIDR.	28.388	1.724	28.388	1.724	28.388	1.825	0.000	0.000	0.000	0.000
BIOX.CARBONO	39.808	2.417	39.808	2.417	39.808	2.559	0.000	0.000	0.000	0.000
NITROGENO	2.610	0.158	2.610	0.158	2.610	0.168	0.000	0.000	0.000	0.000
METANO	318.953	19.366	318.953	19.366	318.953	20.507	0.000	0.000	0.000	0.000
ETANO	320.910	19.485	320.910	19.485	320.910	20.632	0.000	0.000	0.000	0.000
PROPANO	373.607	22.685	373.607	22.685	373.607	24.020	0.000	0.000	0.000	0.000
I-BUTANO	61.833	3.754	61.833	3.754	61.833	3.975	0.000	0.000	0.000	0.000
N-BUTANO	166.247	10.094	166.247	10.094	166.247	10.689	0.000	0.000	0.000	0.000
I-PENTANO	41.929	2.546	41.929	2.546	41.929	2.696	0.000	0.000	0.000	0.000
N-PENTANO	46.986	2.853	46.986	2.853	46.986	3.021	0.000	0.000	0.000	0.000
N-HEXANO	91.036	5.528	91.036	5.528	91.036	5.853	0.000	0.000	0.000	0.000
TOTAL LB-MOL/H	1646.956	100.000	1646.956	100.000	1555.369	100.000	91.587	100.000	0.000	0.000
FLUJO TOTAL LB/H * KG/H	64334.	29181.	64334.	29181.	62684.	28433.	1650.	748.	0.	0.
TEMPERATURA F * C	241.72	116.51	125.60	51.67	125.00	51.67	125.00	51.67	0.00	-17.78
PRESTION PSIG*KG/CM2 MAN. (P. ATM = 14.7000 PSIA)	43.30	3.044	33.30	2.341	33.30	2.341	33.30	2.341	1.70	0.120
PESO MOLECULAR*K WATSON	39.062	14.494	39.062	14.494	40.302	14.645	18.016	8.758	0.000	0.000
DENS RELATIVA A 60 F*API	0.50959	146.174	0.50959	146.174	0.50310	149.758	1.00000	10.000	0.00000	0.000
BPD A 60 F	8652.3		8652.2		8539.2		113.1		0.0	
MMPCSD 60F, 1 KG*60F, 1A1M	15.739	15.000	15.739	15.000	14.864	14.166	0.875	0.834	0.000	0.000
DENS A PYT LB/FT3*G/CM3	0.3080	0.00493	0.3269	0.00524	0.3185	0.00510	61.6351	0.98730	0.0000	0.00000
FT3/SEG A P Y T	59.018				54.663					
VAPORIZACION MOLAR*PESO			0.94439	0.97435						
CALOR ESP A PYT BTU/LB-F	0.4955				0.4398					
CP/CM	1.1275				1.1473					
VISCOSIDAD CENTIPOISE	0.0113				0.0093					
COND. TERMIC BTU/H-FT-F	0.0172				0.0127					
FACTOR COMPRESIBILIDAD	0.9772				0.9679					
TENS. SUPERFICIAL DIN/CM			11.2517							
ENTALPIA ESP. BTU/LB-MOL	8533.58		5393.47		6521.33		-13760.18		0.00	
ENTALPIA MSTU/H	14054.4		8882.8		16143.1		-1260.3		0.0	
MODULO	2200		2200		2200		2200		2200	

BALANCE DE MATERIA Y ENERGIA
FECHA 04 DIC. 1997

CORRIENTE NO. (FASE)	11		12 VAP		13 3FAS		14 LIQ		15 VAP	
COMPONENTE	LB-MOL/H	% MOL	LB-MOL/H	% MOL	LB-MOL/H	% MOL	LB-MOL/H	% MOL	LB-MOL/H	% MOL
AGUA	138.075	100.000	63.063	4.055	63.063	4.055	0.226	0.118	16.349	1.240
AC.SULFIDR.	0.000	0.000	28.388	1.825	28.388	1.825	1.304	0.683	27.084	2.055
BIOX. CARBONO	0.000	0.000	39.808	2.559	39.808	2.559	0.823	0.431	38.985	2.958
NITROGENO	0.000	0.000	2.610	0.168	2.610	0.168	0.013	0.007	2.558	0.197
METANO	0.000	0.000	318.953	20.507	318.953	20.507	3.024	1.585	315.928	23.970
ETANO	0.000	0.000	320.910	20.632	320.910	20.632	10.910	5.716	310.000	23.520
PROPANO	0.000	0.000	373.607	24.020	373.607	24.020	32.876	17.226	340.731	25.852
I-BUTANO	0.000	0.000	61.833	3.975	61.833	3.975	10.764	5.640	51.069	3.875
N-BUTANO	0.000	0.000	166.247	10.689	166.247	10.689	36.007	18.866	130.240	9.881
I-PENTANO	0.000	0.000	41.929	2.696	41.929	2.696	15.493	8.118	26.436	2.006
N-PENTANO	0.000	0.000	46.986	3.021	46.986	3.021	19.841	10.396	27.146	2.060
N-HEXANO	0.000	0.000	91.036	5.853	91.036	5.853	59.572	31.214	31.464	2.387
TOTAL LB-MOL/H										
	138.075	100.000	1555.369	100.000	1555.369	100.000	190.852	100.000	1318.029	100.000
FLUJO TOTAL (LB/H * KG/H)	2468.	1128.	62684.	28433.	62684.	28433.	12312.	5585.	49534.	22468.
TEMPERATURA F ° C	125.00	51.67	248.36	120.20	125.00	51.67	125.00	51.67	125.00	51.67
PRESION PSIG*KG/CM2 MAN. (P. ATM = 14.7000 PSIA)	28.44	2.000	153.00	10.757	143.00	10.054	143.00	10.054	143.00	10.054
PESO MOLECULAR* \bar{M} WATSON	18.016	8.758	40.302	14.645	40.302	14.645	64.512	13.398	37.582	15.054
DENS RELATIVA A 60 F*API	1.00000	10.000	0.50310	149.758	0.50310	149.758	0.60145	103.764	0.47957	163.554
SPD A 60 F		170.5		8539.2		8539.2		1403.0		7078.8
MMPCSD 58F, 1 KG*60F, 1ATM										
	1.320	1.258	14.864	14.166	14.864	14.166	1.824	1.738	12.596	12.004
DENS A PYT LB/FT3*G/CM3	61.6351	0.98730	0.9512	0.01524	1.3082	0.02096	35.8088	0.57360	1.0415	0.01668
GPM A P Y T								42.9		
FT3/SEG A P Y T			18.305						13.211	
VAPORIZACION MOLAR*PESO					0.84741	0.79022				
CALOR ESP A PYT BTU/LB-F			0.5179				0.6124		0.4625	
CP/CV			1.1483				1.3085		1.2071	
VISCOSIDAD CENTIPOISE			0.0114				0.1536		0.0097	
COND. TERMIC BTU/H-FT-F			0.0180				0.1084		0.0138	
FACTGR COMPRESIBILIDAD			0.9351				0.0453		0.9069	
TENS. SUPERFICIAL DIN/CM					10.2793					
P DE VAPOR A T PSIA*MMHG							157.70	8155.		
ENTALPIA ESP. BTU/LB-MOL	-13760.18		8640.03		4603.45		-956.26		6056.20	
ENTALPIA ESP. MBTU/H	-1899.9		13438.4		7160.1		-182.5		7982.2	
MODULO	2200		2200		2200		2200		2200	

BALANCE DE MATERIA Y ENERGIA
FECHA 04 DIC. 1997

CORRIENTE NO. (FASE)	16		17 MEZ		18 VAP		19	
COMPONENTE	LB-MOL/H	% MOL	LB-MOL/H	% MOL	LB-MOL/H	% MOL	LB-MOL/H	% MOL
AGUA	46.488	100.000	0.226	0.118	16.349	1.240	46.488	100.000
AC.SULFHIDR.	0.000	0.000	1.304	0.683	27.084	2.055	0.000	0.000
BIOX.CARBONO	0.000	0.000	0.823	0.431	38.985	2.958	0.000	0.000
NITROGENO	0.000	0.000	0.013	0.007	2.598	0.197	0.000	0.000
METANO	0.000	0.000	3.024	1.585	315.928	23.970	0.000	0.000
ETANO	0.000	0.000	10.910	5.716	310.000	23.520	0.000	0.000
PROPANO	0.000	0.000	32.876	17.226	340.731	25.852	0.000	0.000
I-BUTANO	0.000	0.000	10.764	5.640	51.069	3.875	0.000	0.000
N-BUTANO	0.000	0.000	36.007	18.866	130.240	9.881	0.000	0.000
I-PENTANO	0.000	0.000	15.493	8.118	26.436	2.006	0.000	0.000
N-PENTANO	0.000	0.000	19.841	10.396	27.146	2.060	0.000	0.000
N-HEXANO	0.000	0.000	59.572	31.214	31.464	2.387	0.000	0.000
TOTAL LB-MOL/H	46.488	100.000	190.952	100.000	1318.029	100.000	46.488	100.000
FLUJO TOTAL LB/H * KG/H	838.	380.	12312.	5585.	49534.	22468.	838.	380.
TEMPERATURA F * C	125.00	51.67	124.62	51.44	124.59	51.44	125.00	51.67
PRESION PSIG*KG/CM2 MAN. (P. ATM = 14.7000 PSIA)	143.00	10.054	140.00	9.843	140.00	9.843	28.45	2.000
PESO MOLECULAR* K WATSON	18.016	8.758	64.512	13.398	37.582	15.054	18.016	8.758
DENS RELATIVA A 60 F*API 60 F A 60 F	1.00000	10.000	0.60145	103.764	0.47757	163.554	1.00000	10.000
MMPCSD 68F, 1 KG*66F, 141H		57.4		1403.0		7078.8		57.4
DENS A PYI LB/FT ³ *G/CM ³	0.444	0.423	1.824	1.738	12.596	12.004	0.444	0.423
61.6351 0.98730	61.6351	0.98730	33.7722	0.54098	1.0205	0.01635	61.6351	0.98730
FT ³ /SEG A P Y T						13.483		
VAPORIZACION MOLAR*PESO			0.00308	0.00181				
CALOR ESP A PYI BTU/LB-F						0.4616		
CP/CV						1.2657		
VISCOSIDAD CENTIPOISE						0.0097		
COND. TERMIC BTU/H-FT-F						0.0137		
FACTOR COMPRESIBILIDAD						0.9086		
TENS. SUPERFICIAL DIN/CM			10.3310					
ENTALPIA ESP. BTU/LB-MOL	-13760.18		-956.25		6056.20		-13760.18	
ENTALPIA MBTU/H	-639.7		-182.5		7982.2		-639.7	
MODULO	2200		2200		2200		2200	

III.5 FILOSOFÍAS BÁSICAS DE OPERACIÓN.

Generalidades:

El documento filosofías básicas de Operación es otro de los documentos importantes dentro de la ingeniería básica de un proyecto, ya que contempla los factores controlantes del proceso. Un contenido típico de este documento es el siguiente:

-Variables de operación y control del proceso.

Se describe el efecto de las variables presiones, flujos, temperaturas, niveles, relaciones de reflujo, etc.

-Operaciones anormales.

Contempla los efectos que se puedan tener en la operación de la planta, al salir un equipo dado fuera de servicio por algún motivo; la acción correctiva que sería necesario adoptar por este efecto, y las condiciones de la planta al prescindir de algún servicio o equipo.

-Procedimientos de operación especial.

En esta parte se visualiza la descripción de aquellos sistemas, secciones o equipos que sea necesario llevar a cabo en forma cíclica o intermitente.

Enseguida se presentan las filosofías básicas de operación consideradas para el proceso en desarrollo.

En este documento están considerados los siguientes puntos:

-Variables de operación y control de proceso

-Operaciones anormales.

-Variables de operación y control de proceso

Presión

El diseño y operación del sistema de compresión está enfocado a elevar la presión del gas amargo proveniente de la plataforma de estabilización para su acondicionamiento y envío a la estación de compresión de Cunduacán.

El proceso de compresión se lleva a cabo en dos etapas. El nivel de presión está regulado a través del variador de frecuencia. En caso de que la presión aumente a la descarga de los módulos de compresión, el sistema de control toma la señal de la succión de la primera etapa de compresión GB-200 AD/E y activa el variador de frecuencia del motor de este compresor para disminuir la velocidad y restablecer la presión de operación normal.

En caso de una baja presión, sucede algo similar solo que, en este caso va a aumentar la velocidad para que aumente la presión del sistema, para restablecer las condiciones normales. Así el gas amargo es enviado a control de presión a la estación de compresión de Cunduacán.

Temperatura

La temperatura en el sistema no es controlada, sin embargo se tiene indicadores de temperatura en la succión de descarga del compresor de primera etapa, en la línea del tanque de succión del compresor de segunda etapa y en la línea de gas del separador trifásico FA-202 AD/E.

Nivel

El nivel del receptor de líquidos FA-200 AD/E, se controla con un swich de alto y bajo nivel, el cual envía una señal eléctrica al motor de la bomba GA-200 A/E/R para que ésta pare o arranque según sea el caso.

El nivel del tanque de succión de la segunda etapa FA-201 AD/E, se controla con una válvula de nivel, que envía los líquidos obtenidos hacia la Planta de tratamiento de agua amarga.

En el separador trifásico (FA-202 AD/E), el nivel se controla en dos válvulas, una que controla y envía los condensados producto del enfriamiento hacia el gasoducto que va a Cunduacán, y la otra que controla y envía el agua al cabezal de recolección de agua y posteriormente a la planta de tratamiento de agua amarga

-Operaciones Anormales

La filosofía de operación del sistema de compresión considera que en caso de presentarse un incremento de presión en la línea a Cunduacán, el total de gas será enviado a desfogue, a través de una válvula controladora para aliviar la presión en el sistema.

La producción de gas está sujeta a variación en el flujo de crudo ligero y crudo pesado en la estación de estabilización. La capacidad mínima necesaria para que no se presenten problemas de operación (surge) está determinada como el 80% de la capacidad normal de un módulo de compresión.

III.6 CRITERIOS GENERALES APLICADOS AL PROCESO.

Generalidades:

La finalidad de este documento es la de establecer e informar sobre la aplicación de todos aquellos criterios que deben ser considerados en el diseño de la planta, en lo que concierne al proceso.

Existen ciertos criterios de diseño que son considerados como prácticas para el diseño de equipos, y por consiguiente vienen implícitos en cálculos, hojas de especificaciones, es decir, se observa el comportamiento de los equipos en operación y a partir de esto, se consideran ciertos criterios, como caída de presión, tiempos de residencia, etc.

A continuación se presentan los criterios generales aplicados al de diseño de proceso para el sistema de compresión de gas amargo.

Las característica generales del proceso se establecieron de acuerdo a los siguientes criterios:

1.0 COMPRESIÓN DE GAS AMARGO

1.1 Alimentación.

La sección está diseñada para proporcionar la energía necesaria a los vapores generados por la estabilización de Crudo Marino, para su envío a Cunduacán.

1.2 Capacidad.

Máxima: 64 MMPCSD @ 15.6 °C y 1 ATM.

Normal: 60 MMPCSD @ 15.6 °C y 1 ATM

Mínima: 48 MMPCSD @ 15.6 °C y 1 ATM

La capacidad máxima corresponde a la capacidad de diseño.

La capacidad mínima de operación fue fijada considerando el 80 % de la capacidad Normal de compresión.

La capacidad Normal fue fijada de acuerdo a la producción de vapores, operando cuatro módulos de compresión.

1.3 Condiciones de Operación.

La presión a la cual se llevará a cabo la compresión de 0.12 a 9.8 kg/cm² man., fue elegida para asegurar que los vapores amargos puedan integrarse sin problemas a las instalaciones de Cunduacán.

1.4 Criterios Generales para Equipo.

Recipientes.

Los recipientes serán diseñados para la separación vapor-líquido.

La presión de diseño de estos equipos será del 10% ó más 2 kg/cm² man., arriba de las condiciones máximas de operación, la que resulte mayor.

La temperatura de diseño será la temperatura máxima más 15°C.

ESTA TESIS NO DEBE SALIR DE LA BIBLIOTECA

Para el receptor de líquidos: éste es un separador líquido-vapor, su función es eliminar el arrastre de crudo que llegue al sistema de compresión, contará con internos de alta eficiencia, para asegurar que se entrega gas libre de líquidos a la primera etapa de compresión GB-200 AD/E. Debido a las fluctuaciones de arrastre de crudo provenientes de la estación de estabilización, cuenta con un control de ON/OFF para controlar la descarga de crudo recuperado, que se activa cuando el nivel del líquido en el tanque alcanza un nivel cercano al máximo, por lo que se propone un recipiente tipo horizontal.

El separador de gas.

Se considera el equipo vertical por que la relación de flujo másico de vapor entre el flujo másico líquido (W_v/W_L) es mayor que uno, es decir la cantidad de líquido es mínima.

Separador trifásico.

Se considera un separador trifásico a la descarga del compresor de la segunda etapa, para separar el agua y el condensado, eliminando el agua que se obtiene por enfriamiento y la cual puede causar daños de corrosión al gasoducto. Como es un separador en el cual se tienen presentes dos fases líquidas y la fase vapor, la posición es de tipo horizontal de acuerdo a los criterios establecidos en el capítulo II.

Compresores.

Se seleccionaron compresores de tipo centrífugo de acuerdo a las capacidades de manejo de gas ya que se pretende tener cuatro módulos de 15 millones de pies cúbicos por día, cada uno.

El sistema es de dos etapas de compresión debido a que la relación de compresión para una sola etapa es muy alta y aumenta drásticamente la temperatura del gas de salida, lo cual dañaría considerablemente los sellos del compresor.

Enfriadores.

Se consideraron enfriadores con aire debido a que no se cuenta con el agua suficiente para este servicio en la Terminal Marítima, y en cambio se dispone de energía eléctrica suficiente.

El enfriamiento es de 125 °F por que es la mínima temperatura a la cual se puede enfriar en la Terminal.

Bombas.

Bomba de crudo; para cumplir con la cantidad máxima de crudo esperado se usará una bomba de tipo centrífugo, de 3364 litros por minuto (LPM) de capacidad, una en operación y una de relevo.

La caída de presión de la bomba es de 2.38 kg/cm².

Los accionadores de las bombas serán motores eléctricos, ya que son las más empleadas por las características del fluido, tiene una fácil regulación del flujo y se tiene disponibilidad de energía eléctrica en la terminal marítima.

1.5 Reactivos Químicos.

Debido a que se maneja gas amargo proveniente de la estabilización de crudo, se inyecta un inhibidor de asfaltenos en los tanques FA-200 AD/E y FA 201-AD/E. Éste es un reactivo para impedir la formación de compuestos asfálticos de alta viscosidad, que puedan precipitarse y bajar la eficiencia del separador.

También se hará la inyección de un inhibidor de corrosión que protegerá al gasoducto hacia Cunduacán. Este tipo de reactivo actúa formando una película protectora en la superficie del metal, impidiendo el contacto directo con el gas.

Los dos compresores se protegerán del ataque corrosivo del gas amargo con un inhibidor de corrosión que será inyectado en la línea de succión de cada uno de los compresores. Este tipo de reactivo actúa similar al anterior, esto es con el fin de proteger los internos del compresor.

1.6 Consideraciones Generales.

En el capítulo II en el cálculo del número de etapas de compresión, se estableció una ΔP máxima de 10 psi para el sistema enfriador-separador este criterio se obtuvo de acuerdo al funcionamiento de los equipos en campo.

El agua aceitosa generada en los módulos de compresión se enviará a una Planta de tratamiento para una capacidad de 1000 barriles por día (BPD). Este valor corresponde a la cantidad máxima de agua separada en los módulos.

III.7 REQUERIMIENTOS DE SERVICIOS AUXILIARES Y AGENTES QUÍMICOS.

Generalidades:

El concepto de servicios auxiliares se refiere a todos aquellos elementos que sin intervenir directamente en el proceso, son esenciales para mantener en operación una planta.

Los servicios auxiliares más comunes dentro de la industria petrolera son los siguientes:

- Agua de enfriamiento
- Aire como medio de enfriamiento
- Vapor de calentamiento
- Aceite de calentamiento
- Combustible líquido y/o gaseoso
- Agua de proceso
- Agua contra incendio
- Agua para usos sanitarios
- Agua para servicios generales

Además dentro de los requerimientos de una planta se debe considerár el uso de agentes químicos, que varían según el tipo de proceso, pudiendo ser:

- Catalizadores
- Inhibidores de corrosión
- Antiespumantes
- Compuestos ácidos y/o alcalinos para el control de pH.
- Emulsificantes
- Desemulsificantes.
- Desecantes, etc.

Para proveer el suministro de estos servicios y los equipos e instalaciones relacionadas con ellos, se considera la disponibilidad, condiciones de suministro y retorno, y el requerimiento de cada servicio en cada punto de la planta donde se necesite.

Con relación a la disponibilidad de servicios, se debe considerar la localización de la planta, la facilidad de producción y economía de los mismos ya que se cuenta con varias alternativas para satisfacer un mismo servicio.

A continuación se establece la información requerida para cada uno de los servicios auxiliares que se necesitan en la compresión de gas en Dos Bocas Tabasco.

PLANTA: SISTEMA DE COMPRESIÓN DE GAS AMARGO

LOCALIZACIÓN: DOS BOCAS, TABASCO

PAGINA : 1 DE 2

REQUERIMIENTOS DE SERVICIOS AUXILIARES Y AGENTES QUÍMICOS

SERVICIO: TANQUE DE INHIBIDOR DE CORROSIÓN A COMPRESIÓN

PUNTO DE INYECCIÓN:

LÍNEAS DE SUCCIÓN DE COMPRESORES

GB-200 AD/E

GB-201 AD/E

Primera Etapa de Compresión:

SUCCIÓN AL COMPRESOR GB-200 AD/E

CONSUMO:	LPM	GPM
NORMAL	0.042	0.1589
MAXIMO	0.0444	0.1681

REQUERIMIENTOS:

REPOSICIÓN	165 m3	(43,572 GAL) (2)
	6.4 m3	(1,694 GAL) (3)

Segunda Etapa de Compresión:

SUCCIÓN AL COMPRESOR GB-201 AD/E

CONSUMO:	LPM	GPM
NORMAL	0.0393	1.6506
MAXIMO	0.0419	1.7598

REQUERIMIENTOS:

REPOSICIÓN	1,726m3	(456,140 GAL) (2)
	67 m3	(17,739 GAL) (3)

PLANTA : SISTEMA DE COMPRESIÓN DE GAS AMARGO

LOCALIZACIÓN: DOS BOCAS, TABASCO

PAGINA : 2 DE 2

REQUERIMIENTOS DE SERVICIOS AUXILIARES Y AGENTES QUÍMICOS

SERVICIO: TANQUE DE INHIBIDOR DE CORROSIÓN A COMPRESIÓN

NOTAS:

(1) CARACTERÍSTICAS DEL PRODUCTO QUÍMICO:

TIPO: RETZLCFF K-157 (PETRECO) O SIMILAR

DENSIDAD: 0.845 g/cm³ 15.5 °C

VISCOSIDAD: 41.7 ssu 37.8 °C

36.6 ssu 54.4 °C

(2) VOLUMEN REQUERIDO PARA 6 MESES DE OPERACIÓN.

(3) VOLUMEN A REPONER CADA 7 DIAS.

PLANTA: SISTEMA DE COMPRESIÓN DE GAS AMARGO

LOCALIZACIÓN: DOS BOCAS, TABASCO

PAGINA: 1 DE 1

REQUERIMIENTOS DE SERVICIOS AUXILIARES Y AGENTES QUÍMICOS

SERVICIO: 1er TANQUE DE AROMÁTICOS (1)

PUNTO DE INYECCIÓN:

ALIMENTACIÓN DE GAS AL TANQUE DE SUCCIÓN DE LA PRIMERA ETAPA DEL
COMPRESOR FA-200 AD/EE

CONSUMO:	LPH	GPM
NORMAL	0.0057	0.2394
MAXIMO	0.00608	0.2554

REQUERIMIENTOS:

REPOSICIÓN	251 m3	(66,200 GAL) (2)
	9.7 m3	(2,574 GAL) (3)

NOTAS:

(1) CARACTERÍSTICAS DEL PRODUCTO QUÍMICO:

ADITIVO		% VOLUMEN
INHIBIDOR DE ASFALTENOS	IMP-SIA-301	18
DISPERSOR DE ASFALTENOS	IMP-DAS-301	18
ANTIESPUMANTE	IMP-RA-11	21
SOLVENTE	{ -AROMATICOS -PESADOS, -AROMINA, -TOLUENO	43

(2) VOLUMEN REQUERIDO PARA 6 MESES DE OPERACIÓN.

(3) VOLUMEN A REPONER CADA 7 DIAS.

(4) LA COMPOSICIÓN Y DOSIFICACIÓN DE AROMÁTICOS ESTA SUJETA A
VARIACIONES EN FUNCIÓN DEL COMPORTAMIENTO OPERACIONAL DE LAS
CORRIENTES DE GAS.

PLANTA:	SISTEMA DE COMPRESIÓN DE GAS AMARGO
LOCALIZACIÓN:	DOS BOCAS, TABASCO
PAGINA:	1 DE 1

REQUERIMIENTOS DE SERVICIOS AUXILIARES Y AGENTES QUÍMICOS

SERVICIO: 2o TANQUE DE AROMÁTICOS (1)

PUNTO DE INYECCIÓN:

ALIMENTACIÓN DE GAS AL TANQUE DE SUCCIÓN DE LA SEGUNDA ETAPA DEL
COMPRESOR FA-201AD/E

CONSUMO:	LPM	GPM
NORMAL	0.00556	0.2335
MAXIMO	0.0060	0.2520

REQUERIMIENTOS:

REPOSICIÓN	247 m3	(63,318 GAL) (2)
	9.6 m3	(2,541 GAL) (3)

NOTAS:

(1) CARACTERÍSTICAS DEL PRODUCTO QUÍMICO:

ADITIVO		% VOLUMEN
INHIBIDOR DE ASFALTENOS	IMP-SIA-301	7
DISPERSOR DE ASFALTENOS	IMP-DAS-301	7
ANTIESPUMANTE	IMP-RA-11	4
SOLVENTE	-AROMATICOS PESADOS, -AROMINA, -TOLUENO	82

(2) VOLUMEN REQUERIDO PARA 6 MESES DE OPERACIÓN.

(3) VOLUMEN A REPONER CADA 7 DIAS.

(4) LA COMPOSICIÓN Y DOSIFICACIÓN DE AROMÁTICOS ESTA SUJETA A VARIACIONES EN FUNCIÓN DEL COMPORTAMIENTO OPERACIONAL DE LAS CORRIENTES DE GAS.

PLANTA: SISTEMA DE COMPRESION DE GAS AMARGO

LOCALIZACIÓN: DOS BOCAS, TABASCO

PAGINA: 1 DE 1

REQUERIMIENTOS DE SERVICIOS AUXILIARES Y AGENTES QUÍMICOS

SERVICIO: TANQUE DE INHIBIDOR DE CORROSIÓN A GASODUCTO (1)

PUNTO DE INYECCIÓN:

GASODUCTO A CUNDUACÁN

CONSUMO:

	LPM	GPM
NORMAL	0.0208	0.8736
MAXIMO	0.0223	0.9366

REQUERIMIENTOS:

REPOSICIÓN	919 m3	(242,767 GAL) (2)
	35.7 m3	(9,441 GAL) (3)

NOTAS:

(1) CARACTERÍSTICAS DEL PRODUCTO QUÍMICO:

TIPO: AT-3026 ó SIMILAR

DENSIDAD: 1.1 g/cm³

(2) VOLUMEN REQUERIDO PARA 6 MESES DE OPERACIÓN.

(3) VOLUMEN A REPONER CADA 7 DIAS.

(4) PARA UN FLUJO DE MAXIMO 64 MMPCSDY NORMAL 60 MMPCSD.

PLANTA: SISTEMA DE COMPRESIÓN DE GAS AMARGO

LOCALIZACIÓN: DOS BOCAS, TABASCO

PAGINA: 1 DE 1

REQUERIMIENTOS DE SERVICIOS AUXILIARES Y AGENTES QUÍMICOS

SERVICIO: REQUERIMIENTO DE ENERGÍA ELÉCTRICA

CLAVE	DESCRIPCIÓN	VOLTAJE	FASES	POTENCIA	
				KW OPERACIÓN	KW INSTALADOS
GA-200AD/E/R	BOMBA DE ALIMENTACIÓN	440	3	58	149
GB-200 AD/E/R	PRIMERA ETAPA DEL COMPRESOR	4160	3	4,216	5,595
GB-201 AD/E/R	SEGUNDA ETAPA DEL COMPRESOR	4160	3	3,862	5,595
EC-200 AD/E/R	ENFRIADOR DE GAS DE PRIMERA ETAPA	440	3	104	149
EC-201 AD/E/R	ENFRIADOR DE GAS DE SEGUNDA ETAPA	440	3	125	187
	TOTAL:			8,365	11,675

PLANTA:	SISTEMA DE COMPRESIÓN DE GAS AMARGO
LOCALIZACIÓN:	DOS BOCAS, TABASCO
PAGINA:	1 DE 1

REQUERIMIENTOS DE SERVICIOS AUXILIARES Y AGENTES QUÍMICOS

SERVICIO: GAS COMBUSTIBLE
 CONDICIONES DE SUMINISTRO: 14.1 Kg/cm² y 53 °C

CLAVE	DESCRIPCIÓN	CONSUMO	
		NORMAL	MÁXIMO
	LÍNEA DE ALIMENTACIÓN AL FA-200 AD/E	(1)	(1)

NOTAS:

1) Se utilizará únicamente en el arranque del sistema de compresión.

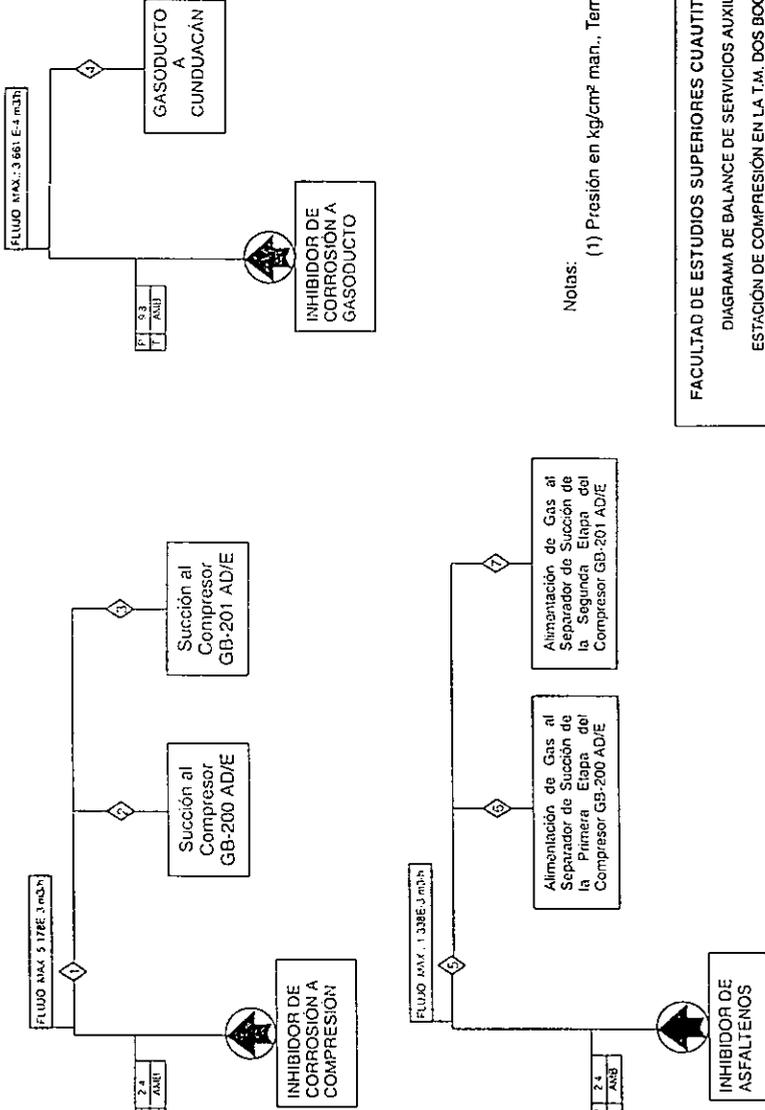
III.8 DIAGRAMA DE BALANCE DE SERVICIOS AUXILIARES.

Generalidades:

El diagrama de balance de servicios auxiliares tiene como objetivo demostrar de manera integral el consumo y/o generación de servicios auxiliares como agua de enfriamiento, vapor de baja presión, vapor de media presión, vapor de alta presión, en algunos casos hidrógeno, agua de proceso y eventualmente se pueden incorporar los consumos de los agentes químicos que en su conjunto se utilizan en una planta.

La representación que se da para mostrar los consumos individuales de algún equipo se hace a través de bloques o rectángulos respetando los documentos que preceden a este diagrama como son las bases de diseño, descripción de proceso, etc. Usualmente toda la representación de los servicios auxiliares aparece en un solo diagrama haciendo una distribución en el mismo de todos estos servicios.

Corrientes	①	②	③	④	⑤	⑥	⑦
Flujo, m ³ /h @ P y T	4.88 E-3	2.52 E-3	2.36 E-3	1.25 E-4	3.38 E-4	5.5 E-6	3.33 E-4
Temperatura, °C	Ambiente						
Presión, Kg/cm ² man.	2.4	0.12	2.4	9.8	2.4	0.12	2.4



Notas:
(1) Presión en kg/cm² man., Temperatura en °C.

FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES CUAUTITLÁN UNAM.
DIAGRAMA DE BALANCE DE SERVICIOS AUXILIARES.
ESTACION DE COMPRESIÓN EN LA T.M. DOS BOCAS, TAB.

III.9 LISTA DE EQUIPO.

Generalidades:

La lista de equipo es un resumen de los equipos que intervienen en la realización de un proceso. Incluye información suficiente de cada uno de ellos con el fin de evaluar o estimar su costo. Generalmente se establecen los siguientes factores: tipo específico del equipo, tamaño y/o capacidad y número de equipos iguales.

Se puede decir que el objetivo de la lista de equipo es recabar la información referente al tipo y número de unidades, el servicio que prestan y sus características principales que permitan estimar su inversión inicial, los costos de instalación y operación; y así mismo el acomodo adecuado en el área disponible para la instalación de la planta.

LISTA DE EQUIPO

<u>CLAVE</u>	<u>SERVICIO</u>	<u>CARACTERÍSTICAS</u>
EC-200 AD/E	Soloaire (ENFRIADOR DE PRIMERA)	Q= 1303 MKcal/HR (5172 MBTU/HR)
EC-201-AD/E	Soloaire (ENFRIADOR DE SEGUNDA)	Q= 1582 MKcal/HR (6278 MBTU/HR)
FA-200 AD/E	RECEPTOR DE LÍQUIDOS	D.E.= 1981 mm. L _{TT} = 5182 mm.
FA-201 AD/E	SEPARADOR DE GAS	D.E.= 1219 mm. L _{TT} = 2743 mm.
FA-202 AD/E	SEPARADOR TRIFÁSICO	D.E.= 1676 mm. L _{TT} = 5182 mm.

GA-200 AD/E/R(1)	BOMBA DE CRUDO	$\Delta P = 2.38 \text{ Kg/cm}^2$, LPM = 2264
GB-200 AD/E	PRIMERA ETAPA DEL COMPRESOR	BHP = 1413
GB-201 AD/E	SEGUNDA ETAPA DEL COMPRESOR	BHP = 1294

NOTAS:

1.- Considerar una bomba y su relevo para cada módulo. Flujo intermitente.

III.10 HOJA DE DATOS DE LOS EQUIPOS PRINCIPALES.

Generalidades:

En general se considera que las denominadas " hojas de datos " son los documentos en los cuales se establecen o especifican los requerimientos y características de los equipos, para que cumplan con la función que se le ha dado, en relación con el diagrama de flujo de proceso (DFP) y el balance de materia y energía.

Las hojas de datos pueden ser de dos tipos, en las que se hace el diseño del equipo del proceso y en las que únicamente se indican o especifican los requerimientos del proceso y condiciones de operación para el equipo.

Es por ello que las hojas de especificación de equipo no se llenan por completo, únicamente se indican las condiciones del proceso o de operación y puede o no existir alguna característica particular del equipo, estos datos los utilizará el fabricante para diseñar el equipo.

Como se ha mencionado, el ingeniero de proceso no diseña algunos de estos equipos, solo lo especifica; sin embargo es adecuado tener un conocimiento de ellos para poder, por una parte transmitir convenientemente la información requerida por el fabricante y por la otra tanto efectuar una buena selección de las unidades como los comentarios que sean necesarios.

Para este caso en particular, las hojas de datos de los soloaires, de compresores y de la bomba son de especificación, para el caso de los recipientes es una hoja de datos de diseño para el equipo.

Las hojas de datos pueden emitirse en varias ocasiones durante el desarrollo de un proyecto; para evitar confusiones se utilizan las llamadas ediciones y revisiones.

Enseguida se presentan las Hojas de Datos para los equipos de proceso de la compresión de gas en Dos Bocas, Tabasco.

PLANTA: COMPRESION DE GAS AMARGO
 LOCALIZACION: DOS BOCAS, TAB.
 CLAVE: PA-200 AD/E
 No. DE UNIDADES: 5 (CINCO)

HOJA 1 DE 2

COMPRESORES
 HOJA DE DATOS DE PROCESO (3) (4)

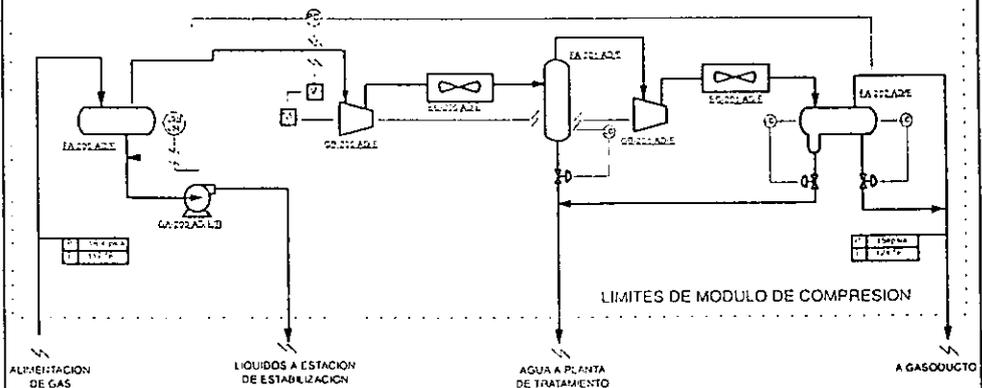
SERVICIO:	COMPRESOR DE BAJA A ALTA PRESION						TIPO: CENTRIFUGO		
GAS MANEJADO	GAS NATURAL AMARGO								
CORRIENTE	⬇								
RANGO	MIN.	NOR.	MAX.	MIN.	NOR.	MAX.	MIN.	NOR.	MAX.
CAPACIDAD %:	50	100	107						
lb/hr	5167	64334	68837						
MMPCSD (60 °F, 1 atm)	12	15	16						
ACFM@ CONDICIONES DE ENT.		171							
PESO MOLECULAR	39.062	39.062	39.062						
CONDICIONES DE SUCCION: (1)									
PRESION, PSIA	15.4	16.4	17.7						
TEMPERATURA, °F	111	117	140						
DENSIDAD, lb/pe³		0.1048							
FACTOR DE COMPRESIBILIDAD, Z		0.9687							
K (cp/cv)		1.1413							
HUMEDAD RELATIVA, %		100							
CONDICIONES A LA DESCARGA: (2)									
PRESION, PSIA	114	154	174						
TEMPERATURA, °F	114	114	114						
"Z" / ESTIMADA A T, °F	0.9086	0.9086	0.9086						
"K" / ESTIMADA A T, °F	1.2057	1.2057	1.2057						

ACCIONADOR: MOTOR ELÉCTRICO POR: PEMEX

PRESION BAROMETRICA: 14.7 PSIA

SERVICIOS AUXILIARES (S)

PROPIEDADES DEL GAS
 COMPOSICION: GAS NATURAL AMARGO, VER HOJA No. 2
 CORROSION DEBIDA A: H₂S, CO₂, H₂O



COMPLETAR

UNIVERSIDAD AUTONOMA DE MEXICO
 FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES CUAUTITLAN
 ROSA PATRICIA JIMENEZ JIMENEZ
 TESIS PROFESIONAL

PLANTA:	COMPRESION DE GAS AMARGO	HOJA 2 DE 2
LOCALIZACION:	DOS BOCAS, TAB.	
CLAVE:	PA-200 AD/E	
No. DE UNIDADES:	5 (CHICO)	

ANALISIS DE GASES

COMPONENTES	FORMULA	% MOL (1)	
AGUA	H ₂ O	9.3900	
NITROGENO	N ₂	0.1580	
BIOXIDO DE CARBONO	CO ₂	2.4170	
ACIDO SULFHDIRICO	H ₂ S	1.7240	
METANO	C ₁	19.3660	
ETANO	C ₂	19.4850	
PROPANO	C ₃	22.6850	
I - BUTANO	i-C ₄	3.7540	
N - BUTANO	n-C ₄	10.0940	
I - PENTANO	i-C ₅	2.5460	
N - PENTANO	n-C ₅	2.8530	
N - HEXANO (• PESADOS)	n-C ₆	5.5260	
TOTALES		100	
HUMEDAD RELATIVA. %		100	
PESO MOLECULAR		39.062	
GRAVEDAD ESPECIFICA		0.5065	
Z @ 47 °C, 1.0 Kg/cm ² abs.		0.9887	
Cp/Cv @ 47 °C, 1.0 Kg/cm ² abs.		1.1413	

NOTAS:

1. LAS CONDICIONES Y COMPOSICIONES ESPECIFICADAS CORRESPONDEN A LA ENTRADA A LOS MÓDULOS DE COMPRESION DE LÍMITES DE BATERÍA.
2. LAS CONDICIONES DE DESCARGA SON A LA SALIDA DE LOS MÓDULOS.
3. LOS MÓDULOS DE COMPRESION CONSTARÁN DE LA SECCIÓN DE CAPTACIÓN DE LIQUIDOS Y LA SECCIÓN DE COMPRESION. LA SECCIÓN DE COMPRESION CONSTARÁ DE DOS ETAPAS DE COMPRESION CON COMPRESORES CENTRIFUGOS ACOPLADOS A UNA MISMA FLECHA Y ACCIONADOS POR EL MOTOR ELÉCTRICO.
4. EL SISTEMA DE COMPRESION DEBERA ESTAR MONTADO SOBRE UN PATIN Y DEBERA INCLUIR TODA LA INSTRUMENTACIÓN Y EN GENERAL TODOS LOS ACCESORIOS, TUBERÍAS Y CONEXIONES REQUERIDAS PARA SU INSTALACIÓN Y ACOPLAMIENTO EN FORMA MODULAR, UNA VEZ QUE ESTO SE HAYA COMPLEMENTADO, SE DEBERA ALCANZAR UNA OPERACION SATISFACTORIA.
5. ENERGÍA ELÉCTRICA, GENERADA EN LA TERMINAL MARÍTIMA DE DOS BOCAS.

PLANTA: COMPRESIÓN DE GAS AMARGO
 LOCALIZACIÓN: DOS BOCAS, TAB.
 CLAVE: FA-200 ADE
 No. DE UNIDADES: 5 (CINCO)

HOJA 1 DE 1

RECIPIENTES (HOJA DE DATOS DE PROCESO) (4)

REV. 1
2
3
4
5
6
7
8
9
10
11
12
13
14
15

SERVICIO: RECEPTOR DE LÍQUIDOS (2)		POSICIÓN: HORIZONTAL	
TIPO DE FLUIDO: LÍQUIDO: HIDROCARBUROS/AGUA	FLUJO: 2,254 lpm;	DENSIDAD: 0.855 g/cm ³	
VAPOR O GAS: HIDROCARBUROS	FLUJO: 4.63 m ³ /s;	DENSIDAD: 0.002 g/cm ³	
TEMPERATURA: OPERACIÓN 47 °C;	MÁXIMA 47 °C;	DISEÑO: 62 °C	
PRESIÓN: OPERACIÓN 0.12 kg/cm ² man;	MÁXIMA 0.21 kg/cm ² man;	DISEÑO: 2.21 kg/cm ² man	
DIMENSIONES: LONGITUD (L-T) 5,182 mm;	DIÁMETRO 1,981 mm;	CAP. TOTAL: 11,432 Li.	
NIVEL: NORMAL 640 mm;	MÁXIMO 762 mm;	MÍNIMO 152 mm	
ALARMA ALTO NIVEL: 640 mm;	ALARMA BAJO NIVEL: 305 mm;	NIVEL DE PARO: _____ mm	
MATERIALES: CASCARÓN A.C.	CABEZAS A.C.		
MAILLA SEPARADORA: ESPESOR (2) mm;	MATERIAL A.I.		
TIPO CIRCULAR: DIÁMETRO _____ mm			
TIPO RECTANGULAR: LONGITUD _____ mm;	ANCHO _____ mm		
CORROSIÓN PERM.: CASCARÓN 32 mm;	CABEZAS 32 mm		
AISLAMIENTO: NO			
RECUBRIMIENTO INTERNO: NO			

BOQUILLAS

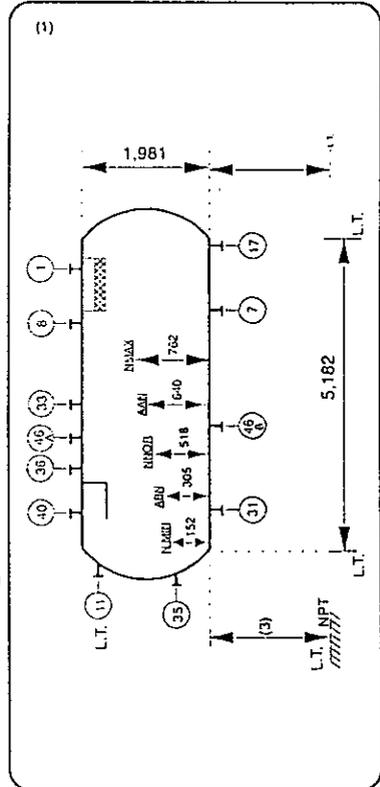
16
17
18
19
20
21
22
23
24
25
26
27
28
29
30

No.	No. REQ.	Ø NOMINAL	SERVICIO
1	1	610	REGISTRO DE HOMBRE
7	1	254	SALIDA DE GAS
8	1	38	VENTEO
11	1	254	ALIMENTACIÓN
17	1	203	SALIDA DE LÍQUIDO
31	1	51	DRENE
33	1	38	VALVULA DE SEGURIDAD
35	1	51	CONEXIÓN DE SERVICIO
36	1	51	INDICADOR DE PRESION
40	1	51	INDICADOR DE TEMPERATURA
46 AB	2	51	INDICADOR DE NIVEL

NOTAS:

- (1). ACOTACIONES EN mm.
- (2). SEPARADOR DE ALTA EFICIENCIA CON INTERNOS TIPO "VANE".
- (3). MÍNIMO POR NPSH.

DATOS PRE



U.N.A.M.
 F.E.S. CUAUTITLAN
 TESIS PROFESIONAL
 ROSA PATRICIA JIMÉNEZ JIMÉNEZ

PLANTA: COMPRESION DE GAS AMARGO
 LOCALIZACIÓN: DOS BOCAS, TAB.
 CLAVE: FA-201 AD/E
 No. DE UNIDADES: 5 (CINCO)

HOJA 1 DE 1

RECIPIENTES (HOJA DE DATOS DE PROCESO)

REV. 1
2
3
4
5
6
7
8
9
10
11
12
13
14
15

1	SERVICIO: SEPARADOR DE GAS (2)	POSICIÓN: VERTICAL
2	TIPO DE FLUIDO: LÍQUIDO HIDROCARBUROS/AGUA	FLUJO: 12.6 lpm; DENSIDAD: 0.967 g/cm ³
3	VAPOR O GAS HIDROCARBUROS	FLUJO: 1.5 m ³ /seg; DENSIDAD: 0.0051 g/cm ³
4	TEMPERATURA: OPERACIÓN: 52 °C	MAXIMA: 52 °C; DISEÑO: 67 °C
5	PRESIÓN: OPERACIÓN: 2.3 Kg/cm ² man.	MAXIMA: 2.3 Kg/cm ² man; DISEÑO: 4.3 Kg/cm ² man
6	DIMENSIONES: LONGITUD (T-T): 2,743 mm	DIAMETRO: 610 mm; CAP. TOTAL: 3.201 lis.
7	NIVEL: NORMAL: 427 mm	MAXIMO: 610 mm; MINIMO: 152 mm
8	ALARMA ALTO NIVEL: 518 mm	ALARMA BAJO NIVEL: 268 mm; NIVEL DE PARO: mm
9	MATERIALES: CASCARÓN A C	CABEZAS A C
10	MALLA SEPARADORA: ESPESOR mm	MATERIAL
11	TIPO CIRCULAR: DIAMETRO mm	
12	TIPO RECTANGULAR: LONGITUD mm	ANCHO mm
13	CORROSIÓN PERM: CASCARÓN 3.2 mm	CABEZAS 3.2 mm
14	AISLAMIENTO: NO	
15	RECUBRIMIENTO INTERNO: NO	

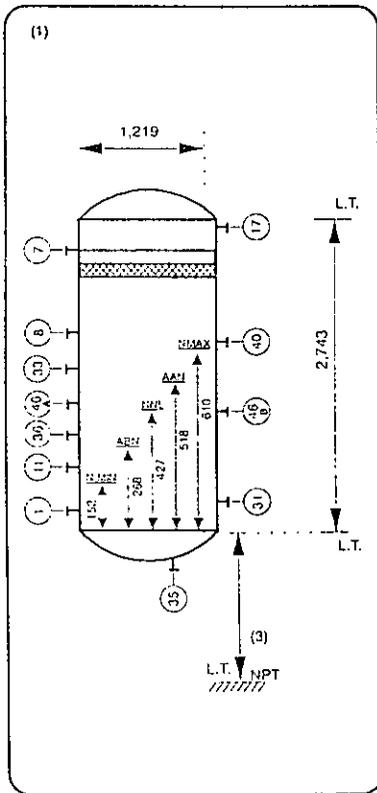
BOQUILLAS

16
17
18
19
20
21
22
23
24
25
26
27
28
29
30

No.	No. REQ.	∅ NOMINAL	SERVICIO
1	1	610	REGISTRO DE HOMBRE
7	1	305	SALIDA DE GAS
8	1	39	VENTEO
11	1	203	ALIMENTACION
17	1	102	SALIDA DE LÍQUIDO
31	1	51	DRENE
33	1	38	VÁLVULA DE SEGURIDAD
35	1	51	CONEXION DE SERVICIO
36	1	51	INDICADOR DE PRESIÓN
40	1	51	INDICADOR DE TEMPERATURA
46 AB	2	51	INDICADOR DE NIVEL

NOTAS:

- (1).- ACOTACIONES EN mm.
- (2).- SEPARADOR DE ALTA EFICIENCIA CON INTERNOS TIPO "VANE".
- (3).- MÍNIMO POR NPSH.



U.N.A.M.
 F.E.S. CUAUTITLAN
 TESIS PROFESIONAL
 ROSA PATRICIA JIMÉNEZ JIMÉNEZ

PLANTA: COMPRESION DE GAS AMARGO
 LOCALIZACION: DOS BOCAS TAB.
 CLAVE: FA-202 ADYE
 No. DE UNIDADES: 5 (CINCO)

HOJA 1 DE 1

RECIPIENTES (HOJA DE DATOS DE PROCESO) (4)

REV.
1
2
3
4
5
6
7
8
9
10
11
12
13
14
15

SERVICIO: SEPARADOR TRIFASICO (2)		POSICION: HORIZONTAL	
TIPO DE FLUIDO: LIQUIDO HIDROCARBUROS/AGUA	FLUJO: 1636.41 lpm	DENSIDAD: 0.5740.987	g/cm ³
VAPORES O GAS HIDROCARBUROS	FLUJO: 0.374 m ³ /seg	DENSIDAD: 0.017	g/cm ³
TEMPERATURA: OPERACION 52 °C	MAXIMA 52 °C	DISEÑO: 67	°C
PRESION: OPERACION 10.0 Kg/cm ² man.	MAXIMA 10.0 Kg/cm ² man.	DISEÑO: 12.0	Kg/cm ² man
DIMENSIONES: LONGITUD (L.T.) 5.182 mm		DIAMETRO: 1.676 mm	
CAP TOTAL: 11,432 lts		NIVEL: MAXIMO 612 mm	
MATERIAL: 457 mm		MINIMO 152 mm	
ALARMA ALTO NIVEL: 518 mm		ALARMA BAJO NIVEL: 267 mm	
NIVEL DE PARO: --- 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	
AISLAMIENTO: NO			
RECUBRIMIENTO INTERNO: NO			

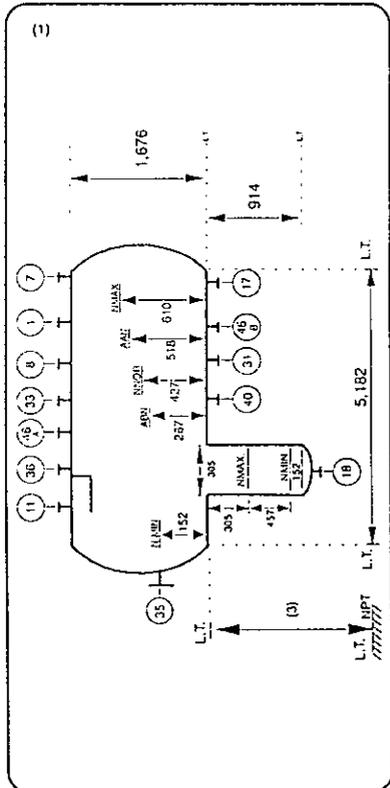
BOQUILLAS (2)

16
17
18
19
20
21
22
23
24
25
26
27
28
29
30

No.	No. RED.	Ø NOMINAL	SERVICIO
1	1	610	REGISTRO DE HOMBRE
7	1	203	SALIDA DE GAS
8	1	38	VENTEO
11	1	203	ALIMENTACION
17	1	51	SALIDA DE LIQUIDOS
18	1	51	SALIDA DEL AGUA
31	1	51	DRENE
33	1	38	VALVULA DE SEGURIDAD
35	1	51	CONEXION DE SERVICIOS
36	1	51	INDICADOR DE PRESION
40	1	51	INDICADOR DE TEMPERATURA
46 AB	2	51	INDICADOR DE NIVEL

NOTAS:

- (1).- ACOTACIONES EN mm.
- (2).- SEPARADOR DE ALTA EFICIENCIA CON INTERNOS TIPO "VANE".
- (3).- MÍNIMO POR NPSH.



HOJAS PRE

U.N.A.M.
 F.E.S. CUAUTILAN
 TESIS PROFESIONAL
 ROSA PATRICIA JIMÉNEZ JIMÉNEZ

PLANTA:	COMPRESION DE GAS AMARGO	HOJA 1 DE 1
LOCALIZACION:	DOS BOCAS TABASCO	
CLAVE:	EC-209 AD/E	
No UNIDADES: 1 (UNA)		

ENFRIADORES CON AIRE
HOJA DE ESPECIFICACIONES

SERVICIO:	ENFRIADOR DE PRIMERA ETAPA	
DIMENSIONES:	mm	TIPO: TIPO DOBIZADO
SUPERFICIE/EQUIPO:	2744 m ²	TUBO/ALETAZO m ² TUBO LISO m ²
CARGA TERMICA:	1,303,000 KCAL/HR	LIMITE EFECTIVA 37.5 °C
COEFICIENTE:	SEBUBION 6.7 KCAL/HR.m ² .°C	TIPO 7.3 KCAL/HR.m ² .°C

DATOS DE OPERACION

LADO TUBOS		LADO AIRE		ENTRADA		SALIDA	
FLUIDO		SERVICIO LETAL (SIL (NO)					
FLUJO TOTAL	20181 kg/HR	DENSIDAD (LIQ/VAP)	Kg/m ³	4.93	5.24		
	ENTRADA	SALIDA	CALOR ESP. (LIQ/VAP)	KCAL/Kg °C	0.4995		
TEMPERATURA °C	117	52	COND. TERM. (LIQ/VAP)	KCAL/HR.m °C	0.0256		
LIQUIDO	kg/HR	1128	CALOR LATENTE	KCAL/Kg	47.92		
VAPOR	kg/HR	28433	TEMP. BURBUJA BOCIO	°C	15		
INCONDENS.	kg/HR	---	VELOCIDAD	m/SEG.			
VAPOR DE AGUA	kg/HR	---	PRESION	Kg/cm ² MAN	3.044		
AGUA	kg/HR	748	CAIDA PRESION (PERI/CALC)	Kg/cm ²	0.70		
VISCOSIDAD (LIQ/VAP)	CP	0.0113	ENSUCIAMIENTO INT	HR.m ² /CKCAL			

FLUJO DE AIRE/EQUIPO	3,636 m ³ /min	A	ALTITUD	m
FLUJO DE AIRE/VENTILADOR	628 m ³ /min	A	TEMPERATURA ENTRADA	38 °C
PRESION ESTATICA	mm H ₂ O		TEMPERATURA SALIDA	59 °C

DATOS DE CONSTRUCCION

PRESION DE DISEÑO	kg/cm ² MAN	PRESION DE PRUEBA	kg/cm ² MAN	TEMPERATURA DE DISEÑO	°C
BANCO DE TUBOS		CABEZAL		TUBOS	
DIMENSIONES	m	TIPO		MATERIAL	
ARREGLO		MATERIAL		DIAM. EXT.	mm ESP. mm
SECCIONES: PARALELO SERIE		RAPASOS	INCLINACION	NO. SECCIONES	
BANCOS: PARALELO SERIE		MAT. DE DISEÑO DE JARONES		LONGITUD	mm
No DE CAMAS		MATERIAL DE EMPAQUE		ABREGLO	mm
PASILLOS		CORROSION PERMISIBLE	mm	ALETA	
ESTRUCTURA		CODIGO ASME VIII DIV. (1/2/3)		MATERIAL	
ESCALERA		RADIOHAFADO		DIAM. EXT.	mm
PERSIENAS		TRATAMIENTO TECNICO		ABREGLO	ESPAESOR mm
INTERRUPTOR DE VIO		RAJADO DE TUBOS ESPELDO		TIPO	

EQUIPO MECANICO

VENTILADOR		MOTOR		REDUCTOR DE VELOCIDAD	
MODELO/ESP	ANGULO/ASPAS	TIPO		TIPO	
NO. UNIDAD	NO. VENT.	NO. UNIDAD		NO. UNIDAD	NO. DE BANDAS
DIAM.	mm RPM	RPM	ES	HP	
No. ASPAS		CUBIERTA DEL MOTOR		AGUA HP	ENG./POL.
MATERIAL DEL ASPA		VOLTI. FASE/CICLO		RELACION DE VEL.	
MATERIAL DE CUBO		MARCA		MARCA	

PESO	Kg	EN OPERACION	Kg	LENO DE AGUA	Kg
------	----	--------------	----	--------------	----

NOTAS	5				
1. Solo se incluyen los datos de operacion determinados por la Ingeneria de Proceso.	4				
	3				
	2				
	1				
	NUM.	CANT.	DIAM. Y RANGO	TIPO Y CARA	SERVICIO

DATOS DE BOQUILLAS POR UNIDAD

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO
FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES CUAUTITLAN
ROSA PATRICIA JIMÉNEZ JIMÉNEZ
TESIS PROFESIONAL

ENFERIA PRE

PLANTA: COMPRESIÓN DE GAS AMARGO		HOJA 1 DE 1	
LOCALIZACIÓN: DOS BOCAS, TABASCO			
CLAVE: EC-201 AD/E			
No. UNIDADES: 1 (UNA)			
ENFRIADORES CON AIRE			
HOJA DE ESPECIFICACIONES			
SERVICIO: ENFRIADOR DE SEGUNDA ETAPA			
DIMENSIONES: mm		TIPO: TUBO FORZADO	
SUPERFICIE/EQUIPO: 2744 m ²		TUBO ALIETADO m ² TUBO LISO m ²	
CARGA TERMICA: 1,582,000 KCAL/HR		LIMTO EFECTIVA: 31.4 °C	
COEFICIENTE: SERVICIO 7		KCAL/HR.m ² .°C TIPO 7.6 KCAL/HR.m ² .°C	
DATOS DE OPERACIÓN			
LADO TUBOS			
FLUIDO	SERVICIO LETAL (SO. INSO)	ENTRADA	SALIDA
FLUJO TOTAL	28433 Kg/HR	DENSIDAD (LQ/VAP) Kg/m ³ 15.24	20.96
TEMPERATURA °C	ENTRADA 120	CALOR ESP. (LQ/VAP) KCAL/Kg°C 0.5179	
LIQUIDO Kg/HR	SALIDA 52	COND. TERM. (LQ/VAP) KCAL/HR.m ² 0.0268	
VAPOR Kg/HR	28433	CALOR LATENTE KCAL/Kg 4801	
INCONDENS. Kg/HR	---	TEMP. BUBBUJA/ROCIO °C -15	
VAPOR DE AGUA Kg/HR	---	VELOCIDAD m/SEG. ---	
AGUA Kg/HR	---	PRESION Kg/cm ² MAN 10.7	
VISCOSIDAD (LQ/VAP) CP 0.0114	---	CAIDA PRESION (PEBM/CALC) Xg/cm ² 0.70	
		ENSUCIAMIENTO INT. HR.m ² /CKCAL	
LADO AIRE			
FLUJO DE AIRE/EQUIPO 3,621	JA, mm	ALTIVO	m
FLUJO DE AIRE/VENTILADOR 625	M 3/min. A	TEMPERATURA ENTRADA 38	°C
PRESION ESTATICA 0.1	mm. AGUA	TEMPERATURA SALIDA 63	°C
DATOS DE CONSTRUCCION			
PRESION DE DISEÑO Kg/cm ² MAN	PRESION DE PRUEBA Kg/cm ² MAN	TEMPERATURA DE DISEÑO °C	
BANCO DE TUBOS	CABEZAL	TUBOS	
DIMENSIONES m	TIPO	MATERIAL	
ARREGLO	MATERIAL	DIAM. EXT mm. ESP mm.	
SECCIONES: PARALELO SERIE	No PASOS INCLINACION	No SECCION mm. ESP mm.	
BANCOS: PARALELO SERIE	MAT. DE DISEÑO DE TAPONES	LONGITUD mm.	
No DE CAMAS	MATERIAL DE EMPAQUE	ARREGLO mm.	
PASAJOS	COBROSION PERMISIBLE mm.	ALETA	
ESTRUCTURA	COSYGO ASME, VNL, DVI AP-551	MATERIAL	
ESCALERA	RADIOPAGRAFIADO	DIAM. EXT. mm.	
PERSIANAS	TRATAMIENTO TERMICO	No. ENL. ESPESOR mm.	
INTERRUPTOR DE VID	BANCO DE TUBO, ESPECIFICADO	TIPO	
EQUIPO MECANICO			
VENTILADOR	MOTOR	REDUCTOR DE VELOCIDAD	
MODELO FAJ	TIPO	TIPO	
No. UNIDAD	No. UNIDAD	No. UNIDAD No. DE BANDAS	
DIAM. m. RPM	RPM ES HP	SOPORTE	
No. ASPAS	CUBIERTA DEL MOTOR	AGUA HP ENG. POL.	
MATERIAL DEL ASPA	VOLT. FASE/CICLO	RELACION DE VEL.	
MATERIAL DE CUBO	MARCA	MARCA	
PESO: Kg	EN OPERACION Kg	LLENO DE AGUA Kg	
NOTAS			
1. Solo se incluyen los datos de operacion determinados por la Ingenieria de Proceso.			
	5		
	4		
	3		
	2		
	1		
	NUM	CANT	DIAM. Y RANGO TIPO Y CARA SERVICIO
DATOS DE BOQUILLAS POR UNIDAD			
UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO			
FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES CUAUTITLAN			
ROSA PATRICIA JIMÉNEZ JIMÉNEZ			
TESIS PROFESIONAL			

ENFRIA.PRE

PLANTA:	COMPRESIÓN DE GAS	HOJA 1 DE 1
LOCALIZACIÓN	DOS BOCAS, TABASCO	
CLAVE	GA-200 AD/ER	
No. UNIDADES	5 (CINCO)	

BOMBAS CENTRÍFUGAS

SERVICIO BOMBA DE CRUDO RECUPERADO						
No. REQ. UNA		ACCIONADOR MOTOR ELECTRICO		ACCIONADOR MOTOR ELECTRICO		
FABRICANTE BOMBA		TAMAÑO Y TIPO				
CONDICIONES DE OPERACION			COMPORTAMIENTO			
LÍQUIDO CRUDO RECUPERADO	GPM a T.B. NORM.	598	DIS.	658	CURVA PROPUESTA No. (1)	
	DESCARGA kg/cm2 man.	2.5			NPSH NEC. (AGUA) m (1)	
TEMP. BOMBEO(T. B.) C	47	P. SUC. kg/cm2 man. MAX.	0.12		No. DE PASOS (1)	
DENS. REL (Sp. Gr) a T.B.	0.6567	P. DIF. kg/cm2	2.38		EFIC. DE DISEÑO (1)	
P. VAPOR a T.B. kg/cm2 ABS.	2.59	COLUMNA DIF. m.	36		MAX. BHP DE DIS. EN IMPUL. (1)	
VISCOSIDAD a T.B. cp	0.23	L. PSH DISP. a P.T. m.			MAX. COLUM. DE DIS. EN IMPUL. m. (1)	
CORRVERO. CAUSADA POR		POTENCIA HIDRÁULICA	18		GASTO MIN. CONT. GPM (POR FAB) (1)	
					ROTACIÓN FRENTE	
					ACOPLAMIENTO	
CONSTRUCCIÓN Y MATERIALES						
CARCAZA-MONTAJE	(EJE)	(BASE)	(MENSULA)	(VERTICAL)	AGUA ENFRIAMIENTO PARA:	
TAPA (AXIAL)	(RADIAL)				BALEROS	
TIPO (VOLUTA SIMPLE)	(DOBLE VOLTA)	(DIFUSOR)			ESTOPEROS	
BARRENOS ROSCADOS (VENTEO)	(DRENE)	(MANÓMETRO)			PEDESTAL	
BOQUILLAS	DIAM.	CLASIF. ASA	CARA	POSICIÓN	PRESA ESTOPA	
SUCCIÓN (1)	(1)			HORIZONTAL	AGUA NECESARIA GPM	
DESCARGA (1)	(1)			HORIZONTAL	ENFRIAMIENTO EMPAQUE	
IMPULSOR TIPO CERRADO	DIAM. DISEÑO (1)	MAX. (1)			AGUA DE SELLO	
BALEROS No. (1)	RADIAL	BOLAS	AXIAL	BOLAS	TUBERÍA AUXILIAR	
COPEL Y GUARDA SI		PLACA DE BASE		SI		
EMPAQUE						
SELLO MECANICO SI	CODIGO (1)	FABR.				
CLAVE DE LOS MATERIALES	CARCAZA	MATERIAL				
	PARTES INTERNAS					
1-F. FUNDIDO	IMPULSOR	(1) (2)			PRUEBAS DE TALLER	
B-BRONCE	INTERIORES (CARCAZA)				NECESARIO CON TESTIGOS	
S-ACERO	CAMISA (EMPAQUETA)					
C-(11-13M)	CAMISA (DE SELLO)					
A-ALEACIÓN	PARTES DESGASTABLES					
R-RENDURECIDO	FLECHA				HIDROSTÁTICA (1) kg/cm2 man. (1)	
P-PULIDO					P. OPER. MAX PERIA (1) kg/cm2 (1)	
X-					PESOS: BOMBA (1) BASE (1)	
					M MOTOR (1) TURBINA	
	MOTOR POR.	TURBINA POR.			DIAM. FINALES DEL FABRICANTE	
CLAVE	MONTADA POR: (1)	CLAVE	MONTADA POR:		DIAM. DEL IMPULSOR (mm)	
HP (1) RPM.	CORAZA	HP	RPM	MAT.		
MARCA (1)	TIPO	MARCA	TIPO		CURVA DE PRUEBA No.	
ENVOLT (1)	ELEV. TEMP. (1)	VAPOR ENT. kg/cm2 man.			DIB. GENERAL No.	
VOLT/FASES/CICLOS		ESCAPE kg/cm2 man.			DIB. DETALLES DE BOMBA No.	
BALEROS_BOLAS	LUBR. GRASA	CONSUMO DE VAPOR			DIMENSIONES SELLO EN DIB. No.	
AMP PLENA CARGA		BALEROS	LUBR.			
		BOQUILLAS	DIAM.	CLASIF. ASA	CARA	POSIC
		ENTRADA				
		SALIDA				
NOTAS:	1.- DATO QUE DEBERIA SER DEFINIDO POR LA COMPAÑIA CONCURSANTE.				UNIVERSIDAD AUTONOMA DE MEXICO FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES CUAUTITLAN ROSA PATRICIA JIMENEZ JIMENEZ TESIS PROFESIONAL	
	2.- REGIDA PCR CODIGO API 610 SI NO SE ESTABLECE OTRA COSA.					
	3.- SOLO SE INCLUYEN LOS DATOS DE OPERACION DETERMINADOS POR LA INGENIERIA DE PROCESO.					

III.11 DIAGRAMA DE TUBERÍA E INSTRUMENTACIÓN (DTI).

Generalidades:

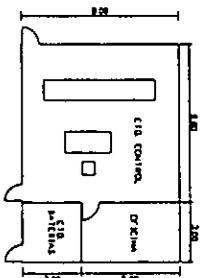
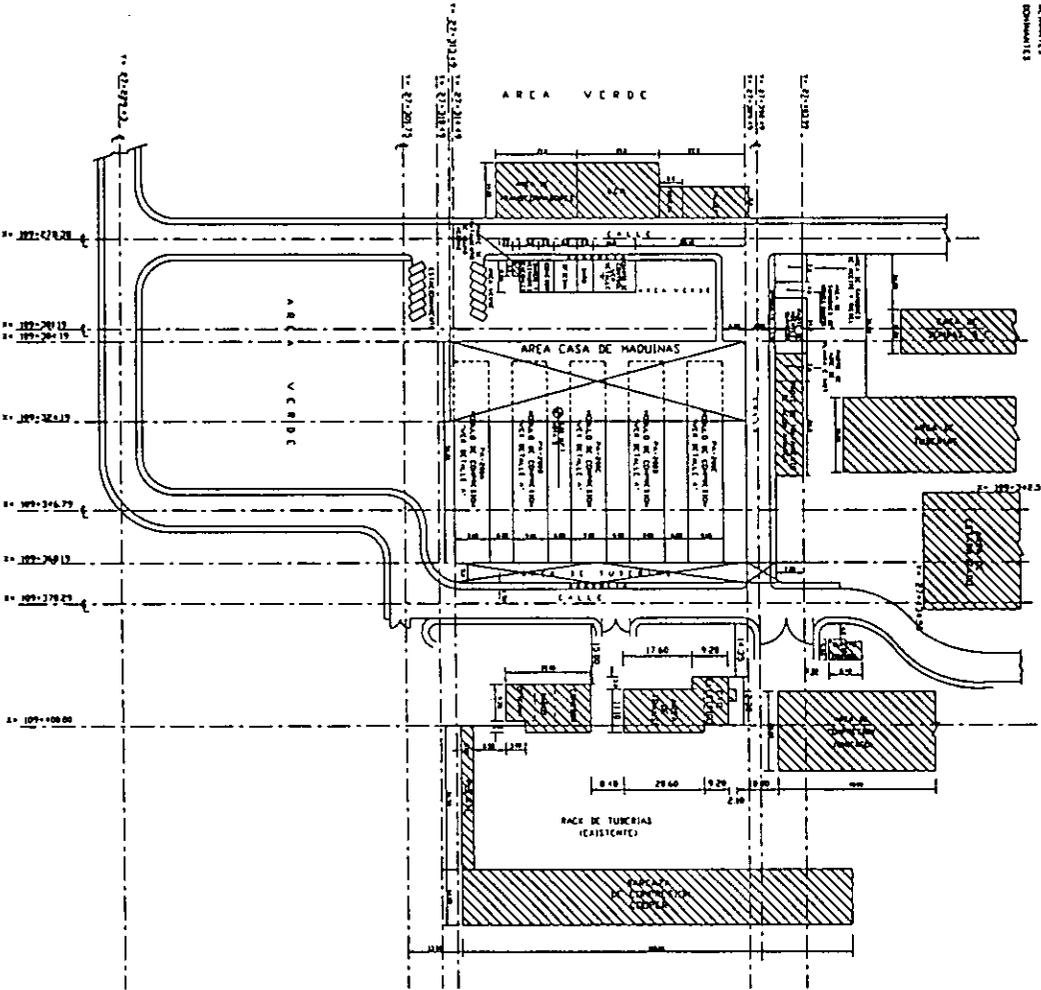
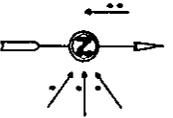
Los Diagramas de tubería e instrumentación son la representación gráfica de todos los datos necesarios para el desarrollo de la Ingeniería de diseño de una planta de proceso. En estos diagramas, la simbología empleada para la designación de los equipos es más descriptiva que en los diagramas de flujo de proceso, las válvulas y accesorios con los símbolos convencionales conocidos y/o apegándose a las normas incluyendo su diámetro y codificación o número especial de equipo. Además se muestra toda la instrumentación incluyendo la simbología de todos los instrumentos así como las señales requeridas para tener un buen control.

III.12 PLANO DE LOCALIZACIÓN GENERAL (PLG).

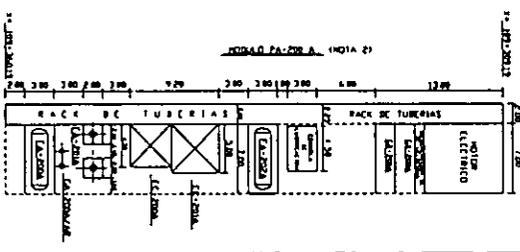
Generalidades:

El plano de localización general del equipo es un documento crítico en el diseño y construcción de una planta de proceso. Es un dibujo de la unidad, en planta, en el cual se encuentran distribuidos adecuadamente todos y cada uno de los equipos; además se representa en él la localización de las áreas funcionales para el personal que va a laborar, adaptadas a las dimensiones y el sitio elegido para instalar la planta.

4 UNIDADES RESIDENCIALES
 4 UNIDADES COMERCIALES



DETALLE N.º 1
 CUBICULO DE COPIAS
 INSTRUCCION DE COMANDO
 100.00



DETALLE N.º 2
 PARCHA DE COPIAS
 AREA DE MANTENIMIENTO
 100.00

- NOTAS.**
- 1- [Hatched symbol] COMO EXISTENTE
 - 2- EL AREA EN NEGRAS SE DA A LOS NOMBRES P-1, P-2, P-3 Y C.
 - 3- SE HAN COMO REFERENCIA EL NUDO EXISTENTE, SINO CAMBIA POR EL EDIFICIO PROYECTADO EN ESTE LUGAR.

FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES CUAUTITLAN
 UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO
 PLANO DE LOCALIZACION GENERAL DE EDIFICIO
 AREA DE COMPRENSION TERMINAL MARITIMA
 DOS BOCAS, TAB.

CAPÍTULO IV
CONSIDERACIONES ECONÓMICAS.

CONSIDERACIONES ECONÓMICAS.

En este capítulo se considera una estimación de los costos para la instalación del sistema de compresión, ya que es importante el darse cuenta qué inversión tiene en la industria petrolera, ésta es la razón principal por la que se incluye en el presente trabajo.

Cabe señalar que la intención es atraer la atención de la industria petrolera mostrándole el costo actual por la adquisición de los equipos principales de proceso.

Como se ha mencionado, la instalación de un sistema de compresión para la recuperación de los vapores provenientes de la estabilización de crudo, cuenta con los equipos definidos con anterioridad, por lo que a continuación se hace una estimación de costos de éstos equipos.

IV.1 ESTIMACIÓN DE COSTOS.

Los estimados de costos pueden clasificarse en dos grandes grupos: estimado de costos de inversión y de costos anuales de producción. Los primeros están constituidos por la inversión de los equipos e instalaciones requeridos; los segundos se integran por los costos de materias primas, servicios, mantenimiento, mano de obra, etc.

COSTOS DE INVERSIÓN.

Existen diferentes métodos para estimar los costos de inversión para plantas que van desde aquellos que permiten obtener valores de orden de magnitud, hasta métodos exactos que requieren de información específica y muy detallada de los procesos, equipos e instalaciones involucradas. Como regla general puede decirse que entre más concisa se quiera una estimación de costos, se requerirá mayor información y más tiempo para concretarla.

En este trabajo se hizo un estimado de costos de inversión utilizando el método de los porcentajes, que es de una exactitud intermedia pero aceptable. Este método establece el costo de los equipos de proceso como el 100%, al cual se le agregan los costos de instalación, de instrumentos, tuberías, etc., referidos como un porcentaje del costo base, a fin de obtener el total de los costos directos.

En la estimación de costos del equipo principal se usa como moneda de comparación, el dólar, para evitar tener que ajustar por el efecto de inflación.

La estimación del costo del equipo principal de proceso (separadores, enfriadores, compresores, enfriadores, bombas) se realiza en función al cálculo de un paquete de Software: "Questimate For Windows" versión 10.0 de la compañía Icaros Corp. Este paquete utiliza una base de datos, con la cual, a partir de las características de los equipos, como el diámetro, longitud y posición para separadores; carga térmica para enfriadores, potencia para el compresor; flujo y ΔP para las bombas, se obtiene un costo base para cada unidad.

El costo base multiplicado por ciertos factores de corrección, permite obtener el costo corregido del equipo en función de los cambios en el diseño, como puede ser la presión de operación, material, etc.

El costo corregido se actualiza por medio de un índice de escalación.

En la tabla 3 se muestran los resultados obtenidos en la estimación de los costos de los equipos principales de proceso, aplicando el método específico para cada uno.

TABLA 3. ESTIMADO DE COSTOS DE EQUIPO DE PROCESO.

CLAVE	DESCRIPCIÓN	COSTO UNITARIO (USD)	COSTO TOTAL (USD)
SOLOAIRES			
EC-200	ENFRIADOR DE GAS DE PRIMERA	440,600	2,203,000
EC-201	ENFRIADOR DE GAS DE SEGUNDA	527,400	2,637,000
	SUBTOTAL	968,000	4,840,000
RECIPIENTES			
EA-200	RECEPTOR DE LÍQUIDOS	16,700	83,500
EA-201	SEPARADOR DE GAS	10,100	50,500
EA-202	SEPARADOR TRIFÁSICO	15,100	75,500
	SUBTOTAL	41,900	209,500
COMPRESORES			
GB-200	PRIMERA ETAPA DEL COMPRESOR	1,209,600	6,048,000
GB-201	SEGUNDA ETAPA DEL COMPRESOR	1,823,200	9,116,000
	SUBTOTAL	3,032,800	15,164,000
BOMBAS			
GA-200	BOMBA DE CRUDO	14,000	140,000
	SUBTOTAL	14,000	140,000
	TOTAL	4,056,700	20,283,500

Fuente: Software Questimate for windows v. 10.0, Icaros Corp

Los costos adicionales que se agregan al costo base están reportados como intervalos de porcentajes que se estiman de acuerdo a la complejidad de las instalaciones. De esta manera se han considerado los siguientes conceptos y porcentajes respecto al costo base. En la tabla 4 se muestra los porcentajes:

TABLA 4. ESTIMADO DE PORCENTAJE.	
DESCRIPCIÓN	PORCENTAJE
MATERIALES E INSTALACIÓN:	
TUBERÍA	43
CONCRETO	18
ACERO	12
ELECTRICO	8
INSTRUMENTOS	10
AISLAMIENTO	8
PINTURA	1
CONSTRUCCIÓN:	
MANO DE OBRA	70
INDIRECTOS	30
INGENIERÍA	3
FLETES:	2.5
PARTES DE REPUESTO:	5
ADMINISTRACIÓN:	5% del total de la suma de los costos anteriores

El estimado de los equipos de proceso mostrado en la tabla 3 se considera como el costo base. Aplicando el método de los porcentajes con los valores anteriormente escritos, se obtienen los costos de inversión indicados en la tabla 5.

TABLA 5. ESTIMADOS DE COSTOS DE INVERSIÓN.

DESCRIPCIÓN	COSTO (USD)
EQUIPO:	4,056,700
MATERIALES E INSTALACIÓN:	1,164,500
TUBERÍA	
CONCRETO	
ACERO	
ELECTRICO	
INSTRUMENTOS	
AISLAMIENTO	
PINTURA	
CONSTRUCCIÓN:	2,667,300
MANO DE OBRA	
INDIRECTOS	
FLETES:	104,400
PARTES DE REPUESTO:	229,800
COSTOS INDIRECTOS:	238,800
INGENIERÍA Y SUPERVISIÓN	
ADMINISTRACIÓN:	423,075
TOTAL DE COSTOS DE INVERSIÓN:	8,884,575

Ref. Datos Estadísticos de la División de Económica del IMP.

CAPÍTULO V
CONCLUSIONES.

CONCLUSIONES.

En este caso particular, la elaboración del paquete de ingeniería básica ha permitido definir los criterios básicos para el desarrollo de la ingeniería de un sistema de compresión para recuperar los vapores obtenidos por estabilización, debido al incremento en la producción de crudo en las plataformas marinas.

El desarrollo de estas instalaciones permitirá tener una compresión de los vapores para cumplir con los objetivos y función de la planta y un mejor aprovechamiento de los servicios auxiliares existentes en la Terminal Marítima de Dos Bocas. Asimismo se podrá contar con una instalación más segura, confiable y eficiente que pueda absorber las fluctuaciones de gas provenientes de estabilización por incremento de la producción en el mar.

Por otra parte, y considerando que el sistema de compresión se hará en forma modular, se podría ir implementando en forma escalonada conforme se incremente el volumen en la producción de gas.

Como proyecto de inversión, la planta analizada en esta tesis, ha demostrado ser bastante redituable, ya que permite obtener recursos inmediatos que justifican el monto de la inversión inicial. Así mismo, al hacer uso de la infraestructura existente en la terminal, como ya se mencionó anteriormente (principalmente la energía eléctrica), se estará aprovechando de una mejor manera el monto de la inversión.

Por último, mediante un estudio más a fondo de la ingeniería básica desarrollada en la presente tesis, se podrá confirmar que los cálculos preliminares que en ésta se presentan son adecuados, con los cuales se podrá desarrollar la ingeniería de detalle como una segunda etapa del proyecto.

BIBLIOGRAFÍA.

1. Kern Donald Q. "Procesos de Transferencia de Calor", C.E.C.S.A. Barcelona, 1978.
2. Ludwig Ernest E. "Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants". Vol III, 2ª. Edición, Gulf Publishing Company, Houston, 1984.
3. Perry, R. H., Cecil H. Chilton "Manual del Ingeniero Químico". 5ª. Edición, MC. Graw Hill book Co. México, 1992.
4. Kenneth MCNaughton "Selección, Uso y Mantenimiento de Bombas", Mc Graw Hill, México, 1992.
5. Richard W. Greene "Selección, Uso y Mantenimiento de Compresores", Mc Graw Hill, México, 1992.
6. Instituto Mexicano del Petróleo. "Manual del Usuario SIMPROC". México, 1977.
7. Instituto Mexicano del Petróleo. "Manual para la especificación de recipientes de proceso". México, 1977.
8. Instituto Mexicano del Petróleo, Div. de Diseño de Proceso. "Libro de información de las diferentes plantas en la zona Marina". México, 1977.
9. PETROLEOS MEXICANOS. "MEMORIAS DE LABORES", México 1991.
10. PETROLEOS MEXICANOS. "MEMORIAS DE LABORES", México 1992.

11. PETROLEOS MEXICANOS. "MEMORIAS DE LABORES", México 1993.
12. PETROLEOS MEXICANOS. "MEMORIAS DE LABORES", México 1994.
13. PETROLEOS MEXICANOS. "MEMORIAS DE LABORES", México 1995.
14. Solís S. C. R., Tesis Profesional, "Plataformas Periféricas de Producción, una Alternativa para Disminuir las contrapresiones de los Yacimientos Petroleros de la Sonda de Campeche", Instituto Politécnico Nacional, México 1992.
15. Rodríguez Ávila F. J., Tesis Profesional. "Ingeniería Básica para el Tratamiento de Agua Amarga Aceitosa proveniente de la Plataforma Marina Abkatún A", Instituto Politécnico Nacional, México 1993.
16. Ramírez García J., Tesis Profesional. "Paquete de Ingeniería Básica para el Proceso de Deshidratación de Crudo en Plataformas Marinas", México, Universidad Nacional Autónoma de México, México 1982.
17. Jose Saucedo I. C., Tesis Profesional. "Optimización del Proceso Criogénico de la Planta Recuperadora de Etano y Licuables III del Complejo Petroquímico Tabasco", UNAM. México 1992.
18. Barrera Eduardo, Tesis Profesional. "Selección y Estudio de Comportamiento del Paquete de Turbocompresores", Instituto Politécnico Nacional, México 1993.
19. Kern. Robert, Piping Design for Two-Phase Flow, "Chemical Engineering", June 23, 1975.

ANEXOS.

- ANEXO A** MEMORIA DE CÁLCULO DEL FA-200 AD/E RECEPTOR DE LÍQUIDOS.
- ANEXO B** MEMORIA DE CÁLCULO DEL FA-201 AD/E SEPARADOR DE GAS.
- ANEXO C** MEMORIA DE CÁLCULO DEL FA-202 AD/E SEPARADOR TRIFÁSICO.
- ANEXO D** MEMORIA DE CÁLCULO PARA LA POTENCIA DEL COMPRESOR
- ANEXO E** MEMORIA DE CÁLCULO PARA LA POTENCIA DE LA BOMBA
- ANEXO F** HOJA DE RESULTADOS DEL CÁLCULO DEL EC-200 ENFRIADOR DE PRIMERA.
- ANEXO G** HOJA DE RESULTADOS DEL CÁLCULO DEL EC-201 ENFRIADOR DE SEGUNDA.
- ANEXO H** TABLA DE ÁREAS PARCIALES.
- ANEXO I** GRÁFICA FLUJO A DOS FASES.

ANEXO A

MEMORIA DE CÁLCULO.

FA-200 AD/E RECEPTOR DE LÍQUIDOS.

Características de la alimentación:

VAPOR:

$$W_v = 64334 \text{ lb / hr} = 1072.23 \text{ lb / min}$$

$$\delta_v = 0.1048 \text{ lb / pie}^3$$

Cálculo del Flujo Volumétrico en pie³ / min:

$$Q_v = \left(\frac{W_v}{\delta_v} \right) = \frac{1072.23 \text{ lb/min}}{0.1048 \text{ lb/pie}^3} = 1023.2 \text{ pie}^3/\text{min.}$$

Datos del crudo:

LÍQUIDO:

$$\delta_L = 53.29 \text{ lb / pie}^3$$

$$\mu_L = 0.2301 \text{ cp}$$

Para obtener el diámetro se va a calcular en base a la velocidad del vapor.

Se obtendrá una altura para el espacio vapor y para el espacio del líquido, con estas dimensiones obtenidas se calculará el área disponible para el vapor, y con los datos de flujo y velocidad se calcula el área de vapor requerido y al comparar estas dos áreas deberá ser mayor el área disponible para el vapor, en caso contrario se dará un valor mayor al espacio vapor y por lo tanto aumentará el diámetro.

Cálculo del diámetro del separador en función de la velocidad del vapor.

Utilizando la siguiente ecuación se obtiene la velocidad del vapor.⁽⁷⁾

$$V = 0.35 \sqrt{(\delta_L - \delta_v) / \delta_v} \text{ ----- (1)}$$

Donde :

δ_L = Densidad del Líquido (lb / pie³)

δ_v = Densidad de Gas (lb / pie³)

V = Velocidad (pie / min)

0.35 = Constante.

Sustituyendo se obtiene que la velocidad es :

$$v = 0.35 \sqrt{\frac{53.26 - 0.1048}{0.1048}} = 8 \text{ pies/s}$$

De acuerdo a la ecuación 2 se obtiene el área total del recipiente:

$$A = \left(\frac{\pi D^2}{4} \right) \text{-----} (2)$$

Donde :

- A = Area (pie²)
- $\pi = 3.1416 = \text{constante}$
- D = diámetro (pies)

También se puede calcular el área en función al flujo volumétrico:

$$A = \left(\frac{Q_v}{v} \right) \text{-----} (3)$$

Donde :

- A = Area (pies²)
- Q_v = Flujo volumétrico total del vapor (pie³ / min.)
- v = Velocidad (pie / min.)

Despejando de la ecuación 2 el diámetro y sustituyendo el área en base al flujo volumétrico se tiene:

$$D = \sqrt{\frac{Q_v}{0.785 \times v \times 60}}$$

Calculando el diámetro en función del flujo volumétrico del vapor se tiene:

$$Q_v = 10231.2 \text{ pie}^3 / \text{min}$$

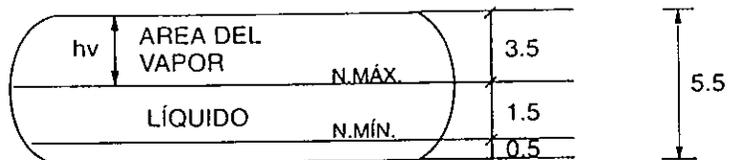
$$D = \sqrt{\frac{10231.2}{0.785 \times 8.0 \times 60}} = 5.2 \text{ pies} \quad \underline{D=5.5 \text{ pies}}$$

Cálculo del Área Requerida para la Separación del Vapor (A_{RV}):

De la ecuación 3 se tiene:

$$A_{VR} = \frac{Q_v}{60V} = \frac{10231.23 \text{ pie}^3 / \text{min}}{\frac{60s}{1 \text{ min.}} \times 8 \text{ pie/s}} = 21.3 \text{ ft}^2$$

Cálculo del area disponible para el vapor (A_{ov}) para un diámetro de 5.5 pies:



Del anexo F, Tabla de áreas parciales, se obtiene para un h/D una relación de A_{DV}/A_T con esta relación y con el dato del área total se obtiene el área disponible para esa altura (h).

$$\frac{h}{D} = \frac{3.5}{5.5} = 0.6364$$

Donde :

h = Altura del vapor (pie)

D = Diámetro (pie)

$$\frac{h}{D} = \frac{3.5}{5.5} = 0.6363 \longrightarrow \frac{A_{DV}}{A_T} = 0.6710$$

De acuerdo a la relación anterior y a partir del area total se obtendrá el área disponible para el vapor :

$$\frac{A_{DV}}{A_T} = 0.671 \longrightarrow A_{DV} = 0.671 \times A_T$$

De acuerdo a la ecuación 2 se obtiene el área total del recipiente:

$$A = \left(\frac{\pi D^2}{4} \right) \dots\dots\dots (2)$$

Donde :

A = Area (pie²)

$\pi = 3.1416 =$ constante

D = diámetro (pie)

Area total es :

$$A = \left(\frac{\pi D^2}{4} \right) = \frac{\pi 5.5^2}{4} = 23.7 \text{ pies}^2$$

Por lo tanto el área del vapor disponible es:

$$A_{DV} = 0.671 \times A_T = 0.671 \times 23.75 \text{ pies}^2 = 16 \text{ pies}^2$$

En conclusión el área de vapor disponible es menor que el área de vapor requerida: $A_{VR} = 21.3 \text{ pie}^2 \geq A_{VD} = 16 \text{ pie}^2$

Como puede observarse el área que requiere el vapor es mayor que el área que se dispone de acuerdo a las dimensiones propuestas, por lo cual se aumentará la altura del vapor a 4. pies y por lo tanto el diámetro también aumentará.

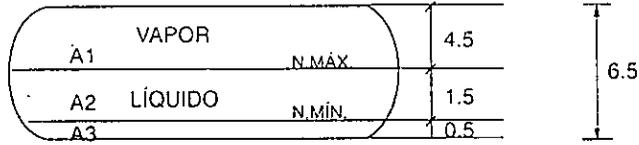
Suponiendo un diámetro de 6 pies se tiene:

$$\frac{h}{D} = \frac{4}{6} = 0.6666 \longrightarrow \frac{A_{VD}}{A_T} = 0.7080 \quad A_T = 28.26 \text{ pies}^2$$

$$A_{VD} = 0.7080 A_T = 0.7080 \times 28.26 \text{ pies}^2 = 20 \text{ pies}^2$$

$A_{VR} = 21.3 \text{ pies}^2 \geq A_{VD} = 20 \text{ pies}^2$ Sigue siendo menor el área disponible del vapor, por lo cual se supondrá una altura para el vapor de 4.5 ft

Suponiendo un diámetro de 6.5 pies se tiene:



$$\frac{h}{D} = \frac{4.5}{6.5} = 0.6923 \longrightarrow \frac{A_{VD}}{A_T} = 0.7389 \quad A_T = 33.2 \text{ pie}^2$$

$$A_{VD} = 0.7389 A_T = 0.7389 \times 33.2 \text{ pie}^2 = 24.5 \text{ pie}^2$$

$$A_{VR} = 21.3 \text{ ft}^2 \leq A_{VD} = 24.5 \text{ pie}^2$$

El área disponible para el vapor de acuerdo a las dimensiones propuestas es mayor que el área que requiere el vapor de acuerdo a su flujo, por lo cual ya se cumple con el vapor.

-Longitud del Separador:

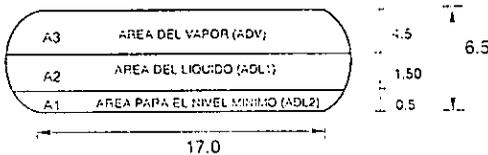
Considerando una $L/D = 2.5$

$$\frac{L}{D} = 2.5 \longrightarrow L = 2.5D = 2.5 \times 6.5 \text{ pie} = 16.25 \text{ pie} = 17 \text{ pies}$$

$L = 17 \text{ pies}$

LÍQUIDO:

Cálculo del volumen disponible para el líquido (V_{DL}) del nivel máximo al nivel mínimo:



Área disponible para el nivel mínimo (A1):

Por criterio la altura, del nivel mínimo del líquido es 6 pulgadas igual a 0.5 pies.

$$\frac{h}{D} = \frac{0.5}{6.5} = 0.0769 \longrightarrow \frac{A_1}{A_T} = 0.0354$$

$$A_1 = 0.0354 \times A_T = 0.0354 \times 33.2 \text{ pie}^2 = 1.2 \text{ pie}^2$$

Si el área total del recipiente es la suma del área para el vapor (A3) más el área para el líquido comprendido entre el nivel máximo y el nivel mínimo (A2) más el área que ocupa el nivel mínimo (A1), despejando el área 2 se tiene:

$$A2=A_T-A3-A1=33.2 \text{ pie}^2-(24.5+1.2) \text{ pie}^2=7.5 \text{ pie}^2$$

Por lo tanto el volumen disponible para el líquido es:

$$VDL=(A2) \times L=7.5 \text{ pie}^2 \times 17 \text{ pie}=127.5 \text{ pie}^3$$

Considerando un tiempo de residencia de 2 minutos el flujo volumétrico es:

$$Q_{DL}=\frac{127.5 \text{ pie}^3}{2 \text{ min}}=63.8 \text{ pie}^3/\text{min}$$

63.8 pie³/min=16,355 BPD de capacidad de manejo de crudo.

Como puede observarse, se dispone de un volumen para captar aproximadamente 16,355 barriles por día de aceite.

Las dimensiones finales son:

D.l.= 6.5 pies

L =17.0 pies

Cálculo de los Niveles y Niveles de Alarmas del Separador FA-200 AD/E

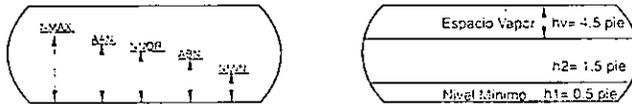
En forma general se establecen los siguientes criterios básico:

El nivel normal se considerará al 60% entre el nivel máximo y el nivel mínimo.

El nivel mínimo será de 152 mm.

Cuando se instale alarma por alto nivel, ésta se colocará al 80% entre el nivel mínimo y el nivel máximo.

Cuando se instale alarma por bajo nivel, ésta se colocará al 25% entre el nivel mínimo y el nivel máximo.



Niveles

Nivel Mínimo= 0.5 pie= 6 pulg=152 mm

Nivel Máximo = h₂ + h₁ = 1.5+0.5= 2 pie =24 pulg=610 mm

Nivel Normal = 0.6h₂ + h₁ = 0.6x1.5+0.5=1.4 pie =17 pulg=432 mm

Alarmas

AAN=h₂ x 0.8 + h₁= 0.8(1.5) +0.5= 1.7 pie= 20.4 pulg=518 mm

ABN=h₂ x 0.25 + h₁= 0.25(1.5) +0.5= 0.875 pie= 10.5 pulg=267 mm

ANEXO B

MEMORIA DE CÁLCULO.

FA-201 AD/E SEPARADOR DE GAS.

Del balance de materia y energía se obtienen los siguientes datos:

GAS:

$$W_v = 62686 \text{ lb / hr} = 1044.76 \text{ lb/min.}$$

$$\delta_v = 0.3252 \text{ lb / pie}^3$$

LÍQUIDO:

$$W_L = 1647.14 \text{ lb / hr} = 27.5 \text{ lb/min.}$$

$$\delta_L = 61.64 \text{ lb/pie}^3$$

Cálculo del Flujo Volúmetrico en pie³/min:

GAS:

$$Q_v = \left(\frac{W_v}{\delta_v} \right) = \frac{1044.76 \text{ lb/min}}{0.3252 \text{ lb/pie}^3} = 3213 \text{ pie}^3/\text{min.}$$

LÍQUIDO:

$$Q_L = \left(\frac{W_L}{\delta_L} \right) = \frac{27.5 \text{ lb/min}}{61.64 \text{ lb/pie}^3} = 0.4454 \text{ pie}^3/\text{min.}$$

Cálculo del diámetro del tanque en función de la velocidad del vapor:

La velocidad se obtiene de la siguiente manera de acuerdo con la siguiente ecuación:⁽⁷⁾

$$V = 0.35 \sqrt{\frac{\delta_L - \delta_v}{\delta_v}} = \text{pies/min} \dots\dots\dots (1)$$

Donde :

δ_L = Densidad del líquido (lb/pie³)

δ_v = Densidad de gas (lb/pie³)

V = Velocidad pie/min)

Sustituyendo en la ecuación (1) se obtiene que la velocidad es :

$$V = 0.35 \sqrt{\frac{61.64 - 0.3252}{0.3252}} = \underline{4.85 \text{ pies/s}}$$

El área del tanque es, de acuerdo a la ecuación 2:

$$A = \frac{\pi v D^2}{4} \dots\dots\dots (2)$$

Donde :

A = Area (pie²)

π = 3.1416 = constante

D = diámetro (pie)

El Área en función de la velocidad y del flujo de vapor:

$$A = \frac{Q_v}{V} \dots\dots\dots (3)$$

Donde :

A = Area pie²

Q_v = Flujo volumétrico del vapor (pie³/min.)

V = Velocidad (pie/min.)

Igualando la ecuación (2) y la ecuación (3) y despejando el diámetro se tiene :

$$D = \sqrt{\frac{Q_v}{0.785x Vx60}} \quad \text{.....} \quad (4)$$

Donde :

Q_v = Flujo volumétrico del vapor (pie³/min)

π = 3.1416 = constante

D = diámetro (pie)

V = Velocidad (pie/min)

60 = Factor de Conversión a segundos

El flujo del vapor es de acuerdo al balance de materia y energía:

$$Q_v = 3213 \text{ pie}^3/\text{min.}$$

Sustituyendo en la ecuación (4) para encontrar el diámetro se tiene:

$$D = \sqrt{\frac{3213}{0.785x4.85x60}} = \underline{3.8 \text{ pies}}$$

Como no es un diámetro nominal se tomará el inmediato superior:

$$\underline{\underline{D=4 \text{ pies}}}$$

Cálculo del diámetro de la boquilla de alimentación del tanque (ϕ):

Esta boquilla debe cumplir con las siguientes condiciones:

- Patrón de flujo: debe ser anular ó burbuja, preferentemente evitar "SWG" ó "PWG"
- La velocidad en la boquilla, debe ser menor a la de erosión.

Velocidad de Erosión:

$$V_R = \frac{160}{\sqrt{\delta_M}} = \text{pies/s} \quad \text{.....} \quad (5)$$

Donde :

δ_M = Densidad de la mezcla (lb/ pie³)

V_R = Velocidad de erosión (pie/seg)

La densidad de mezcla se calcula de la siguiente manera:

$$\delta M = \frac{W_L + W_v}{\frac{W_L}{\delta_L} + \frac{W_v}{\delta_v}} = \frac{1647.4 + 62686}{\frac{1647.4}{61.64} + \frac{62686}{0.3252}} = 0.3337 \text{ lb/pie}^3 \quad \text{..... (6)}$$

Sustituyendo en la ecuación 5 se tiene que la velocidad de erosión es:

$$V_R = \frac{160}{\sqrt{0.3337}} = 277 \text{ pies/s}$$

Para calcular el diámetro mínimo de la boquilla de alimentación se utilizará la siguiente ecuación:

$$\Phi_{\text{BOQUILLA MÍNIMO}} = \sqrt{\frac{Q_T}{0.785 \times 60 \times V_R}} \quad \text{..... (7)}$$

Donde :

Q_T = Flujo volumétrico total (pie³/min)

ϕ = Diámetro de la boquilla de alimentación del tanque (pie)

0.785 = Constante = $\pi/4$

60 = Factor de conversión a segundos

Sustituyendo en la ecuación (7) se tiene que el diámetro mínimo de la boquilla de alimentación para el tanque será de :

$$\Phi_{\text{BOQUILLA MÍNIMO}} = \sqrt{\frac{3213.44}{0.785 \times 60 \times 277}} = 0.5 \text{ pie} = 6 \text{ pulg.}$$

El diámetro que se calculó con la velocidad de erosión es el diámetro mínimo, este valor se tomará como base para fijar el diámetro más conveniente, como primera aproximación, se seleccionara una boquilla de 10 pulgadas, utilizando las siguientes ecuaciones :⁽²⁾

$$B_x = 531 \left(\frac{W_L}{W_v} \right) \left[\frac{\sqrt{\delta_L \times \delta_v}}{\delta_L^{2/3}} \right] \left[\frac{\mu_L^{1/3}}{\sigma_L} \right] \quad \text{..... (8)}$$

Donde :

B_x = Abscisa de la gráfica de Patron de Flujo (anexo G)

W_L = Flujo másico del líquido (lb/h)

W_v = Flujo másico del vapor (lb/h)

δ_v = Densidad del vapor (lb/ ft³)

δ_L = Densidad del líquido (lb/ ft³)

μ_L = Viscosidad del líquido (cp)

σ_L = Tensión superficial del líquido (dinas/cm²)

Sustituyendo los valores en la ecuación (8) se tiene que:

$$B_x = 531 \left(\frac{1647.14}{62686} \right) \left[\frac{\sqrt{61.64 \times 0.3252}}{61.64^{2/3}} \right] \left[\frac{0.5261^{1/3}}{67.763} \right] = 0.0477$$

Para encontrar la otra coordenada se tiene la siguiente ecuación:

$$B_y = \frac{2.16 \times W_v}{A \sqrt{\delta_L \delta_v}} \quad \text{..... (9)}$$

Donde :

BY = Ordenada de la grafica patron de flujo (Anexo G)

Wv= Flujo másico del vapor (lb/h)

δ_v = Densidad del vapor (lb/ pie³)

δ_L = Densidad del líquido (lb/ pie³)

2.6 = Constante

A = Area (pie²)

El área es, de acuerdo con la ecuación (1):

$$A = 0.785D^2 \quad \text{..... (1)}$$

Sustituyendo la ecuación (1) en la ecuación (9) y sustituyéndole los respectivos valores se tiene que:

$$B_y = \frac{2.16 \times 62686}{0.785(0.8333^2) \sqrt{61.64 \times 0.3252}} = 55,477$$

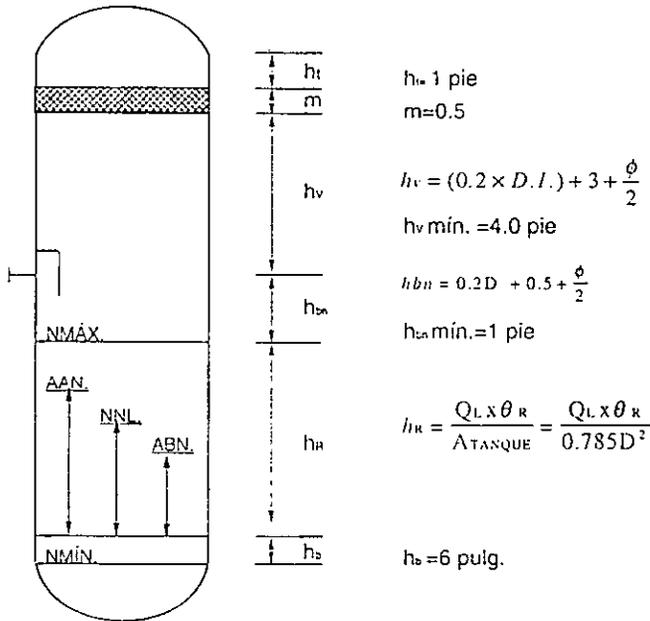
Como se puede observar en el anexo G con BX= 0.041 y BY=55,477 nos encontramos en flujo estratificado por lo tanto se supone otro diámetro de la boquilla, por que se debe tener un flujo anular:

Suponiendo ahora un diámetro de la boquilla de 8 pulgadas se tiene:

$$B_y = \frac{2.16 \times 62686}{0.785(0.6666^2) \sqrt{61.64 \times 0.3252}} = 86,682$$

Con esta nueva coordenada, se obtiene un patron de flujo tipo anular por lo tanto es el diámetro correcto: 8 pulgadas.

Cálculo de la Altura del Tanque :



Cálculo del espacio entre la parte superior del tanque y la parte superior de la malla (ht):

Por criterio ht= 12 pulgadas=1.0 pie

Cálculo del espacio que ocupa la malla dentro del tanque (m):

Por criterio m= 6 pulgadas=0.5 pie

Cálculo del espacio vapor (hv):

$$h_v = (0.2 D.I.) + 3 + \frac{\phi}{2} \dots\dots\dots (10)$$

Donde :

hv = espacio vapor (pie)

φ = diámetro de la boquilla de alimentación del tanque (pie)

0.2D.I. = quinta parte del diámetro Interno (pie)

Sustituyendo el diámetro de la boquilla en la ecuación (10) para encontrar el espacio vapor (h_v):

$$h_v = (0.2 \times 4.0) + 3 + \frac{0.6666}{2} = 4.1 \text{ pie}$$

Calculo del espacio entre el nivel máximo y la entrada de la boquilla (h_{bu}):

$$h_{bu} = 0.2D + 0.5 + \frac{\phi}{2} \quad \text{..... (11)}$$

Sustituyendo los valores se tienen:

$$h_{bu} = (0.2 \times 4.0) + \frac{0.6666}{2} = 1.13 \text{ pie}$$

Cálculo del espacio entre el nivel máximo y el nivel mínimo (h_R):

$$h_R = \frac{Q_L \times \theta_R}{A_T} = \frac{Q_L \times \theta_R}{0.785D^2} \quad \text{..... (12)}$$

Donde :

h_R = Espacio entre el nivel máximo y el nivel mínimo del líquido (pie)

Q_L = Flujo volumétrico del líquido (pie³/min)

θ_R = Tiempo de residencia (min.)

A_T = Área del tanque (pie²)=0.785D²

Sustituyendo los valores en la ecuación 12 se tiene que:

$$h_R = \frac{0.4454 \times 5}{0.785 \times 4^2} = 0.2 \text{ pie}$$

Como se observa el espacio es demasiado pequeño , por lo que se usará el siguiente criterio: el espacio entre el nivel máximo y el nivel mínimo para el líquido es de 2 pie.

Cálculo del espacio entre el nivel mínimo del líquido (h_b):

Por criterio h_b= 6 pulgadas=0.5 pie

Longitud total del tanque (H):

$$H = h_r + m + h_v + h_{bn} + h_R + h_b \quad \text{-----} \quad (13)$$

Sustituyendo los valores se tiene que la longitud total del tanque es:

$$H = 1.0 + 0.5 + 4.0 + 1.1 + 2.0 + 0.5 = 9.0 \text{ pie}$$

De acuerdo a la altura y al diámetro se tiene una L/D de:

$$\frac{L}{D} = \frac{9.0}{4} = 2.3$$

En términos generales la relación L/D para cualquier tanque de proceso se encontrará en el rango de:

$$1 \leq \frac{L}{D} \leq 5$$

Cálculo de los Niveles de Alarmas y del Nivel Normal del Líquido:

$$AAN = (h_R - 0.5) \times 0.8 + h_{min} = 0.8(1.5) + 0.5 = 1.7 \text{ pie} = 20 \text{ pulg} = 518 \text{ mm}$$

$$NNL = (h_R - 0.5) \times 0.6 + h_{min} = 0.6(1.5) + 0.5 = 1.4 \text{ pie} = 16.8 \text{ pulg} = 427 \text{ mm}$$

$$ABN = (h_R - 0.5) \times 0.25 + h_{min} = 0.25(1.5) + 0.5 = 0.875 \text{ pie} = 11 \text{ pulg} = 268 \text{ mm}$$

ANEXO C

MEMORIA DE CÁLCULO.

FA-202 AD/E SEPARADOR TRIFÁSICO.

Del balance de materia y energía se obtienen los siguientes datos:

VAPOR:

$$W_v = 49,534 \text{ lb/hr} = 826 \text{ lb/min}$$

$$\delta_v = 1.042 \text{ lb/pie}^3$$

LIQUIDO:

$$W_L = 12,3124 \text{ lb/hr} = 205 \text{ lb/min.}$$

$$\delta_L = 35.810 \text{ lb/pie}^3$$

$$\mu_L = 0.1536 \text{ cp}$$

AGUA:

$$W_w = 8381 \text{ lb / hr} = 14.0 \text{ lb/min.}$$

$$\delta_w = 61.635 \text{ lb/pie}^3$$

$$\mu_w = 0.5723 \text{ cp}$$

Cálculo del flujo volumétrico en pie³/min:

GAS:

$$Q_v = \left(\frac{W_v}{\delta_v} \right) = \frac{826 \text{ lb/min}}{1.042 \text{ lb/pie}^3} = 793 \text{ pie}^3/\text{min.}$$

LÍQUIDO:

$$Q_L = \left(\frac{W_L}{\delta_L} \right) = \frac{205 \text{ lb/min}}{35.810 \text{ lb/pie}^3} = 5.72 \text{ pie}^3/\text{min.}$$

AGUA:

$$Q_w = \left(\frac{W_w}{\delta_w} \right) = \frac{14 \text{ lb/min}}{61.635 \text{ lb/pie}^3} = 50.2271 \text{ pie}^3/\text{min.}$$

Cálculo del diámetro interno en función a la velocidad del vapor:

Cálculo de la velocidad:

$$V = 0.35 \sqrt{\frac{(\delta_L - \delta_v)}{\delta_v}} \quad \text{----- (1)}$$

Donde :

δ_L = Densidad del líquido (lb/pie³)

δ_v = Densidad de gas (lb/pie³)

V = Velocidad pie/s)

Sustituyendo:

$$V = 0.35 \sqrt{\frac{35.81 - 1.012}{1.012}} = 2.0 \text{ pies/s}$$

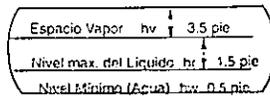
Para obtener el diámetro se tiene:

$$D = \sqrt{\frac{Q_v}{0.785 \times V \times 60}} \quad \text{----- (2)}$$

Sustituyendo los valores:

$$D = \sqrt{\frac{793 \text{ pie}^3/\text{min}}{0.785 \times 2 \text{ pie/s} \times 60 \text{ s/min.}}} = \underline{3 \text{ pie}}$$

El diámetro obtenido es una aproximación en el espacio que se requiere para el vapor, ya que se obtuvo en función del flujo de vapor, ahora bien, por criterio el espacio mínimo para el espacio vapor es de 3.5 pie cuando se tiene malla separadora ó caja vane, por lo que se va a considerar este espacio y para el caso del líquido se estima un espacio de 1.5 pie y con este espacio disponible se obtiene un tiempo de residencia, el cual por criterio no debe ser menor de 5 minutos; de no ser así se deberá aumentar el espacio para el líquido hasta que se cumpla con el tiempo disponible.



$$\text{Diámetro} = h_v + h_r + h_{w \text{ min.}} = 3.5 + 1.5 + 0.5 = \underline{5.5 \text{ pie}}$$

Cálculo de la longitud del tanque:

Si se tiene un L/D = 3 por lo tanto longitud sera L = 3xD = 3 x 5.5 = 16.5 pies

L = 17 pie

Cálculo del área disponible para el hidrocarburo (A_{DL}):

$\frac{h_L}{D}$ Donde :
h = Altura para el líquido (pie)
D = Diámetro (pie)

Del anexo F, Tablas de Áreas Parciales, se obtiene para un h/D una relación de A_{DL}/A_T

$$\frac{h_L}{D} = \frac{1.5}{5.5} = 0.2727 \longrightarrow \frac{A_{DL}}{A_T} = 0.2212$$

Sustituyendo se tiene que el área del líquido disponible es:

$$A_{DL} = 0.2212 A_T = 0.2212 \times 23.8 \text{ pie}^2 = 5.3 \text{ pie}^2$$

Cálculo del volumen disponible para el hidrocarburo (V_{DL}):

$$V_{DL} = A_{DL} \times L$$

Donde :

- V_{DL} = Volumen disponible el hidrocarburo (pie³)
- A_{DL} = Área disponible del hidrocarburo (pie²)
- L = Longitud del tanque (pie)

Sustituyendo se tiene:

$$V_{DL} = 5.3 \text{ pie}^2 \times 17 \text{ pie} = 90.1 \text{ pie}^3$$

El tiempo de residencia disponible para el líquido sera:

$$V_{DL} = Q \times \theta_R$$

Despejando el tiempo de residencia se tiene que:

$$\theta_R = \frac{V_{DL}}{Q} = \frac{90.1 \text{ pie}^3}{5.73 \text{ pie}^3/\text{min}} = \underline{15.8 \text{ min}}$$

Como se puede observar, el tiempo de residencia para el líquido es adecuado ya que mínimo por criterio es de 5 minutos.

Cálculo del área disponible para el agua (A_{DW}):

$$A_T = A_{DV} + A_{DL} + A_{DW}$$

Despejando se tiene:

$$A_{DW} = A_T - A_{DV} - A_{DL}$$

$$A_{DW} = 23.8 - 16.0 - 5.8 = 2 \text{ pie}^2$$

Dimensionamiento de la Pierna del Tanque

Cálculo del diámetro para la pierna del tanque.⁽⁷⁾

$$D_p = \sqrt{\frac{V_w}{0.785 h_w T}}$$

Donde :

D_p = Diámetro de la pierna del tanque (pie)

V_w = Volumen que ocupa el agua (pie³)

h_w =Altura entre el nivel mínimo y el nivel máximo

por criterio deberá ser de 18 pulg. a 24 pulg. se escoge 18 pulg.=1.5 pie

El volumen que ocupa el agua para un tiempo de residencia de 2 minutos es:

$$V_w = \left(\frac{0.2271 \text{ pie}^3}{\text{min}} \right) (2 \text{ min}) = 0.45 \text{ pie}^3$$

Sustituyendo valores el diámetro de la pierna es:

$$D_p = \sqrt{\frac{0.45 \text{ pie}^3}{0.785(1.5 \text{ pie})}} = 0.62 \text{ pie} \approx 1 \text{ pie}$$

Comprobación si requiere el tanque de una pierna para la separación del agua-hidrocarburo:

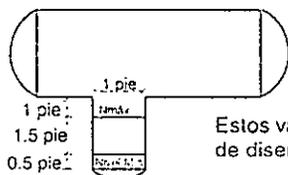
$$\frac{D_p}{D} \leq 0.3$$

Si la relación entre el diámetro de la pierna y el diámetro del tanque es menor a 3, el tanque necesita pierna si es mayor no necesita

$$\frac{1}{5.5} = 0.182 \leq 0.3$$

El valor es menor, por lo cual si necesita pierna el tanque

Niveles de la pierna:



Estos valores de los niveles en la pierna son criterios de diseño.

Cálculo del volumen requerido del agua en la pierna del tanque:

$$V_{RW} = Q_W \times \theta_R$$

Sustituyendo valores y suponiendo un tiempo de residencia de 3, minutos se tiene que el volumen del agua requerido es:

$$V_W = \left(\frac{0.2271 \text{ pie}^3}{\text{min}} \right) (2 \text{ min}) = 0.45 \text{ pie}^3$$

Cálculo del volumen disponible del agua en la pierna del tanque:

$$V_{DW} = A_{DW} \times L = \frac{\pi}{4} D_p^2 L$$

Donde :
 D_p = Diámetro de la pierna del tanque (pie)
 A_{DW} = Área disponible para el agua (pie²)
 L = Longitud del tanque (pie)

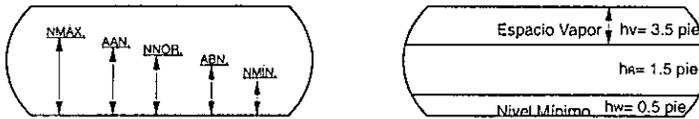
Sustituyendo:

$$V_{DW} = \left(\frac{\pi}{4} \right) (1 \text{ pie})^2 (1 \text{ pie}) = 0.785 \text{ pie}^3$$

$$V_{RW} = 0.45 \text{ pie}^3 \leq V_{DW} = 0.785 \text{ pie}^3$$

Comparando, se observa que el volumen disponible para el agua en la pierna es mayor que el volumen que se requiere.

Cálculo de los niveles y niveles de alarmas del tanque FA-202 AD/E



Niveles

Nivel Mínimo = 0.5 pie = 6 pulg = 152 mm

Nivel Máximo = $h_R + h_w = 1.5 + 0.5 = 2$ pie = 24 pulg = 610 mm

Nivel Normal = $0.6h_R + h_w = 0.6 \times 1.5 + 0.5 = 1.4$ pie = 16.8 pulg = 427 mm

Alarmas

$AAN = h_R \times 0.8 + h_w = 0.8(1.5) + 0.5 = 1.7$ pie = 20.0 pulg = 518 mm

$ABN = h_R \times 0.25 + h_w = 0.25(1.5) + 0.5 = 0.88$ pie = 10.5 pulg = 267 mm

ANEXO D

MEMORIA DE CÁLCULO PARA LA POTENCIA DEL COMPRESOR.

$$\text{Potencia} = \frac{WH}{33000\eta}$$

Donde:

$$\text{Potencia} = \text{Hp}$$

$$W = \text{Flujo másico del gas (lb/min)}$$

$$H = \text{Carga} \left(\frac{\text{pie} \cdot \text{lb}}{\text{lb}} \right)$$

$$\eta = \text{Eficiencia}$$

Se incluye esta memoria de cálculo, para informar de que manera se puede obtener la potencia del compresor, para este trabajo se utilizaron los valores obtenidos directamente del simulador, utilizado para el balance de materia y energía.

ANEXO E

MEMORIA DE CÁLCULO PARA LA POTENCIA DE LA BOMBA.

$$\text{Flujo} = 598 \text{ gal/min}$$

$$\text{Presión de succión} = 1.71 \text{ psig}$$

$$\text{Presión de descarga} = 35.56 \text{ psig}$$

Con la siguiente ecuación se calcula la potencia

$$\text{HP} = \frac{\text{GPM} \times \Delta P}{1714 \eta_B \eta_M}$$

De la tabla A se tiene la eficiencia de la bomba.

$$\eta_B = 75.36\%$$

Sustituyendo valores se tiene:

$$HP = \frac{598 \times (35.6 - 1.7)}{1714 (0.7536)} \approx 15.7$$

De la tabla B se obtiene la eficiencia del motor:

$$\eta_M = 86\%$$

Sustituyendo el valor la potencia es de:

$$HP = \frac{15.7}{.86} = 18$$

Tabla A⁽¹⁷⁾
Eficiencia de Bombas

CAPACIDAD (GPM)	EFICIENCIA (%)
10	12.23
20	26.26
30	33.58
40	38.44
50	42.68
60	46.26
70	48.94
80	50.44
90	51.79
100	53.75
200	63.57
300	69.39
400	73.13
500	75.36
1000	80.0
2000	82.68
3000	84.29
4000	85.36
5000	86.62

Tabla B⁽¹⁷⁾
Eficiencia de Motores

Motor		Eficiencia	Motor		Eficiencia
HP	KW		HP	KW	
1	0.74	80	500	373	93
2	1.49	82	600	447	93
3	2.24	84	700	522	93
5	3.73	85	800	597	94
7.5	5.59	85	900	671	94
10	7.46	85	1000	746	94
15	11.1	86	1250	932	94
20	14.9	87	1500	1118	94
25	18.6	88	1750	1305	94
30	22.4	89	2000	1491	94
40	29.8	89	2500	1864	94
50	37.2	89	2750	2051	95
75	55.9	90	3000	2237	95
100	74.6	90	3500	2610	95
125	93.2	90	4000	2983	95
150	112	90	4500	3356	95
200	149	90	5000	3728	95
250	188	90	---	---	-----

ANEXO F

HOJA DE RESULTADOS DEL CÁLCULO DEL EC-200 ENFRIADOR DE PRIMERA.

Se utilizó el HEXTRAN para el cálculo del enfriador.

Ref. Simulador utilizado en la Div. de Proceso del IMP.

Los criterios básicos para el uso de soloaires son:

Principalmente por que ocupa poco espacio en plataformas, para el enfriamiento no requiere de una corriente de proceso, tiene una caída de presión baja comparada con el equipo de tubos y coraza.

SIMULATION SCIENCES INC.
 PROJECT SAMPLES
 PROBLEM

HEXTRAN
 SIMULATION
 SOLUTION

0001
 09/30 87

AIR-COOLED EXCHANGER DATA SHEET

```

-----
I EXCHANGER NAME LAUNDER UNIT ID 8000
I SIZE TYPE FORCED NO. OF BAYS 3
I AREA/UNIT-FINNED 39939. FTD ( 39186. FTD REQUIRED) -BARE 6692. FTD
I HEAT EXCHANGED MMBTU /HR 6.350, MTD(CORRECTED) 31.4, FT 0.375
I TRANSFER RATE FINNED-SERVICE 6.35, BARE-SERVICE 30.88, CLEAN 7.58
I BTU/HR-FT2-F (REQUIRED 6.34) (REQUIRED 30.17)
-----
I PERFORMANCE OF ONE UNIT TUBE-SIDE AIR-SIDE
-----
I FEED STREAM NUMBER 0001 0002
I FEED STREAM NAME GAS AIR
I TOTAL FLUID LB/HR 81684. 575365.
I VAPOR (IN/OUT) LB/HR 41541. / 49249. 575365. / 575365.
I LIQUID LB/HR 0. / 12293. 0. / 0.
I STEAM LB/HR 1143. / 278. 0. / 0.
I WATER LB/HR 0. / 563. 0. / 0.
I NON CONDENSIBLE LB/HR 0. 0.
I TEMPERATURE (IN/OUT) DEG F 348.0 / 125.0 100.0 / 145.6
I PRESSURE (IN/OUT) PSIA 147.0 / 145.5 15.0 / 15.0
I FOULING RESIST FTD-HR-F/BTU 0.00200 0.00200 (0.00384 REQD)
-----
I SP. GR., LIQ (60F / 60F H2O) 0.000 / 0.613 I AIR QTY/UNIT
I VAP (60F / 60F AIR) 0.496 / 0.472 I STD FT3/MIN 127859.
I DENSITY, LIQUID LB/FT3 0.000 / 38.627 I AIR QTY/FAN
I VAPOR LB/FT3 0.946 / 1.107 I ACT FT3/MIN 22679.
I VISCOSITY, LIQUID CP 0.000 / 0.197 I STATIC DP
I VAPOR CP 0.012 / 0.010 I IN H2O 0.36
I THERM COND. LIQ BTU/HR-FT-F 0.0000 / 0.0666 I FACE VELOCITY
I VAP BTU/HR-FT-F 0.0193 / 0.0146 I FT/SEC 3.3
I SPEC.HEAT, LIQUID BTU /LB F 0.0000 / 0.6232
I VAPOR BTU /LB F 0.5135 / 0.4666
I LATENT HEAT BTU /LB 0.00
I PRESSURE DROP (CALC) PSIA 0.75
-----
I CONSTRUCTION OF ONE BAY
-----
I BUNDLE I HEADER I TUBE
-----
I SIZE 11.0 FT X 20.0 FT I PASSES/BUNDLE 1 I MATERIAL CARB STL
I BUNDLES IN PARALLEL 1 I NOZZLES I OD 1.000 IN
I IN SERIES 2 I NO./SIZE INLET 1 / 4.0 IN I THICKNESS 0.063 IN
I ROWS 2 I NO./SIZE OUTLET 1 / 4.0 IN I NUMBER/BNDL 213
I LENGTH 20.0 FT
I FAN I FIN I PITCH-TRAN 1.25IN
I -LONG 1.28IN
I NUMBER/UNIT 2 I MATERIAL A106CH14 I LAYOUT STAGGER
I POWER/FAN 1.4 HP I OD 1.32 IN, THICK 0.025 IN
I DIAMETER 10.0 FT I NUMBER/IN 9.0
I EFFICIENCY 90.0 PCNT I EFFICIENCY 99.0 PCNT
I I TYPE TRANSVERSE
-----

```

ANEXO G

HOJA DE RESULTADOS DEL CÁLCULO DEL EC-201 ENFRIADOR DE SEGUNDA.

Se utilizó el HEXTRAN para el cálculo del enfriador.

Ref. Simulador utilizado en la Div. de Proceso del IMP.

AIR-COOLED EXCHANGER DATA SHEET

I EXCHANGER NAME	LANDER	UNIT ID	8000
I SIZE		TYPE	FORCED
I AREA/UNIT-FINNED	Q9509. FT2 (21341. FT2 REQUIRED)	-BARE	6692. FT2
I HEAT EXCHANGED	MMBTU /HR	HTD(CORRECTED)	37.8. FT 0.827
I TRANSFER RATE	FINNED-SERVICE 6.67, BARE-SERVICE 29.43, CLEAN 7.28		
I BTU/HR-FT2-F	(REQUIRED 4.62)	(REQUIRED 21.27)	

I PERFORMANCE OF ONE UNIT	TUBE-SIDE	AIR-SIDE	

I FEED STREAM NUMBER	0001	0002	
I FEED STREAM NAME	GAS	AIRE	
I TOTAL FLUID	LB/HR	64334.	577406.
I VAPOR (IN/CUT)	LB/HR	61548.7	577406./ 577406.
I LIQUID	LB/HR	0./ 0.	0./ 0.
I STEAM	LB/HR	3786.7	1032. 0./ 0.
I WATER	LB/HR	3./ 1754.	0./ 0.
I NON CONDENSIBLE	LB/HR	0.	0.
I TEMPERATURE (IN/OUT)	DEG F	241.7 / 135.0	100.0 / 138.3
I PRESSURE (IN/CUT)	PSIA	59.1 / 52.3	15.0 / 15.0
I FOULING RESIST FT2-HR-F/BTU		0.00200	0.00200 (0.00553 REQD)

I SP. GR., LIQ (60F / 60F H2O)	0.000 / 1.000	I AIR QTY/UNIT	
I VAP (60F / 60F AIR)	0.504 / 0.497	I STD FT3/MIN	128312.
I DENSITY, LIQUID	LB/FT3	0.000 / 61.632	I AIR QTY/FAN
I VAPOR	LB/FT3	0.303 / 0.353	I ACT FT3/MIN
I VISCOSITY, LIQUID	CP	0.000 / 0.529	I STATIC DP
I VAPOR	CP	0.012 / 3.013	I IN H2O
I THERML COND, LIQ	BTU/HR-FT-F	0.0000 / 0.3712	I FACE VELOCITY
I VAP	BTU/HR-FT-F	0.0185 / 0.0137	I FT/SEC
I SPEC. HEAT, LIQUID	BTU /LB F	0.0000 / 0.9990	
I VAPOR	BTU /LB F	0.5014 / 0.4428	
I LATENT HEAT	BTU /LB	0.00	
I PRESSURE I 'P (CALC)	PSIA	2.62	

CONSTRUCTION OF ONE BAY			

I BUNDLE	I HEADER	I TUBE	

I SIZE	11.1 FT X 20.0 FT	I PASSES/BUNDLE	1
I BUNDLES IN PARALLEL	1	I NOZZLES	
I IN SERIES	2	I NO./SIZE INLET	1 / 4.0 IN
I ROWS	2	I NO./SIZE OUTLET	1 / 4.0 IN

I FAN	I FIN	I PITCH-TRAN	1.25IN

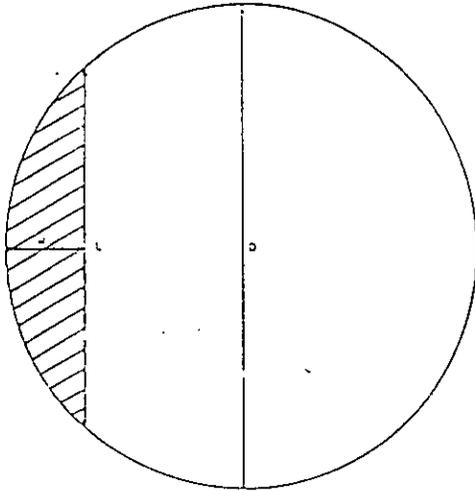
I NUMBER/UNIT	2	I MATERIAL	A106GH14
I POWER/FAN	1.4 HP	I CD	1.32 IN, THICK 0.025 IN
I DIAMETER	10.0 FT	I NUMBER/IN	9.0
I EFFICIENCY	90.0 PCNT	I EFFICIENCY	99.0 PCNT

I TYPE		I TYPE	TRANSVERSE

ANEXO H

TABLA DE ÁREAS PARCIALES.⁽⁷⁾

TABLAS DE AREAS PARCIALES



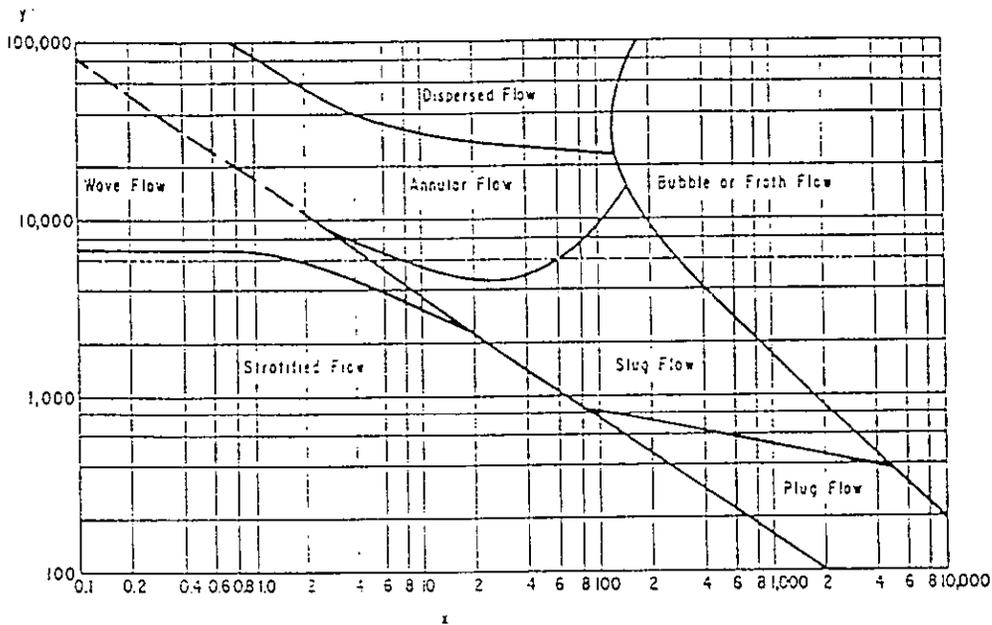
			M/D FROM 0 TO .1								
M/D	L/D	A ₁ /A ₂	M/D	L/D	A ₁ /A ₂	M/D	L/D	A ₁ /A ₂	M/D	L/D	A ₁ /A ₂
.0000	.0000	.0000	.0200	.0800	.0046	.0400	.0919	.0134	.0600	.0750	.0215
.0005	.0047	.0000	.0205	.0814	.0050	.0405	.0943	.0137	.0605	.0768	.0218
.0010	.0092	.0001	.0210	.0828	.0054	.0410	.0968	.0139	.0610	.0787	.0221
.0015	.0137	.0001	.0215	.0841	.0058	.0415	.0993	.0142	.0615	.0805	.0224
.0020	.0183	.0002	.0220	.0854	.0063	.0420	.1018	.0144	.0620	.0823	.0227
.0025	.0229	.0003	.0225	.0866	.0067	.0425	.1043	.0147	.0625	.0841	.0230
.0030	.0274	.0003	.0230	.0878	.0071	.0430	.1067	.0149	.0630	.0859	.0233
.0035	.0319	.0004	.0235	.0890	.0074	.0435	.1092	.0152	.0635	.0877	.0236
.0040	.0364	.0004	.0240	.0901	.0078	.0440	.1116	.0155	.0640	.0895	.0239
.0045	.0409	.0005	.0245	.0912	.0082	.0445	.1141	.0157	.0645	.0913	.0242
.0050	.0454	.0005	.0250	.0922	.0086	.0450	.1165	.0160	.0650	.0931	.0245
.0055	.0499	.0007	.0255	.0933	.0090	.0455	.1189	.0162	.0655	.0948	.0248
.0060	.0544	.0008	.0260	.0943	.0094	.0460	.1213	.0165	.0660	.0966	.0251
.0065	.0589	.0009	.0265	.0953	.0098	.0465	.1237	.0168	.0665	.0983	.0254
.0070	.0634	.0010	.0270	.0963	.0102	.0470	.1261	.0171	.0670	.1000	.0257
.0075	.0679	.0011	.0275	.0972	.0106	.0475	.1285	.0173	.0675	.1018	.0260
.0080	.0724	.0012	.0280	.0981	.0109	.0480	.1309	.0175	.0680	.1035	.0263
.0085	.0769	.0013	.0285	.0990	.0113	.0485	.1333	.0177	.0685	.1052	.0266
.0090	.0814	.0014	.0290	.1000	.0116	.0490	.1357	.0180	.0690	.1069	.0269
.0095	.0859	.0014	.0295	.1009	.0119	.0495	.1381	.0182	.0695	.1086	.0272
.0100	.0904	.0017	.0300	.1018	.0122	.0500	.1405	.0184	.0700	.1103	.0275
.0105	.0949	.0018	.0305	.1027	.0125	.0505	.1429	.0186	.0705	.1120	.0278
.0110	.0994	.0020	.0310	.1036	.0128	.0510	.1453	.0189	.0710	.1137	.0281
.0115	.1039	.0021	.0315	.1045	.0131	.0515	.1477	.0191	.0715	.1153	.0284
.0120	.1084	.0022	.0320	.1054	.0134	.0520	.1501	.0193	.0720	.1170	.0287
.0125	.1129	.0024	.0325	.1063	.0137	.0525	.1525	.0195	.0725	.1186	.0290
.0130	.1174	.0025	.0330	.1072	.0140	.0530	.1549	.0197	.0730	.1203	.0293
.0135	.1219	.0027	.0335	.1081	.0143	.0535	.1573	.0199	.0735	.1219	.0296
.0140	.1264	.0028	.0340	.1090	.0146	.0540	.1597	.0201	.0740	.1235	.0299
.0145	.1309	.0030	.0345	.1099	.0148	.0545	.1621	.0203	.0745	.1252	.0302
.0150	.1354	.0031	.0350	.1108	.0151	.0550	.1645	.0205	.0750	.1268	.0305
.0155	.1399	.0033	.0355	.1117	.0154	.0555	.1669	.0207	.0755	.1284	.0308
.0160	.1444	.0034	.0360	.1126	.0157	.0560	.1693	.0209	.0760	.1300	.0311
.0165	.1489	.0035	.0365	.1135	.0160	.0565	.1717	.0211	.0765	.1316	.0314
.0170	.1534	.0037	.0370	.1144	.0163	.0570	.1741	.0213	.0770	.1332	.0317
.0175	.1579	.0039	.0375	.1153	.0166	.0575	.1765	.0215	.0775	.1348	.0320
.0180	.1624	.0041	.0380	.1162	.0169	.0580	.1789	.0217	.0780	.1364	.0323
.0185	.1669	.0042	.0385	.1171	.0172	.0585	.1813	.0219	.0785	.1380	.0326
.0190	.1714	.0044	.0390	.1180	.0175	.0590	.1837	.0221	.0790	.1396	.0329
.0195	.1759	.0044	.0395	.1189	.0178	.0595	.1861	.0223	.0795	.1412	.0332

H/D F-04 11 12 13											
H/D	L/D	K ₁ /L ₁	H/D	L/D	K ₁ /L ₁	H/D	L/D	K ₁ /L ₁	H/D	L/D	K ₁ /L ₁
1000	1000	1510	1100	6149	2620	1100	6149	2620	1100	6149	2620
1001	1001	1511	1101	6151	2621	1101	6151	2621	1101	6151	2621
1002	1002	1512	1102	6153	2622	1102	6153	2622	1102	6153	2622
1003	1003	1513	1103	6155	2623	1103	6155	2623	1103	6155	2623
1004	1004	1514	1104	6157	2624	1104	6157	2624	1104	6157	2624
1005	1005	1515	1105	6159	2625	1105	6159	2625	1105	6159	2625
1006	1006	1516	1106	6161	2626	1106	6161	2626	1106	6161	2626
1007	1007	1517	1107	6163	2627	1107	6163	2627	1107	6163	2627
1008	1008	1518	1108	6165	2628	1108	6165	2628	1108	6165	2628
1009	1009	1519	1109	6167	2629	1109	6167	2629	1109	6167	2629
1010	1010	1520	1110	6169	2630	1110	6169	2630	1110	6169	2630
1011	1011	1521	1111	6171	2631	1111	6171	2631	1111	6171	2631
1012	1012	1522	1112	6173	2632	1112	6173	2632	1112	6173	2632
1013	1013	1523	1113	6175	2633	1113	6175	2633	1113	6175	2633
1014	1014	1524	1114	6177	2634	1114	6177	2634	1114	6177	2634
1015	1015	1525	1115	6179	2635	1115	6179	2635	1115	6179	2635
1016	1016	1526	1116	6181	2636	1116	6181	2636	1116	6181	2636
1017	1017	1527	1117	6183	2637	1117	6183	2637	1117	6183	2637
1018	1018	1528	1118	6185	2638	1118	6185	2638	1118	6185	2638
1019	1019	1529	1119	6187	2639	1119	6187	2639	1119	6187	2639
1020	1020	1530	1120	6189	2640	1120	6189	2640	1120	6189	2640
1021	1021	1531	1121	6191	2641	1121	6191	2641	1121	6191	2641
1022	1022	1532	1122	6193	2642	1122	6193	2642	1122	6193	2642
1023	1023	1533	1123	6195	2643	1123	6195	2643	1123	6195	2643
1024	1024	1534	1124	6197	2644	1124	6197	2644	1124	6197	2644
1025	1025	1535	1125	6199	2645	1125	6199	2645	1125	6199	2645
1026	1026	1536	1126	6201	2646	1126	6201	2646	1126	6201	2646
1027	1027	1537	1127	6203	2647	1127	6203	2647	1127	6203	2647
1028	1028	1538	1128	6205	2648	1128	6205	2648	1128	6205	2648
1029	1029	1539	1129	6207	2649	1129	6207	2649	1129	6207	2649
1030	1030	1540	1130	6209	2650	1130	6209	2650	1130	6209	2650
1031	1031	1541	1131	6211	2651	1131	6211	2651	1131	6211	2651
1032	1032	1542	1132	6213	2652	1132	6213	2652	1132	6213	2652
1033	1033	1543	1133	6215	2653	1133	6215	2653	1133	6215	2653
1034	1034	1544	1134	6217	2654	1134	6217	2654	1134	6217	2654
1035	1035	1545	1135	6219	2655	1135	6219	2655	1135	6219	2655
1036	1036	1546	1136	6221	2656	1136	6221	2656	1136	6221	2656
1037	1037	1547	1137	6223	2657	1137	6223	2657	1137	6223	2657
1038	1038	1548	1138	6225	2658	1138	6225	2658	1138	6225	2658
1039	1039	1549	1139	6227	2659	1139	6227	2659	1139	6227	2659
1040	1040	1550	1140	6229	2660	1140	6229	2660	1140	6229	2660
1041	1041	1551	1141	6231	2661	1141	6231	2661	1141	6231	2661
1042	1042	1552	1142	6233	2662	1142	6233	2662	1142	6233	2662
1043	1043	1553	1143	6235	2663	1143	6235	2663	1143	6235	2663
1044	1044	1554	1144	6237	2664	1144	6237	2664	1144	6237	2664
1045	1045	1555	1145	6239	2665	1145	6239	2665	1145	6239	2665
1046	1046	1556	1146	6241	2666	1146	6241	2666	1146	6241	2666
1047	1047	1557	1147	6243	2667	1147	6243	2667	1147	6243	2667
1048	1048	1558	1148	6245	2668	1148	6245	2668	1148	6245	2668
1049	1049	1559	1149	6247	2669	1149	6247	2669	1149	6247	2669
1050	1050	1560	1150	6249	2670	1150	6249	2670	1150	6249	2670
1051	1051	1561	1151	6251	2671	1151	6251	2671	1151	6251	2671
1052	1052	1562	1152	6253	2672	1152	6253	2672	1152	6253	2672
1053	1053	1563	1153	6255	2673	1153	6255	2673	1153	6255	2673
1054	1054	1564	1154	6257	2674	1154	6257	2674	1154	6257	2674
1055	1055	1565	1155	6259	2675	1155	6259	2675	1155	6259	2675
1056	1056	1566	1156	6261	2676	1156	6261	2676	1156	6261	2676
1057	1057	1567	1157	6263	2677	1157	6263	2677	1157	6263	2677
1058	1058	1568	1158	6265	2678	1158	6265	2678	1158	6265	2678
1059	1059	1569	1159	6267	2679	1159	6267	2679	1159	6267	2679
1060	1060	1570	1160	6269	2680	1160	6269	2680	1160	6269	2680
1061	1061	1571	1161	6271	2681	1161	6271	2681	1161	6271	2681
1062	1062	1572	1162	6273	2682	1162	6273	2682	1162	6273	2682
1063	1063	1573	1163	6275	2683	1163	6275	2683	1163	6275	2683
1064	1064	1574	1164	6277	2684	1164	6277	2684	1164	6277	2684
1065	1065	1575	1165	6279	2685	1165	6279	2685	1165	6279	2685
1066	1066	1576	1166	6281	2686	1166	6281	2686	1166	6281	2686
1067	1067	1577	1167	6283	2687	1167	6283	2687	1167	6283	2687
1068	1068	1578	1168	6285	2688	1168	6285	2688	1168	6285	2688
1069	1069	1579	1169	6287	2689	1169	6287	2689	1169	6287	2689
1070	1070	1580	1170	6289	2690	1170	6289	2690	1170	6289	2690
1071	1071	1581	1171	6291	2691	1171	6291	2691	1171	6291	2691
1072	1072	1582	1172	6293	2692	1172	6293	2692	1172	6293	2692
1073	1073	1583	1173	6295	2693	1173	6295	2693	1173	6295	2693
1074	1074	1584	1174	6297	2694	1174	6297	2694	1174	6297	2694
1075	1075	1585	1175	6299	2695	1175	6299	2695	1175	6299	2695
1076	1076	1586	1176	6301	2696	1176	6301	2696	1176	6301	2696
1077	1077	1587	1177	6303	2697	1177	6303	2697	1177	6303	2697
1078	1078	1588	1178	6305	2698	1178	6305	2698	1178	6305	2698
1079	1079	1589	1179	6307	2699	1179	6307	2699	1179	6307	2699
1080	1080	1590	1180	6309	2700	1180	6309	2700	1180	6309	2700
1081	1081	1591	1181	6311	2701	1181	6311	2701	1181	6311	2701
1082	1082	1592	1182	6313	2702	1182	6313	2702	1182	6313	2702
1083	1083	1593	1183	6315	2703	1183	6315	2703	1183	6315	2703
1084	1084	1594	1184	6317	2704	1184	6317	2704	1184	6317	2704
1085	1085	1595	1185	6319	2705	1185	6319	2705	1185	6319	2705
1086	1086	1596	1186	6321	2706	1186	6321	2706	1186	6321	2706
1087	1087	1597	1187	6323	2707	1187	6323	2707	1187	6323	2707
1088	1088	1598	1188	6325	2708	1188	6325	2708	1188	6325	2708
1089	1089	1599	1189	6327	2709	1189	6327	2709	1189	6327	2709
1090	1090	1600	1190	6329	2710	1190	6329	2710	1190	6329	2710
1091	1091	1601	1191	6331	2711	1191	6331	2711	1191	6331	2711
1092	1092	1602	1192	6333	2712	1192	6333	2712	1192	6333	2712
1093	1093	1603	1193	6335	2713	1193	6335	2713	1193	6335	2713
1094	1094	1604	1194	6337	2714	1194	6337	2714	1194	6337	2714
1095	1095	1605	1195	6339	2715	1195	6339	2715	1195	6339	2715
1096	1096	1606	1196	6341	2716	1196	6341	2716	1196	6341	2716
1097	1097	1607	1197	6343	2717	1197	6343	2717	1197	6343	2717
1098	1098	1608	1198	6345	2718	1198	6345	2718	1198	6345	2718
1099	1099	1609	1199	6347	2719	1199	6347	2719	1199	6347	2719
1100	1100	1610	1200	6349	2720	1200	6349	2720	1200	6349	2720
1101	1101	1611	1201	6351	2721	1201	6351	2721	1201	6351	2721
1102	1102	1612	1202	6353	2722	1202	6353	2722	1202	6353	2722
1103	1103	1613	1203	6355	2723	1203	6355	2723	1203	6355	2723
1104	1104	1614	1204	6357	2724	1204	6357	2724	1204	6357	2724
1105	1105	1615	1205	6359	2725	1205	6359	2725	1205	6359	2725
1106	1106	1616	1206	6361	2726	1206	6361	2726	1206	6361	2726
1107	1107	1617	1207	6363	2727	1207	6363				

			M/D FROM 1.10.4						M/D FROM 1.10.5		
M/D	L/D	M/L	M/D	L/D	M/L	M/D	L/D	M/L	M/D	L/D	M/L
1000	9165	1573	1000	9170	1759	1000	9174	1759	1000	9160	1571
1005	9170	1579	1005	9313	1765	1005	9178	1764	1005	9165	1577
1010	9174	1585	1010	9317	1771	1010	9181	1770	1010	9169	1583
1015	9179	1591	1015	9321	1777	1015	9185	1776	1015	9173	1589
1020	9183	1597	1020	9325	1782	1020	9189	1782	1020	9177	1595
1025	9187	1602	1025	9329	1788	1025	9193	1788	1025	9181	1601
1030	9191	1608	1030	9333	1794	1030	9197	1794	1030	9185	1607
1035	9195	1614	1035	9337	1800	1035	9201	1800	1035	9189	1613
1040	9200	1620	1040	9341	1806	1040	9205	1806	1040	9193	1619
1045	9204	1626	1045	9345	1812	1045	9209	1812	1045	9197	1625
1050	9208	1632	1050	9349	1818	1050	9213	1818	1050	9201	1631
1055	9212	1638	1055	9353	1824	1055	9217	1824	1055	9205	1637
1060	9217	1644	1060	9357	1830	1060	9221	1830	1060	9209	1643
1065	9221	1650	1065	9361	1836	1065	9225	1836	1065	9213	1649
1070	9225	1656	1070	9365	1842	1070	9229	1842	1070	9217	1655
1075	9229	1662	1075	9369	1848	1075	9233	1848	1075	9221	1661
1080	9233	1668	1080	9373	1854	1080	9237	1854	1080	9225	1667
1085	9237	1674	1085	9377	1860	1085	9241	1860	1085	9229	1673
1090	9242	1680	1090	9381	1866	1090	9245	1866	1090	9233	1679
1095	9246	1686	1095	9385	1872	1095	9249	1872	1095	9237	1685
1100	9250	1692	1100	9389	1878	1100	9253	1878	1100	9241	1691
1105	9254	1698	1105	9393	1884	1105	9257	1884	1105	9245	1697
1110	9258	1704	1110	9397	1890	1110	9261	1890	1110	9249	1703
1115	9262	1710	1115	9401	1896	1115	9265	1896	1115	9253	1709
1120	9266	1716	1120	9405	1902	1120	9269	1902	1120	9257	1715
1125	9270	1722	1125	9409	1908	1125	9273	1908	1125	9261	1721
1130	9274	1728	1130	9413	1914	1130	9277	1914	1130	9265	1727
1135	9278	1734	1135	9417	1920	1135	9281	1920	1135	9269	1733
1140	9282	1740	1140	9421	1926	1140	9285	1926	1140	9273	1739
1145	9286	1746	1145	9425	1932	1145	9289	1932	1145	9277	1745
1150	9290	1752	1150	9429	1938	1150	9293	1938	1150	9281	1751
1155	9294	1758	1155	9433	1944	1155	9297	1944	1155	9285	1757
1160	9298	1764	1160	9437	1950	1160	9301	1950	1160	9289	1763
1165	9302	1770	1165	9441	1956	1165	9305	1956	1165	9293	1769
1170	9306	1776	1170	9445	1962	1170	9309	1962	1170	9297	1775
1175	9310	1782	1175	9449	1968	1175	9313	1968	1175	9301	1781
1180	9314	1788	1180	9453	1974	1180	9317	1974	1180	9305	1787
1185	9318	1794	1185	9457	1980	1185	9321	1980	1185	9309	1793
1190	9322	1800	1190	9461	1986	1190	9325	1986	1190	9313	1799
1195	9326	1806	1195	9465	1992	1195	9329	1992	1195	9317	1805
1200	9330	1812	1200	9469	1998	1200	9333	1998	1200	9321	1811
1205	9334	1818	1205	9473	2004	1205	9337	2004	1205	9325	1817
1210	9338	1824	1210	9477	2010	1210	9341	2010	1210	9329	1823
1215	9342	1830	1215	9481	2016	1215	9345	2016	1215	9333	1829
1220	9346	1836	1220	9485	2022	1220	9349	2022	1220	9337	1835
1225	9350	1842	1225	9489	2028	1225	9353	2028	1225	9341	1841
1230	9354	1848	1230	9493	2034	1230	9357	2034	1230	9345	1847
1235	9358	1854	1235	9497	2040	1235	9361	2040	1235	9349	1853
1240	9362	1860	1240	9501	2046	1240	9365	2046	1240	9353	1859
1245	9366	1866	1245	9505	2052	1245	9369	2052	1245	9357	1865
1250	9370	1872	1250	9509	2058	1250	9373	2058	1250	9361	1871
1255	9374	1878	1255	9513	2064	1255	9377	2064	1255	9365	1877
1260	9378	1884	1260	9517	2070	1260	9381	2070	1260	9369	1883
1265	9382	1890	1265	9521	2076	1265	9385	2076	1265	9373	1889
1270	9386	1896	1270	9525	2082	1270	9389	2082	1270	9377	1895
1275	9390	1902	1275	9529	2088	1275	9393	2088	1275	9381	1901
1280	9394	1908	1280	9533	2094	1280	9397	2094	1280	9385	1907
1285	9398	1914	1285	9537	2100	1285	9401	2100	1285	9389	1913
1290	9402	1920	1290	9541	2106	1290	9405	2106	1290	9393	1919
1295	9406	1926	1295	9545	2112	1295	9409	2112	1295	9397	1925
1300	9410	1932	1300	9549	2118	1300	9413	2118	1300	9401	1931
1305	9414	1938	1305	9553	2124	1305	9417	2124	1305	9405	1937
1310	9418	1944	1310	9557	2130	1310	9421	2130	1310	9409	1943
1315	9422	1950	1315	9561	2136	1315	9425	2136	1315	9413	1949
1320	9426	1956	1320	9565	2142	1320	9429	2142	1320	9417	1955
1325	9430	1962	1325	9569	2148	1325	9433	2148	1325	9421	1961
1330	9434	1968	1330	9573	2154	1330	9437	2154	1330	9425	1967
1335	9438	1974	1335	9577	2160	1335	9441	2160	1335	9429	1973
1340	9442	1980	1340	9581	2166	1340	9445	2166	1340	9433	1979
1345	9446	1986	1345	9585	2172	1345	9449	2172	1345	9437	1985
1350	9450	1992	1350	9589	2178	1350	9453	2178	1350	9441	1991
1355	9454	1998	1355	9593	2184	1355	9457	2184	1355	9445	1997
1360	9458	2004	1360	9597	2190	1360	9461	2190	1360	9449	2003
1365	9462	2010	1365	9601	2196	1365	9465	2196	1365	9453	2009
1370	9466	2016	1370	9605	2202	1370	9469	2202	1370	9457	2015
1375	9470	2022	1375	9609	2208	1375	9473	2208	1375	9461	2021
1380	9474	2028	1380	9613	2214	1380	9477	2214	1380	9465	2027
1385	9478	2034	1385	9617	2220	1385	9481	2220	1385	9469	2033
1390	9482	2040	1390	9621	2226	1390	9485	2226	1390	9473	2039
1395	9486	2046	1395	9625	2232	1395	9489	2232	1395	9477	2045
1400	9490	2052	1400	9629	2238	1400	9493	2238	1400	9481	2051
1405	9494	2058	1405	9633	2244	1405	9497	2244	1405	9485	2057
1410	9498	2064	1410	9637	2250	1410	9501	2250	1410	9489	2063
1415	9502	2070	1415	9641	2256	1415	9505	2256	1415	9493	2069
1420	9506	2076	1420	9645	2262	1420	9509	2262	1420	9497	2075
1425	9510	2082	1425	9649	2268	1425	9513	2268	1425	9501	2081
1430	9514	2088	1430	9653	2274	1430	9517	2274	1430	9505	2087
1435	9518	2094	1435	9657	2280	1435	9521	2280	1435	9509	2093
1440	9522	2100	1440	9661	2286	1440	9525	2286	1440	9513	2099
1445	9526	2106	1445	9665	2292	1445	9529	2292	1445	9517	2105
1450	9530	2112	1450	9669	2298	1450	9533	2298	1450	9521	2111
1455	9534	2118	1455	9673	2304	1455	9537	2304	1455	9525	2117
1460	9538	2124	1460	9677	2310	1460	9541	2310	1460	9529	2123
1465	9542	2130	1465	9681	2316	1465	9545	2316	1465	9533	2129
1470	9546	2136	1470	9685	2322	1470	9549	2322	1470	9537	2135
1475	9550	2142	1475	9689	2328	1475	9553	2328	1475	9541	2141
1480	9554	2148	1480	9693	2334	1480	9557	2334	1480	9545	2147
1485	9558	2154	1485	9697	2340	1485	9561	2340	1485	9549	2153
1490	9562	2160	1490	9701	2346	1490	9565	2346	1490	9553	2159
1495	9566	2166	1495	9705	2352	1495	9569	2352	1495	9557	2165
1500	9570	2172	1500	9709	2358	1500	9573	2358	1500	9561	2171
1505	9574	2178	1505	9713	2364	1505	9577	2364	1505	9565	2177
1510	9578	2184	1510	9717	2370	1510	9581	2370	1510	9569	2183
1515	9582	2190	1515	9721	2376	1515	9585	2376	1515	9573	2189
1520	9586	2196	1520	9725	2382	1520	9589	2382	1520	9577	2195
1525	9590	2202	1525	9729	2388	1525	9593	2388	1525	9581	2201
1530	9594	2208	1530	9733	2394	1530	9597	2394	1530	9585	2207
1535	9598	2214	1535	9737	2400	1535	9601	2400	1535		

ANEXO I

GRÁFICA FLUJO A DOS FASES.⁽¹⁹⁾



En la pagina 128 y 129 se explica las coordenadas de esta grafica.