



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 .

AT'N: 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 Izcallí, 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.

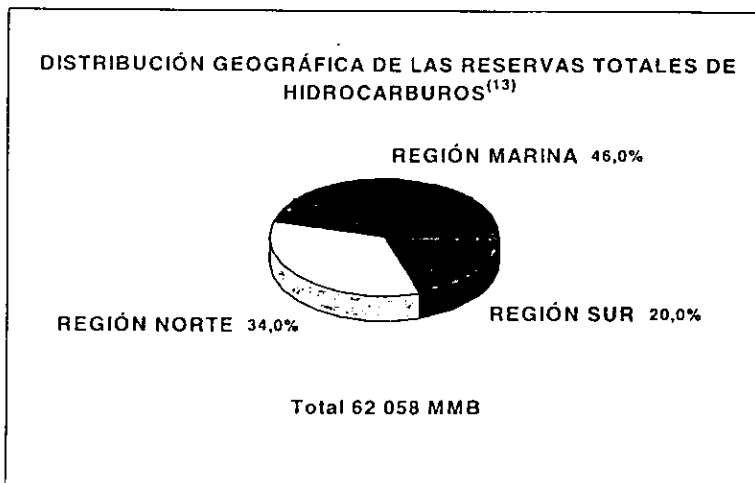
GENERALIDADES.

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.

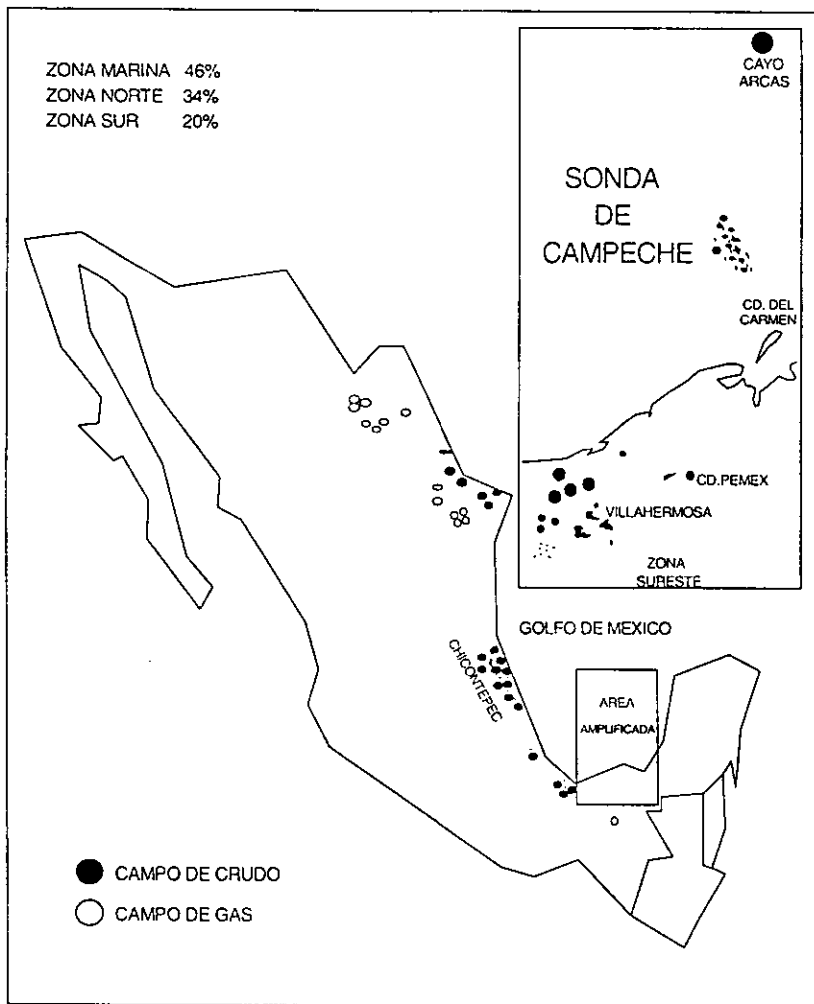


Fig. 1. Localización de las Principales Zonas Productoras de Hidrocarburos en la Republica Mexicana.⁽¹³⁾

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.

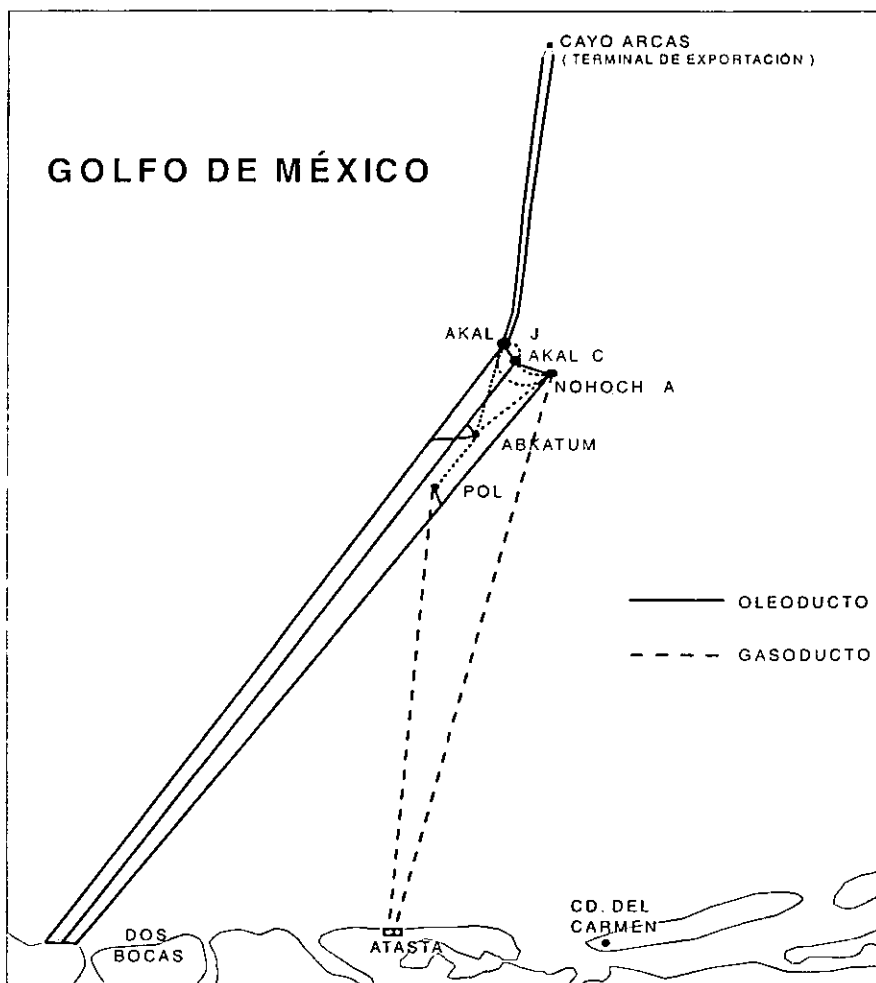


Fig. 2. Localización de los Complejos Centrales de Procesamiento y Destinos de los Hidrocarburos producidos en la Sonda de Campeche.⁽¹⁴⁾

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).

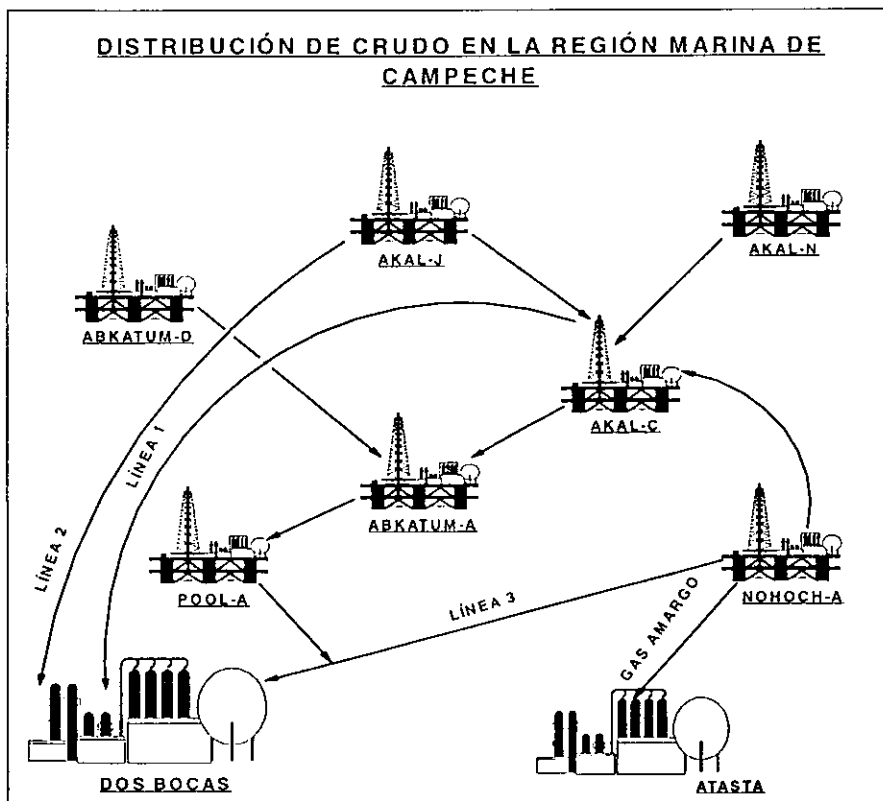


Fig. 3. Distribución de Crudo en la Región Marina.⁽⁸⁾

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.

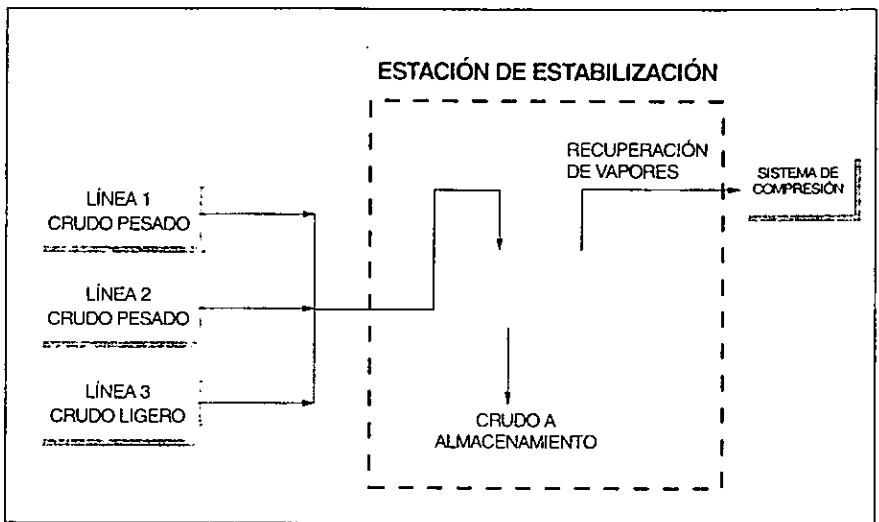


Fig. 4. Terminal Marítima Dos Bocas.⁽⁸⁾

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.

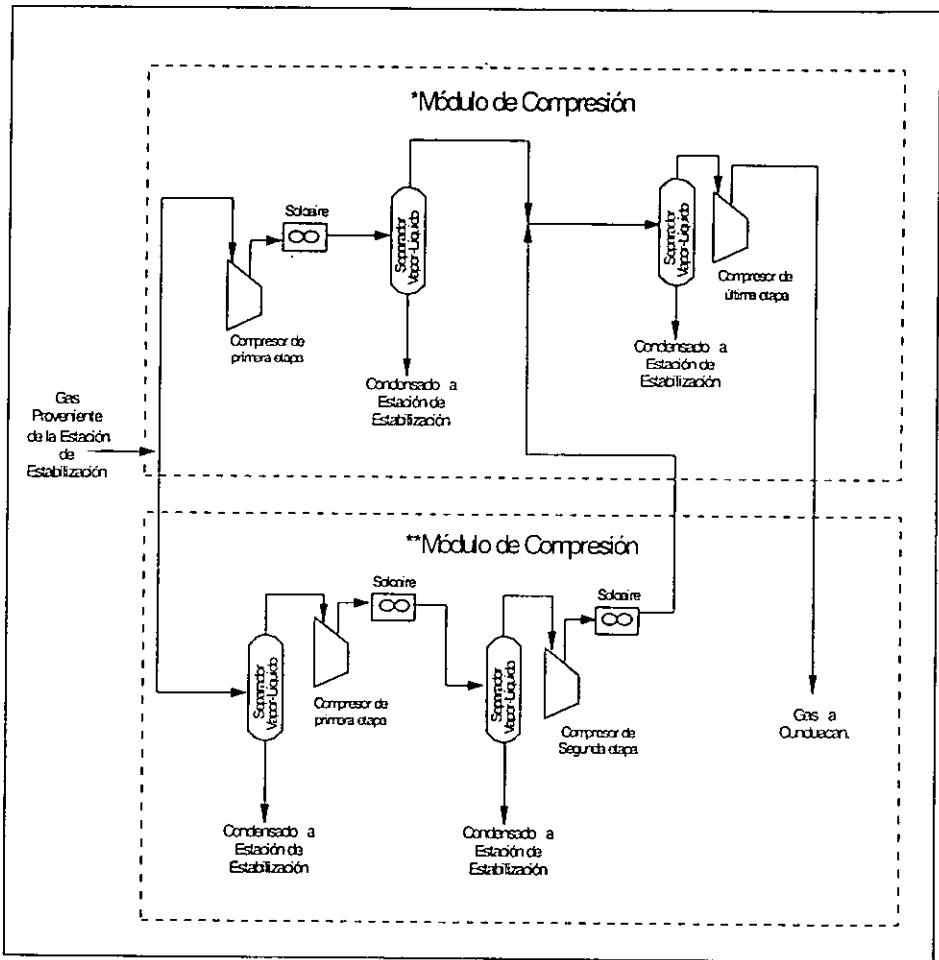


Fig. 5. Esquema del Sistema de Compresión Actual. ⁽⁸⁾

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 explotan. 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

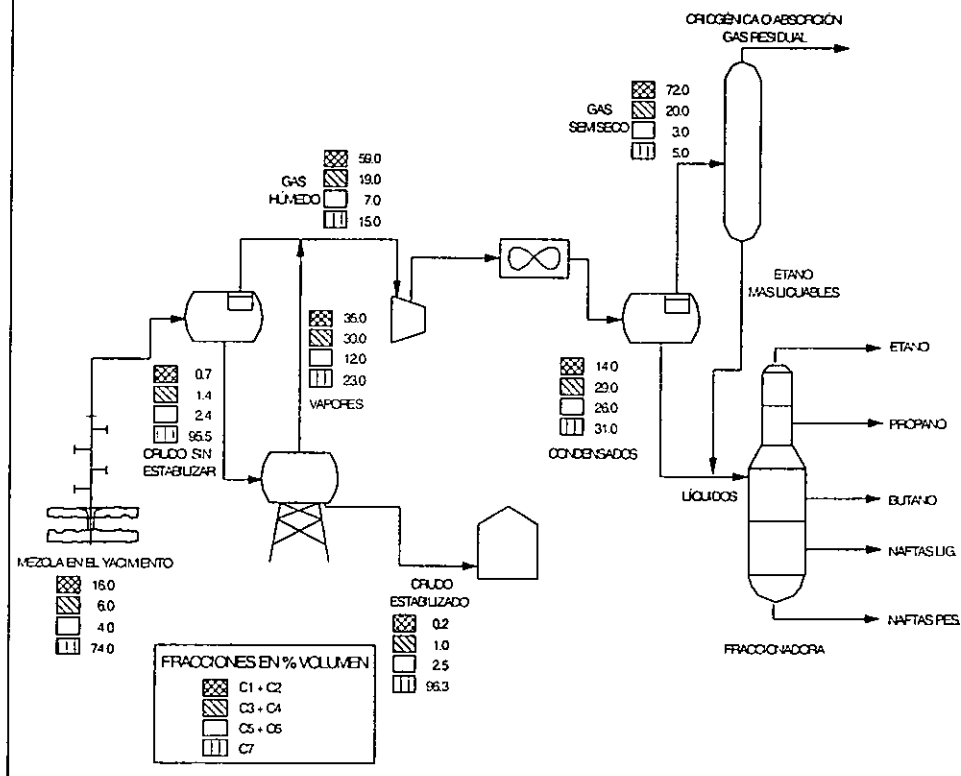


Fig. 6. Fraccionamiento de Hidrocarburos durante las etapas de Producción y Procesamiento.⁽⁸⁾

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).

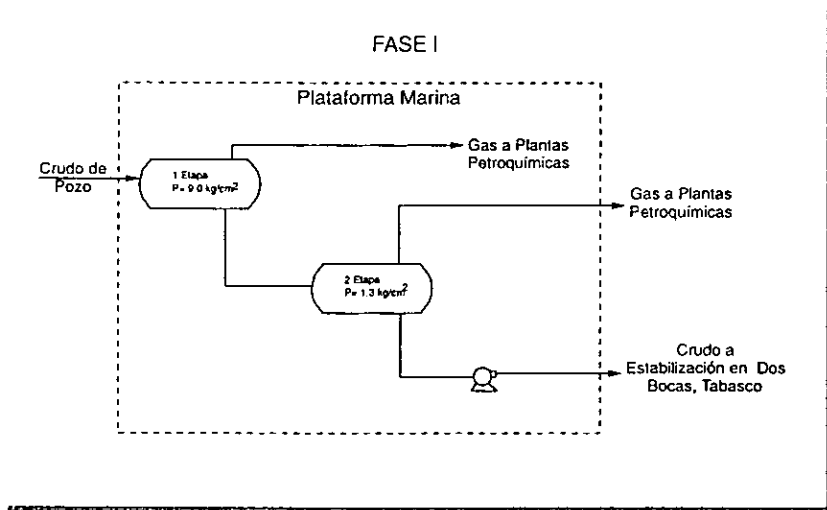


Fig.7. Primera Fase de Separación Gas-Líquido.⁽⁸⁾

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.

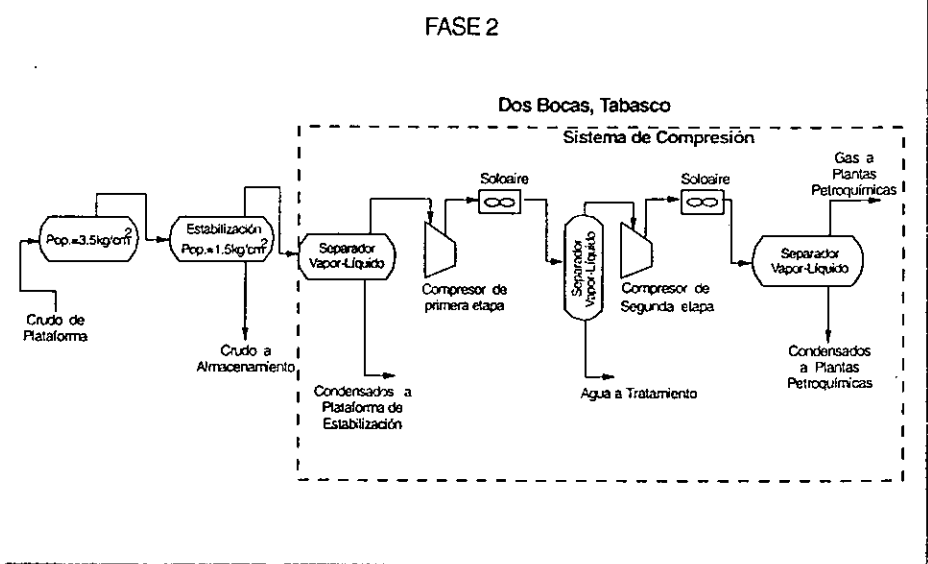


Fig. 8. Segunda Fase de Separación Gas-Líquido y Sistema de Compresión. (8)

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.

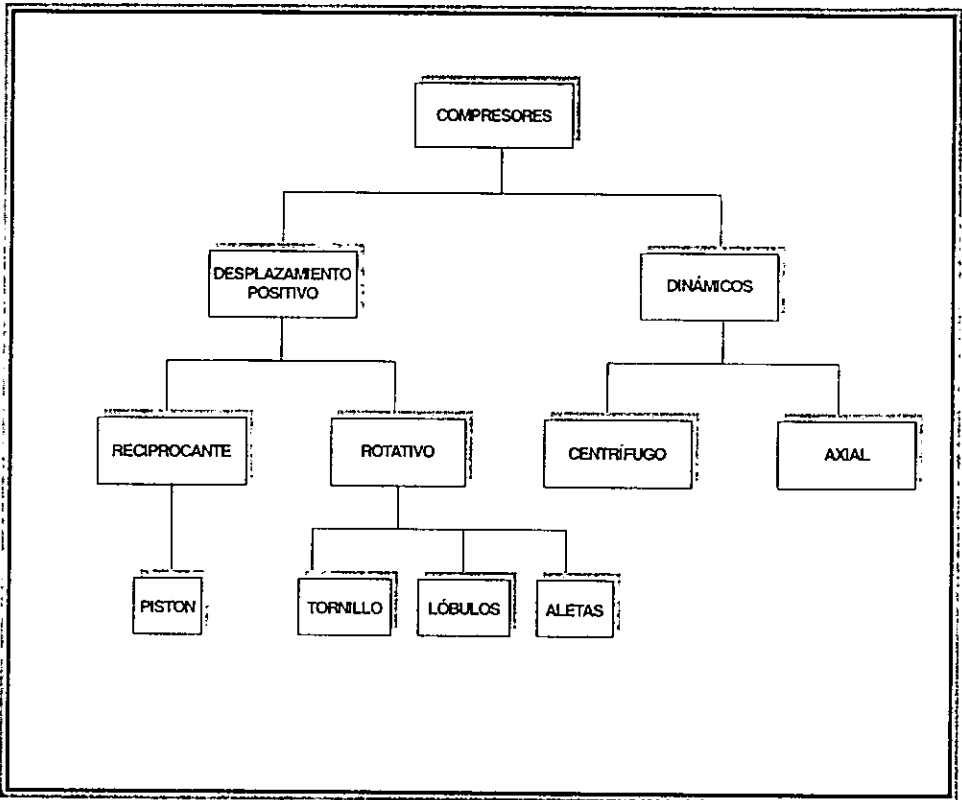


Fig.9. Clasificación de Compresores.⁽⁵⁾

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 diferenciales 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.

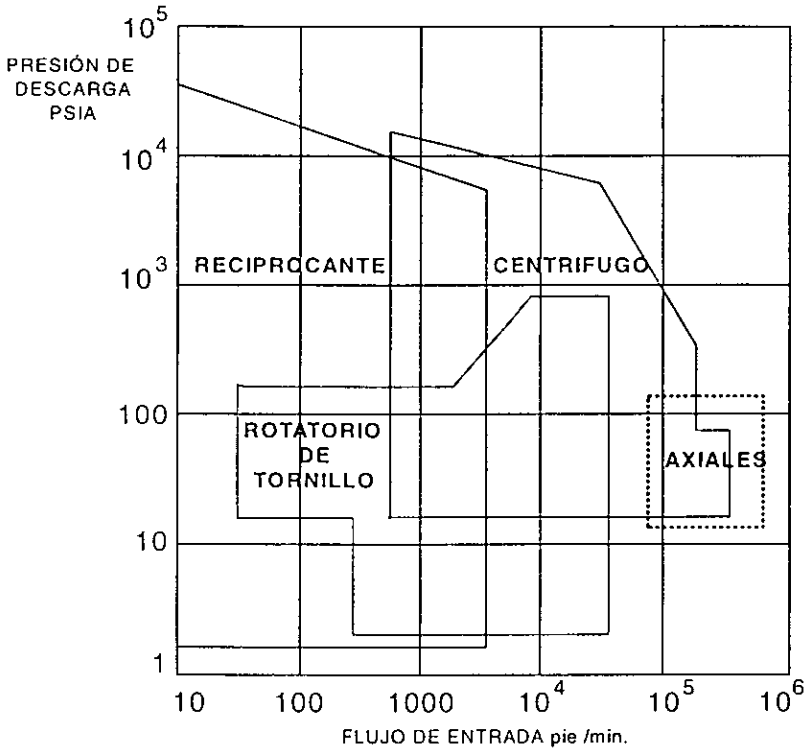


Fig.10. Rangos de Aplicación de Compresores.⁽¹⁸⁾

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.

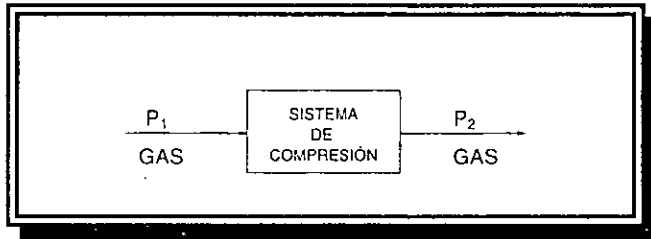


Fig.11. Condiciones Principales del Sistema de Compresión.

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):

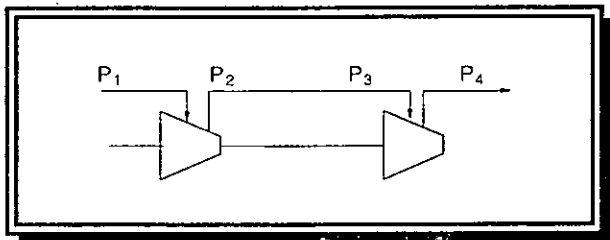


Fig. 12. Dos Etapas de Compresión.

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.

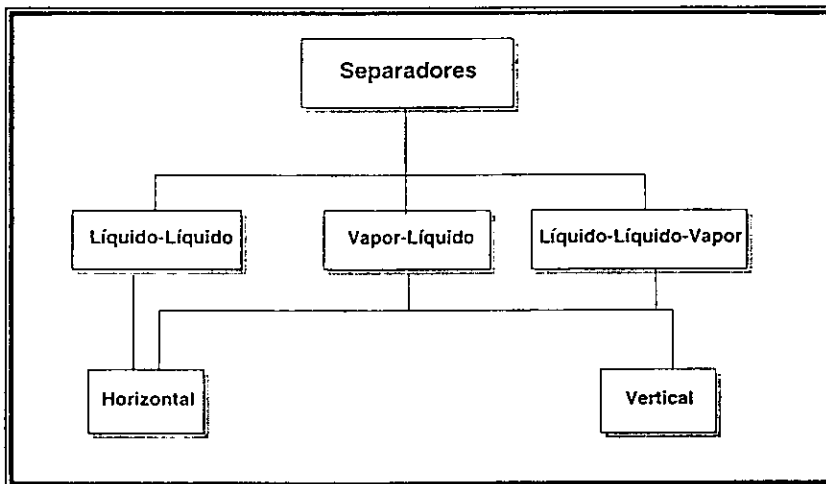


Fig. 13. Tipos de Separadores.⁽⁷⁾

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.

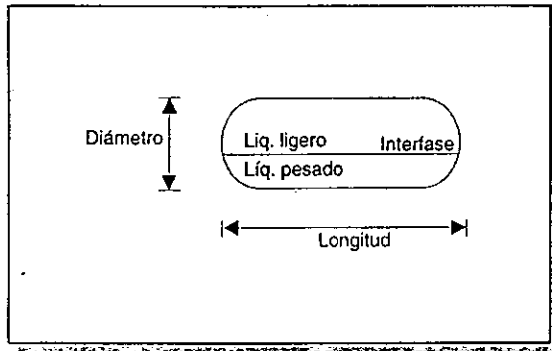


Fig. 14. Separador Líquido-Líquido

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.

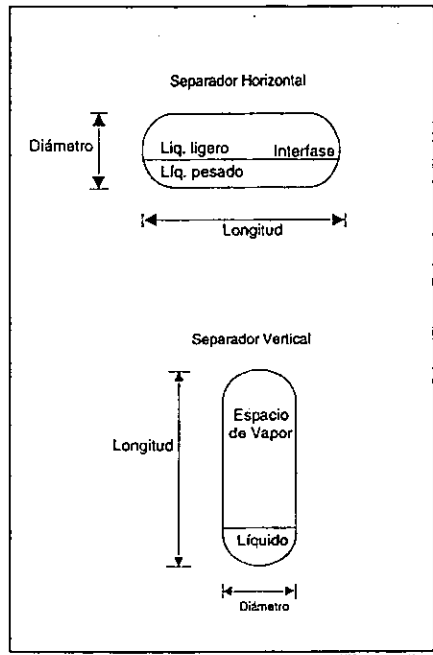


Fig. 15. Separadores Vapor-Líquido Horizontal y Vertical

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 | 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 refluo 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.

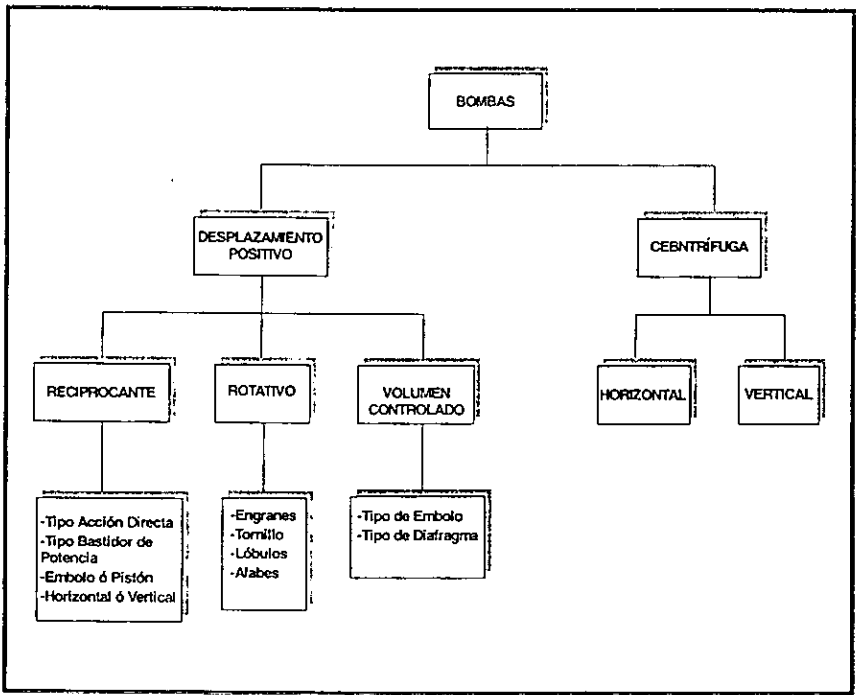


Fig.16. Clasificación de Bombas. (4)

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.

La información de los fabricantes es de suma utilidad para determinar el tipo que se debe utilizar y se debe solicitar antes de redactar las especificaciones o enviar las solicitudes de cotización. Se acostumbra enviar hojas de datos de las bombas en las solicitudes de cotización y analizar las propuestas después de recibirlas, pero sólo cuando se trata del mismo tipo cotizado por cada fabricante.

Se debe tener en cuenta al seleccionar las bombas el historial de servicio de una marca de bomba, la preferencia del personal de la refinería o planta. En la tabla 2 se muestran las principales características de los dos tipos de bombas.

| Tipo de Bomba | Principales Características |
|---|--|
| <p>Desplazamiento Positivo:</p> <p style="padding-left: 40px;">Reciprocante.</p> <p style="padding-left: 40px;">Rotatoria.</p> | <p>Se utiliza para manejar pastas aguadas abrasivas y líquidos viscosos.</p> <p>-Para volúmenes grandes hasta 2500 GPM.</p> <p>El costo inicial y de mantenimiento serán mayores que las de tipo centrífugo ó rotatoria.</p> <p>Se utilizan para:</p> <p>-Pastas aguadas cristalinas ligeras y no abrasivas.</p> <p>-Líquidos viscosos.</p> <p>-Volúmenes grandes hasta 2500 GPM.</p> <p>-Para altas temperaturas de bombeo, pero tienen un límite superior de funcionamiento de 400 °F.</p> |
| <p>Centrífugas</p> | <p>Se utilizan para:</p> <p>-Volúmenes desde 5 GPM hasta 20 000 GPM.</p> <p>-Altas presiones.</p> <p>-Líquidos con viscosidades moderadas hasta 100 cp</p> |

Tabla 2 Principales características de los dos tipos de bombas.⁽⁴⁾

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.

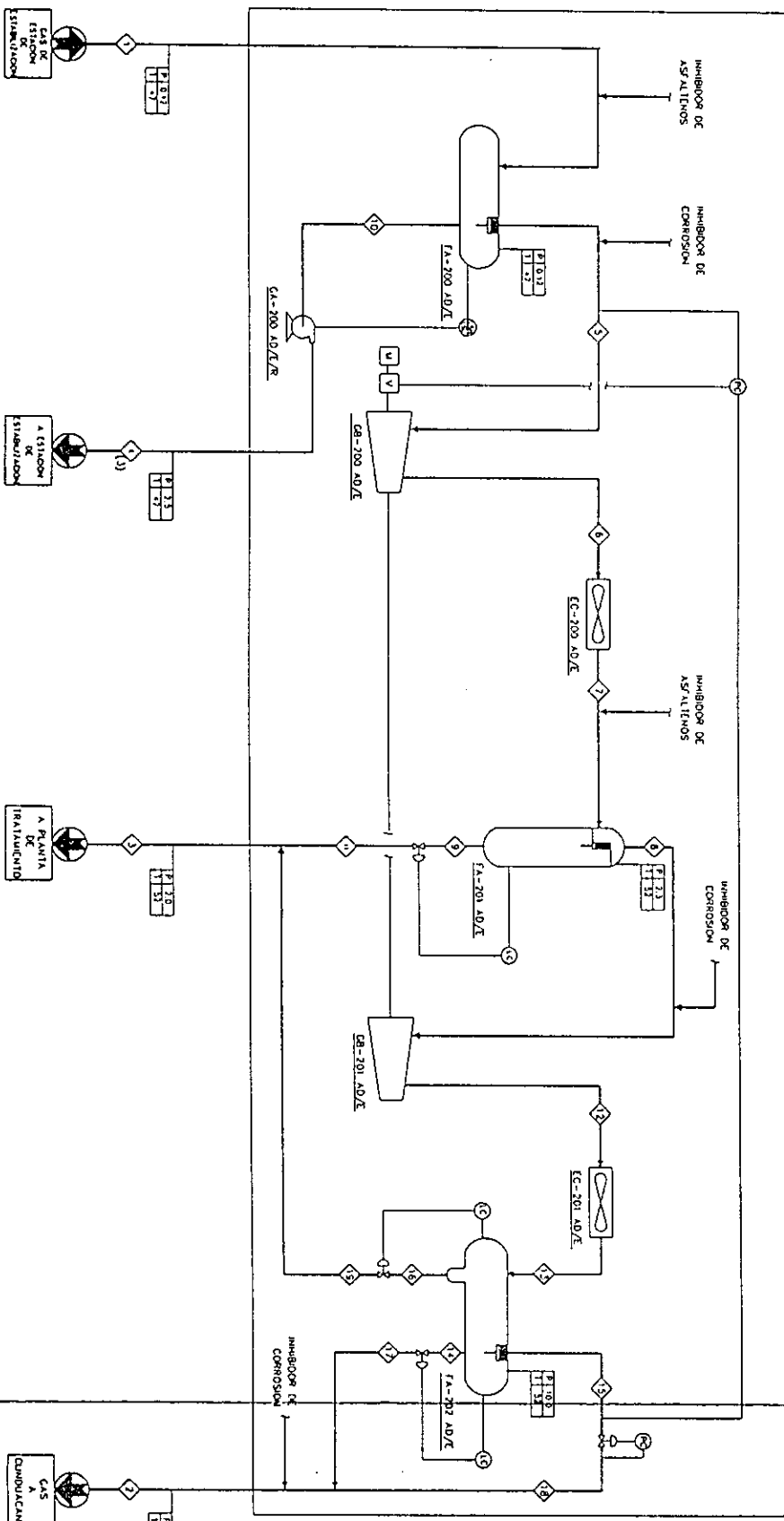
Su contenido típico es el siguiente:

- 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.

| CARACTERÍSTICAS | COMPRESIÓN | | | |
|----------------------|------------|----------|----------|-------|
| | 1 | 2 | 3 | 4 |
| DEBITO | 5.2400 | 1.2400 | 100.000 | |
| DEBITO SECT./M2/2000 | 1.7120 | 2.0020 | | |
| DEBITO SECT./M2/2000 | 2.1170 | 2.1490 | | |
| DEBITO SECT./M2/2000 | 18.8400 | 21.3100 | | |
| DEBITO SECT./M2/2000 | 18.8400 | 21.3100 | | |
| DEBITO SECT./M2/2000 | 22.8400 | 12.8420 | | |
| DEBITO SECT./M2/2000 | 3.2400 | 3.3100 | | |
| DEBITO SECT./M2/2000 | 2.8400 | 2.8400 | | |
| DEBITO SECT./M2/2000 | 2.8400 | 2.8400 | | |
| DEBITO SECT./M2/2000 | 3.3100 | 2.8410 | | |
| DEBITO SECT./M2/2000 | 100.0000 | 100.0000 | 100.0000 | |
| DEBITO SECT./M2/2000 | 20.10 | 20.10 | 11.5 | |
| DEBITO SECT./M2/2000 | 6.7 | 5.1 | 5.7 | |
| DEBITO SECT./M2/2000 | | | 1.8 | |
| DEBITO SECT./M2/2000 | | | 0.013 | 0.041 |

MODULO DE COMPRESION PA-200 AD/E



LISTA DE EQUIPO

| CLAVE | SERVICIO | CARACTERÍSTICAS (1) |
|---------------|-----------------------------------|---|
| EC-200 AD/E | ENFRIADOR DE GAS DE PRIMERA ETAPA | 0-5172 USBU/HR |
| EC-201 AD/E | ENFRIADOR DE GAS DE SEGUNDA ETAPA | 0-6378 USBU/HR |
| FA-200 AD/E | RECEPTOR DE LIQUIDOS | D.E. = 1981 mm, L1-L1 = 5182 mm. |
| FA-201 AD/E | SEPARADOR DE GAS | D.E. = 1218 mm, L1-L1 = 2743 mm. |
| FA-202 AD/E | SEPARADOR TRAFASCO | D.E. = 1638 mm, L1-L1 = 3182 mm. |
| CA-200 AD/E/R | BOUBA DE CHUDDO | ΔP = 2.28 kg/cm ² (P= = 2764 |
| CB-200 AD/E | COMPRESOR DE PRIMERA ETAPA | BHP = 1413 |
| CB-201 AD/E | COMPRESOR DE SEGUNDA ETAPA | BHP = 1294 |

NOTAS:

- 1.- PRESION EN kg/cm² abs., TEMPERATURA EN °C
- 2.- CARACTERÍSTICAS POR UNIDAD.
- 3.- NORMLAMENTE SIN FLUJO.
- 4.- SE CONSIDERAN CUATRO EQUIPOS PARALELOS DE COMPRESION EN OPERACION DE 15 UNIDADES CADA UNO Y UN RELIEVO.

FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES CUAUTITLAN
 UNIVERSIDAD AUTONOMA DE MEXICO
 DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO
 ESTACION DE COMPRESION EN LA T.M. DOS BOCCAS, TABASCO

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 | 0.50959 | 146.174 | 0.47957 | 163.554 | 1.00000 | 10.000 | 0.00000 | 0.000 | 0.50959 | 146.174 |
| SPD A 60 F | 8652.3 | | 7078.8 | | 170.5 | | 0.0 | | 8652.3 | |
| MMPCSD 68F, 1 KG*60F, 1ATM | 15.739 | 15.000 | 12.596 | 12.004 | 1.320 | 1.258 | 0.000 | 0.000 | 15.739 | 15.000 |
| DENS A PYI LB/113*G/CM3 | 0.1048 | 0.00168 | 1.0205 | 0.01635 | 61.6351 | 0.98730 | 0.0300 | 0.00000 | 0.1048 | 0.00168 |
| F13/SEG A P Y T | 170.563 | | 13.483 | | | | | | 170.563 | |
| CALOR ESP A PYI BTU/LB-F | 0.4304 | | 0.4616 | | | | | | 0.4304 | |
| CP/CV | 1.1413 | | 1.2057 | | | | | | 1.1413 | |
| VISCOSIDAD CENTIPOISE | 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, 1ATM | 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/CF | 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 SPD A 60 F | 1.00000 | 10.000 | 0.50310 | 149.758 | 0.50310 | 149.758 | 0.60145 | 103.764 | 0.47957 | 163.554 |
| MMPCSD 58F, 1 KG*60F, 1ATM | | 170.5 | | 8539.2 | | 8539.2 | | 1403.0 | | 7078.8 |
| DENS A PYT LB/FT3*G/CM3 | 1.320 | 1.258 | 14.864 | 14.166 | 14.864 | 14.166 | 1.824 | 1.738 | 12.596 | 12.004 |
| GPM A P Y T | 61.6351 | 0.98730 | 0.9512 | 0.01524 | | | 35.8088 | 0.57360 | 1.0415 | 0.01668 |
| FT3/SEG A P Y T | | | 18.305 | | | | 42.9 | | | |
| VAPORIZACION MOLAR*PESO | | | | | 0.84741 | 0.79022 | | | 13.211 | |
| CALOR ESP A PYT BTU/LB-F CP/CV | | | 0.5179 | | | | 0.6124 | | 0.4625 | |
| VISCOSIDAD CENTIPOISE | | | 1.1483 | | | | 1.3085 | | 1.2071 | |
| COND. TERMIC BTU/H-FT-F | | | 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. BTU/LB-MOL | -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/FT3*G/CM3 | 0.444 | 0.423 | 1.824 | 1.738 | 12.596 | 12.004 | 0.444 | 0.423 |
| FT3/SEG A P Y T | 61.6351 | 0.98730 | 33.7722 | 0.54098 | 1.0205 | 0.01635 | 61.6351 | 0.98730 |
| 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 termina 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: RETZLOFF 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.

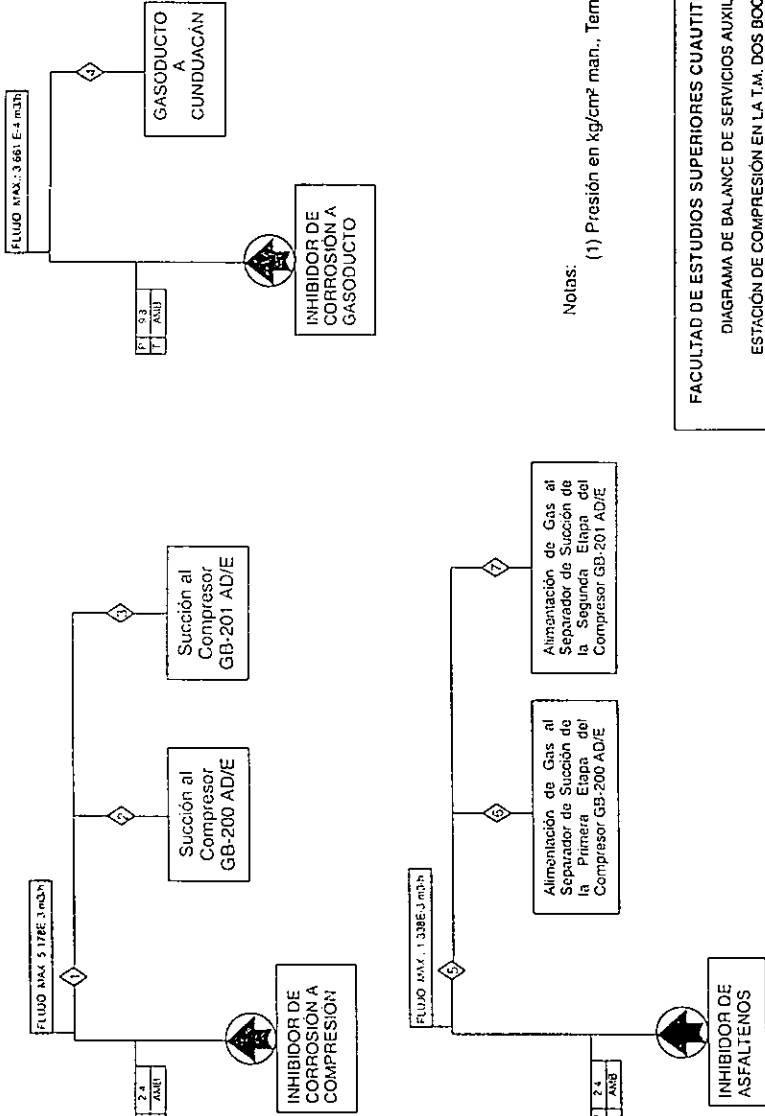
III.8 DIAGRAMA DE BALANCE DE SERVICIOS AUXILIARES.

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 | Ambiente | Ambiente | Ambiente | Ambiente | Ambiente | 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 BOCAAS, 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)

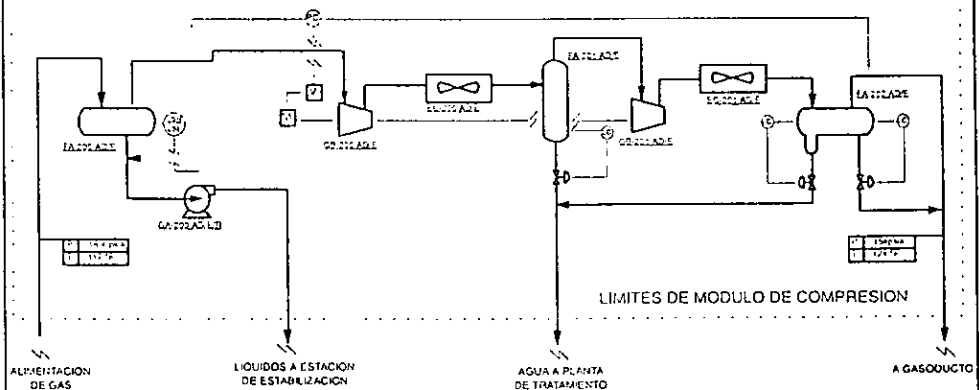
| | | | | | | | | | |
|---------------------------------------|----------------------------------|--------|--------|------|------|------|------------------|------|------|
| SERVICIO: | COMPRESOR DE BAJA A ALTA PRESION | | | | | | TIPO: CENTRIFUGO | | |
| GAS MANEJADO | GAS NATURAL AMARGO | | | | | | | | |
| 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 SULFHIDRICO | 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. | |
| MALLA 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 | | | |

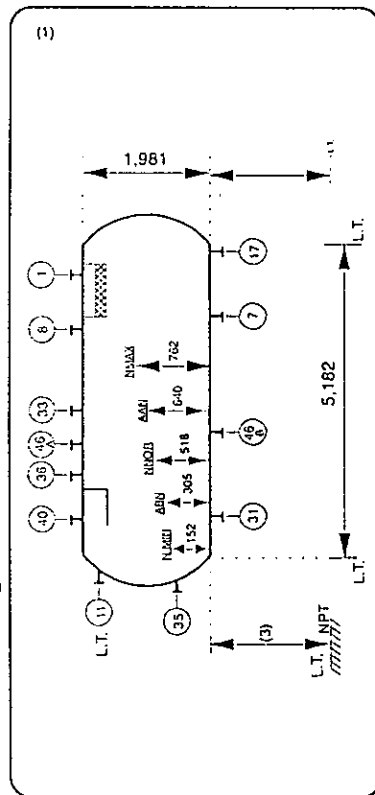
BOQUILLAS

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

| | | | |
|--------------------------------|---------------------------------|--------------------|--|
| SERVICIO: SEPARADOR DE GAS (2) | | POSICIÓN: VERTICAL | |
| TIPO DE FLUIDO: LÍQUIDO | HIDROCARBUROS/AGUA | FLUJO: 12.6 | lpm; DENSIDAD: 0.967 g/cm ³ |
| | VAPOR O GAS | HIDROCARBUROS | FLUJO: 1.5 m ³ /seg; DENSIDAD: 0.0051 g/cm ³ |
| TEMPERATURA: OPERACIÓN: | 52 °C | MAXIMA: | 52 °C; DISEÑO: 67 °C |
| PRESIÓN: OPERACIÓN: | 2.3 Kg/cm ² man | MAXIMA: | 2.3 Kg/cm ² man; DISEÑO: 4.3 Kg/cm ² man |
| DIMENSIONES: LONGITUD (T-D) | 2,743 mm | DIÁMETRO: | 3,219 mm; CAP. TOTAL: 3.201 lis. |
| NIVEL: NORMAL | 427 mm | MAXIMO: | 610 mm; MINIMO: 152 mm |
| ALARMA ALTO NIVEL: | 518 mm | ALARMA BAJO NIVEL: | 268 mm; NIVEL DE PARO: mm |
| MATERIALES: CASCARÓN | A C | CABEZAS | A C |
| MALLA SEPARADORA: | ESPESOR mm; MATERIAL | | |
| TIPO CIRCULAR: | DIÁMETRO mm | | |
| TIPO RECTANGULAR: | LONGITUD mm; ANCHO mm | | |
| CORROSIÓN PERM: | CASCARÓN 3.2 mm; CABEZAS 3.2 mm | | |
| AISLAMIENTO: | NO | | |
| RECUBRIMIENTO INTERNO: | NO | | |

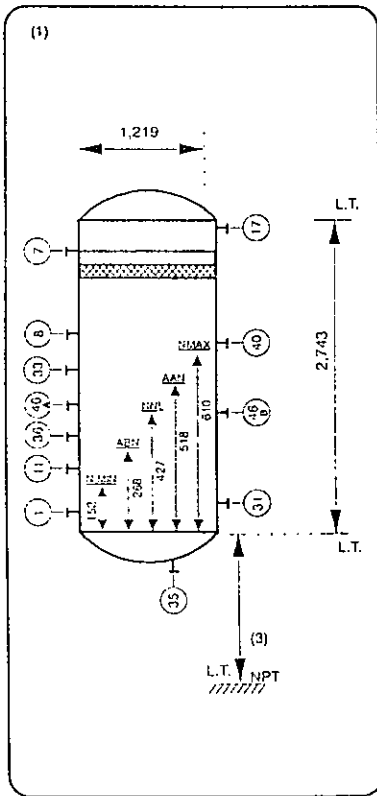
BOQUILLAS

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

| No. | No. REQ. | ∅ 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

INDICIOS PIE

PLANTA: COMPRESION DE GAS AMARGO

HOJA 1 DE 1

LOCALIZACIÓN: DOS BOCAS TAB.

CLAVE: FA-202 ADYE

No. DE UNIDADES: 5 (CINCO)

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) | | POSICIÓN: 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: OPERACIÓN 52 °C | MAXIMA 52 °C | DISEÑO: 67 | °C |
| PRESIÓN: OPERACIÓN 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 | | DIÁMETRO: 1.676 mm | |
| CAP. TOTAL: 11.432 lts | | NIVEL: MÁXIMO 612 mm | |
| MÍNIMO 152 mm | | NIVEL DE PARO: --- mm | |
| ALARMA ALTO NIVEL: 518 mm | | ALARMA BAJO NIVEL: 267 mm | |
| MATERIALES: CASCARON A.C | | CABEZAS A.C | |
| MALLA SEPARADORA: ESPESOR --- mm | | MATERIAL --- | |
| TIPO CIRCULAR: DIÁMETRO --- mm | | | |
| TIPO RECTANGULAR: LONGITUD --- mm | | ANCHO --- mm | |
| CORROSIÓN PERM: CASCARÓN 3.2 mm | | CABEZAS 3.2 mm | |
| AISLAMIENTO: NO | | | |
| RECUBRIMIENTO INTERNO: NO | | | |

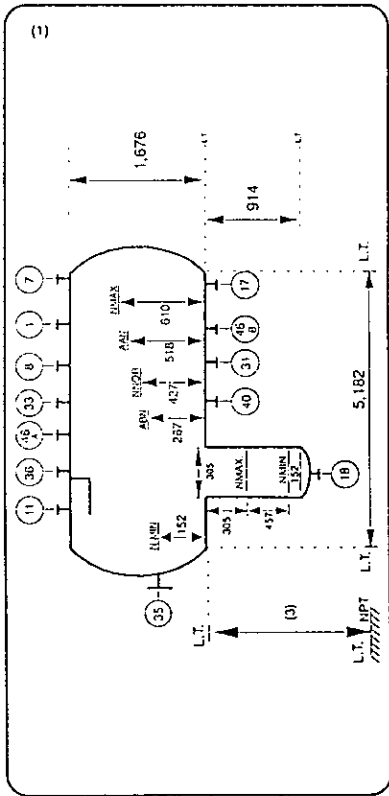
BOQUILLAS (2)

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

| No. | No. REQ. | Ø NOMINAL | SERVICIO |
|-------|----------|-----------|--------------------------|
| 1 | 1 | 610 | REGISTRO DE HOMBRE |
| 7 | 1 | 203 | SALIDA DE GAS |
| 8 | 1 | 38 | VENTEO |
| 11 | 1 | 203 | ALIMENTACIÓN |
| 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 | CONEXIÓN 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.



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

DATOS PRE

| | | |
|----------------------|--------------------------|-------------|
| 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/ALETADO 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 | LIMITE 7.3 KCAL/HR.m ² .°C |

DATOS DE OPERACION

| LADO TUBOS | | | |
|-----------------------|--------------------------|--|--------|
| FLUIDO | SERVICIO LETAL (SIL (NO) | | |
| FLUJO TOTAL | 20181 kg/HR | ENTRADA | 5.83 |
| | | SALIDA | 5.24 |
| TEMPERATURA °C | ENTRADA 117 | SALIDA 52 | |
| LIQUIDO kg/HR | 1128 | COND.TERM.LIQ.VAP KCAL/HR.m °C | 0.0256 |
| VAPOR kg/HR | 20181 | COND.TERM.LIQ.VAP KCAL/HR.m °C | 47.92 |
| INCONDENS. kg/HR | --- | TEMP BUBUJA BOCIO °C | 15 |
| VAPOR DE AGUA kg/HR | --- | VELOCIDAD m/SEG. | 3.044 |
| AGUA kg/HR | 748 | PRESION Kg/cm ² MAN | 0.70 |
| VISCOSIDAD LIQ/VAP CP | 0.0113 | CAIDA PRESION PERIF(CALC) HR.m ² /CKCAL | |
| | | ENSUCIAMIENTO INT | |

LADO AIRE

| | | |
|--------------------------|---------------------------|---------------------------|
| FLUJO DE AIRE/EQUIPO | 3,636 m ³ /min | ALTIUD m |
| FLUJO DE AIRE/VENTILADOR | 628 m ³ /min | 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 | REPASOS INCLINACION | NO. SECCIONES |
| BANCOS: PARALELO SERIE | MAT. DE DISEÑO DE JARONES | LONGITUD mm |
| No DE CAMAS | MATERIAL DE EMPAQUE | ARREGLO mm |
| PASILLOS | CORROSION PERMISIBLE mm | ALETA |
| ESTRUCTURA | CODIGO ASME VIII DIV (A,B,C) | MATERIAL |
| ESCALERA | RADIOAFUADO | DIAM. EXT mm |
| PERSIENAS | TRATAMIENTO TECNICO | ARREGLO ESPESOR mm |
| INTERRUPTOR DE VIO | RAJADO DE TUBOS ESPELDO | TIPO |

EQUIPO MECANICO

| | | |
|-------------------|--------------------|-----------------------|
| VENTILADOR | MOTOR | REDUCTOR DE VELOCIDAD |
| MODELO/ESP | TIPO | TIPO |
| NO. UNIDAD | NO. UNIDAD | NO. UNIDAD |
| DIAM. mm RPM | RPM ES HP | SOORTE |
| 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 incluye los datos de operacion determinados por la Ingeneria de Proceso. | 4 | | | |
| | 3 | | | |
| | 2 | | | |
| | 1 | | | |
| | NUM | CANT. | DIAM Y RANGO | TIPO Y CARA |

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 | SALIDA 52 | |
| LIQUIDO Kg/HR | 28433 | CALOR ESP. (LQ/VAP) KCAL/Kg°C 0.5179 | |
| VAPOR Kg/HR | --- | COND. TERM. (LQ/VAP) KCAL/HR.m ² .°C 0.0268 | |
| INCONDENS. Kg/HR | --- | CALOR LATENTE KCAL/Kg 4801 | |
| VAPOR DE AGUA Kg/HR | --- | TEMP. BUBBUJA/FOCJO °C -15 | |
| AGUA Kg/HR | --- | VELOCIDAD m/SEG. --- | |
| VISCOSIDAD (LQ/VAP) CP 0.0114 | --- | PRESION Kg/cm ² MAN 10.7 | |
| --- | --- | CAIDA PRESION (PEBM/CALC) Xg/cm ² 0.70 | |
| --- | --- | ENSUCIAMIENTO INT. HR.m ² /CKCAL | |
| LADO AIRE | | | |
| FLUJO DE AIRE/EQUIPO 3,621 | JA, m/m | ALTIVO | m |
| FLUJO DE AIRE/VENTILADOR 625 | M 3/mn. 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 | |
| UNA | | ACCIONADOR | | MOTOR ELECTRICO | |
| FABRICANTE BOMBA | | | TAMAÑO Y TIPO | | |
| CONDICIONES DE OPERACION | | | COMPORTAMIENTO | | |
| LÍQUIDO | CRUDO RECUPERADO | GPM a T.B. NORM. | 598 | DIS. | 658 |
| | | DESCARGA kg/cm ² man. | 2.5 | | |
| TEMP. BOMBEO(T. B.) | C 47 | P. SUC. kg/cm ² man. MAX. | 0.12 | | |
| DENS. REL (Sp. Gr) a T.B. | 0.6567 | P. DIF. kg/cm ² | 2.38 | | |
| P. VAPOR a T.B. kg/cm ² ABS. | 2.59 | COLUMNA DIF. m. | 36 | | |
| VISCOSIDAD a T.B. cp | 0.23 | L. PSH DISP. a P.T. m. | | | |
| CORRVERO. CAUSADA POR | | POTENCIA HIDRÁULICA | 18 | | |
| | | | CURVA PROPUESTA No. (1) | | |
| | | | NPSH NEC. (AGUA) m (1) | | |
| | | | No. DE PASOS (1) | | |
| | | | EFIC. DE DISEÑO (1) | | |
| | | | MAX. BHP DE DIS. EN IMPUL. (1) | | |
| | | | MAX. COLUM. DE DIS. EN IMPUL. m. (1) | | |
| | | | GASTO MIN. CONT. GPM (POR FAB) (1) | | |
| | | | ROTACIÓN FRENTE | | |
| | | | ACOPLAMIENTO | | |
| CONSTRUCCIÓN Y MATERIALES | | | | | |
| CARCAZA-MONTAJE | (EJE) | (BASE) | (MENSULA) | (VERTICAL) | |
| TAPA | (AXIAL) | (RADIAL) | | | |
| TIPO | (VOLUTA SIMPLE) | (DOBLE VOLTA) | (DIFUSOR) | | |
| BARRENOS ROSCADOS | (VENTEO) | (DRENE) | (MANÓMETRO) | | |
| BOQUILLAS | DIAM. | CLASIF. ASA | CARA | POSICIÓN | |
| SUCCIÓN | (1) | (1) | HORIZONTAL | | |
| DESCARGA | (1) | (1) | HORIZONTAL | | |
| IMPULSOR TIPO | CERRADO | DIAM. DISEÑO (1) | MAX. (1) | | |
| BALEROS No. | (1) | RADIAL | BOLAS | AXIAL | BOLAS |
| COPE Y GUARDA | SI | PLACA DE BASE | | SI | |
| EMPAQUE | | | | | |
| SELLO MECANICO | SI | CODIGO (1) | FABR. | | |
| CLAVE DE LOS MATERIALES | CARCAZA | | MATERIAL | | |
| PARTES INTERNAS | | | | | |
| 1.- FUNDIDO | IMPULSOR | (1) | (2) | PRUEBAS DE TALLER | NECESARIO CON TESTIGOS |
| 2.- BRONCE | INTERIORES (CARCAZA) | | | | |
| 3.- ACERO | CAMISA (EMPAQUADA) | | | | |
| 4.- (11-13M) | CAMISA (DE SELLO) | | | | |
| 5.- ALEACIÓN | PARTES DESGASTABLES | | | | |
| 6.- FUNDIDO | FLUJIA | | | | |
| 7.- PULIDO | | | | | |
| 8.- X | | | | | |
| MOTOR POR: | | | TURBINA POR: | | |
| CLAVE | MONTADA POR: (1) | | CLAVE | MONTADA POR: | |
| HP | RPM. | CORAZA | HP | RPM | MAT. |
| MARCA (1) | | | MARCA | TIPO | |
| TIPO (1) | AISLAMIENTO (1) | | VAPOR ENT. kg/cm ² man. | | |
| ENVOLT (1) | ELEV. TEMP. (1) | | ESCAPE kg/cm ² man. | | |
| VOLT/FASES/CICLOS | | | CONSUMO DE VAPOR | | |
| BALEROS | BOLAS | LUBR. GRASA | BALEROS LUBR. | | |
| AMP PLENA CARGA | | | BOQUILLAS | DIAM. | CLASIF. CARA POSIC |
| | | | ENTRADA | | |
| | | | SALIDA | | |
| NOTAS: 1.- DATO QUE DEBERIA SER DEFINIDO POR LA COMPAÑIA CONCURSANTE. | | | UNIVERSIDAD AUTONOMA DE MEXICO | | |
| 2.- REGIDA POR CODIGO API 610 SI NO SE ESTABLECE OTRA COSA. | | | FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES | | |
| 3.- SÓLO SE INCLUYEN LOS DATOS DE OPERACION DETERMINADOS POR LA INGENIERIA DE PROCESO. | | | CUAUTITLAN | | |
| | | | ROSA PATRICIA JIMENEZ JIMENEZ | | |
| | | | TESIS PROFESIONAL | | |

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.

LA-200/LR/6
REVISIÓN DE INSTRUMENTACIÓN
Módulo 10 control

LA-200/A
Módulo de Control
1.1.1 - 11/87

LA-200/M/B
Módulo de Control
0.1 - 2/86

LA-200/S/A
Control de flujo de
combustible y refrigeración
Módulo 11 control

LA-200/A
Control de flujo de
refrigeración
Módulo 12 control

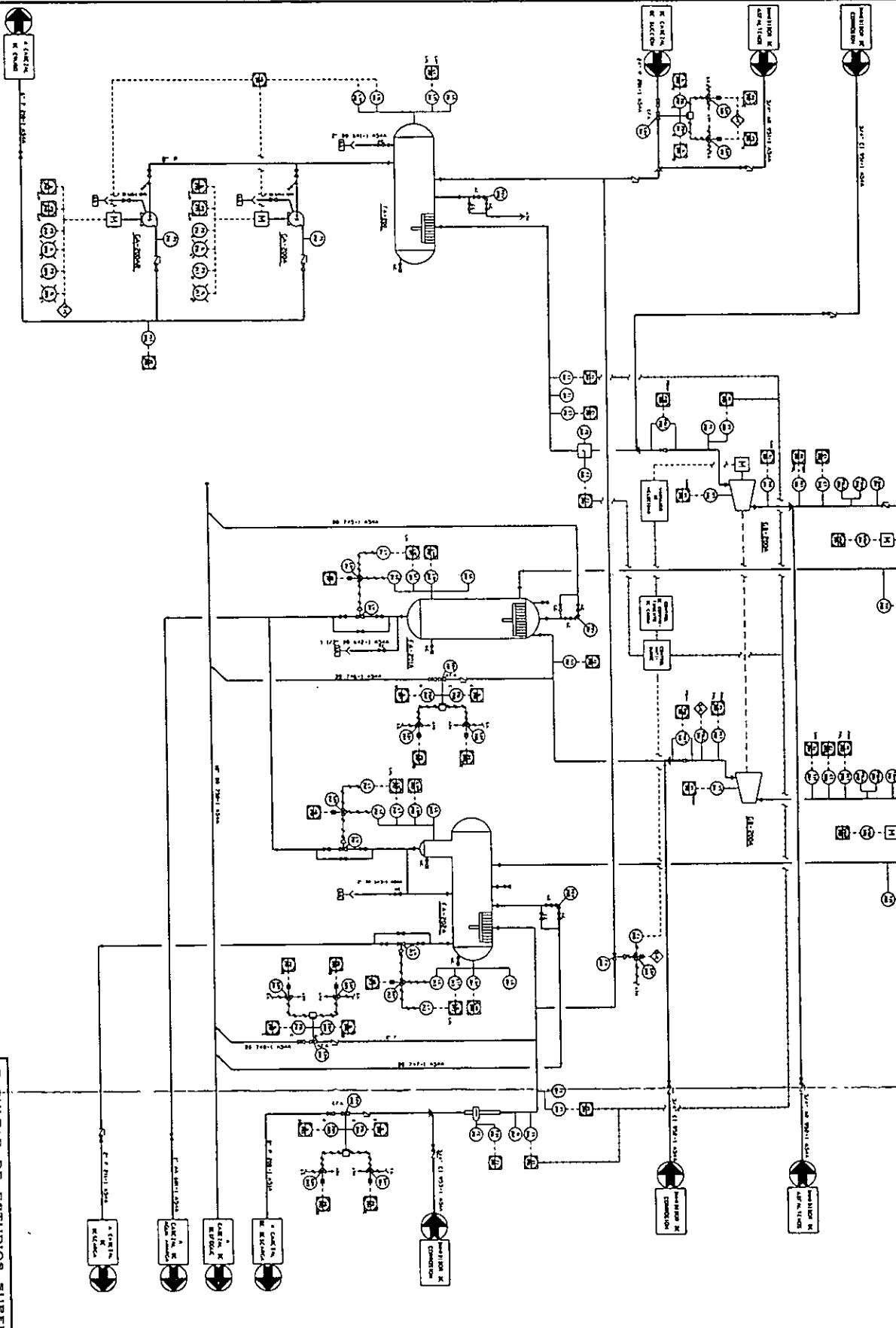
LA-200/A
Control de flujo de
refrigeración
Módulo 13 control

LA-200/A
Control de flujo de
refrigeración
Módulo 14 control

LA-200/A
Control de flujo de
refrigeración
Módulo 15 control

LA-200/A
Control de flujo de
refrigeración
Módulo 16 control

- 1.- Línea 111: Bomba de flujo de refrigeración de la estación de agua.
- 2.- Línea 112: Bomba de flujo de refrigeración de la estación de agua.
- 3.- Línea 113: Bomba de flujo de refrigeración de la estación de agua.
- 4.- Línea 114: Bomba de flujo de refrigeración de la estación de agua.
- 5.- Línea 115: Bomba de flujo de refrigeración de la estación de agua.
- 6.- Línea 116: Bomba de flujo de refrigeración de la estación de agua.
- 7.- Línea 117: Bomba de flujo de refrigeración de la estación de agua.
- 8.- Línea 118: Bomba de flujo de refrigeración de la estación de agua.
- 9.- Línea 119: Bomba de flujo de refrigeración de la estación de agua.
- 10.- Línea 120: Bomba de flujo de refrigeración de la estación de agua.



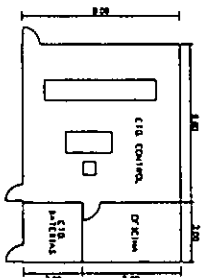
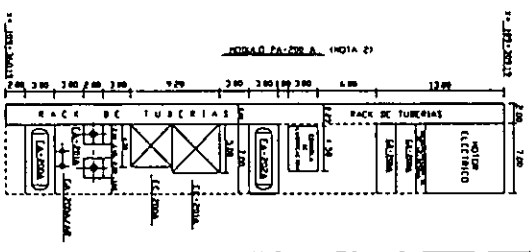
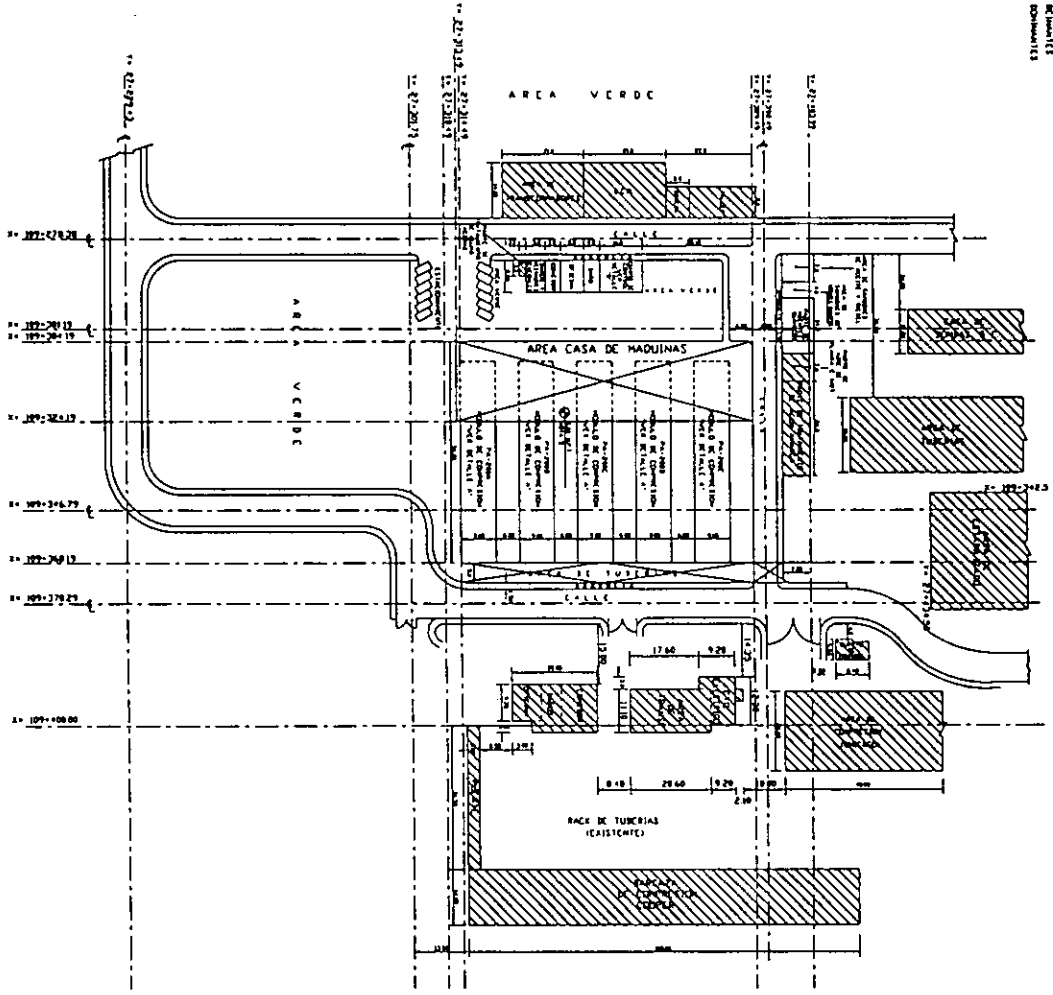
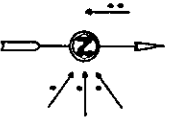
FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES CUAUTITLÁN
UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO
DIRECCIÓN DE INGENIERÍA Y SISTEMAS DE CONTROL DE PROCESOS

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



- NOTAS.**
- 1- Como existente
 - 2- El area de terreno queda a los señores P. TRILLA Y C.
 - 3- Se hizo como referencia el plano existente, solo cambia por el equipo proyectado en este trabajo.

FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES CUAUTITLAN
UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO
PLANO DE LOCALIZACION GENERAL DE EQUIPO
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:

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

Donde :

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

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

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

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:

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

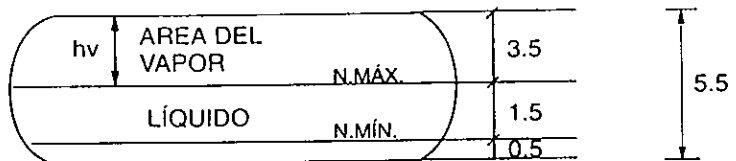
$$D = \sqrt{\frac{10231.2}{0.785 \times 8.0 \times 60}} = 5.2 \text{ pies} \quad \underline{D=5.5 \text{ pies}}$$

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.

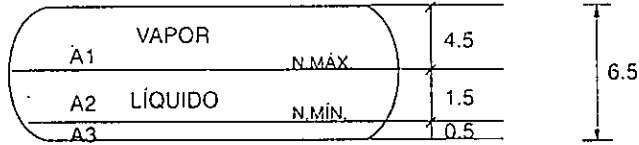
Suponiendo un diámetro de 6 pies se tiene:

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

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

$A_{VR} = 21.3 \text{ pies}^2 \geq A_{VD} = 20 \text{ pies}^2$ 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:

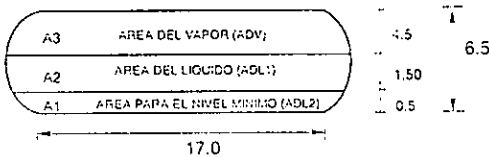
Considerando una $L/D = 2.5$

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

$L = 17 \text{ pies}$

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 pie^3/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 = $h_2 + h_1 = 1.5+0.5= 2 \text{ pie} =24 \text{ pulg}=610 \text{ mm}$

Nivel Normal = $0.6h_2 + h_1 = 0.6 \times 1.5+0.5=1.4 \text{ pie} =17 \text{ pulg}=432 \text{ mm}$

Alarmas

AAN= $h_2 \times 0.8 + h_1 = 0.8(1.5) +0.5= 1.7 \text{ pie}= 20.4 \text{ pulg}=518 \text{ mm}$

ABN= $h_2 \times 0.25 + h_1 = 0.25(1.5) +0.5= 0.875 \text{ pie}= 10.5 \text{ pulg}=267 \text{ mm}$

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:

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

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:

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

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⁾

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

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:

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

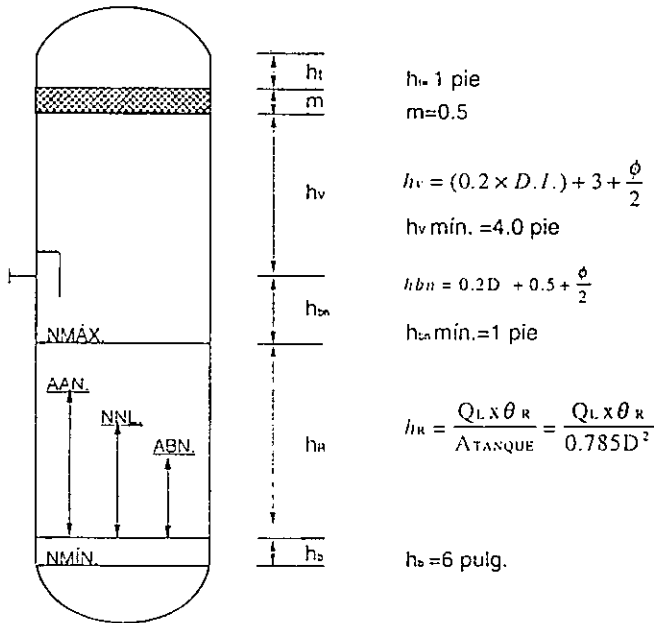
Como se puede observar en el anexo G con BX= 0.041 y BY=55,477 nos encontramos en flujo estratificado por lo tanto se supone otro diámetro de la boquilla, por que se debe tener un flujo anular:

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 $h_t = 12 \text{ pulgadas} = 1.0 \text{ pie}$

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

Por criterio $m = 6 \text{ pulgadas} = 0.5 \text{ pie}$

Cálculo del espacio vapor (hv):

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

Donde :

$h_v =$ espacio vapor (pie)

$\phi =$ 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):

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

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:

$$Q_w = \left(\frac{W_w}{\delta_w} \right) = \frac{14 \text{ lb/min}}{61.635 \text{ lb/pie}^3} = 0.2271 \text{ pie}^3/\text{min.}$$

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:

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

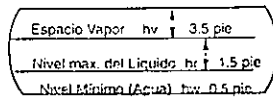
Para obtener el diámetro se tiene:

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

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

Área total del tanque:

$$A = \frac{\pi}{4} D^2 \quad \text{..... (3)}$$

Sustituyendo valores se tiene:

$$A = \frac{\pi 5.5^2}{4} = 23.8 \text{ pies}^2$$

Cálculo del área requerida para el vapor (A_{Vr}):

Sustituyendo los valores respectivos en la ecuación 4:

$$A_{VR} = \frac{Q_v}{V} \quad \text{..... (4)}$$

$$A_{VR} = \frac{793 \text{ pie}^3/\text{min}}{\left(\frac{2 \text{ pie}}{s} \right) \left(\frac{60 s}{\text{min}} \right)} = 7.0 \text{ pie}^2$$

A partir de las dimensiones del separador se calculará las siguientes áreas:

Cálculo del area disponible para el vapor (A_{Vd}):

$\frac{h_v}{D}$ Donde :
h_v = Altura para el vapor (pie)
D = Diámetro (pie)

Del anexo anexo F, Tabla de áreas parciales se obtiene para un h/D una relación de A_{Vd}/A_T

$$\frac{h_v}{D} = \frac{3.5}{5.5} = 0.6364 \quad \longrightarrow \quad \frac{A_v}{A_T} = 0.6716$$

Sustituyendo se tiene que el área del vapor disponible es:

$$A_{VD} = 0.6716 A_T = 0.6716 \times 23.8 \text{ ft}^2 = 16 \text{ ft}^2$$

El criterio que se maneja para el dimensionamiento es: el area requerida debe ser menor que el area disponible del vapor, en caso contrario deberá calcularse de nuevo con otra longitud diferente de espacio vapor; para este caso el resultado está correcto, ya que el area requerida del vapor es menor del area disponible para el vapor:

$$A_{VR} = 7 \text{ ft}^2 \leq A_{VD} = 16 \text{ ft}^2$$

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⁾

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

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:

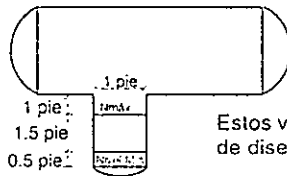
$$\frac{D_p}{D} \leq 0.3$$

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)

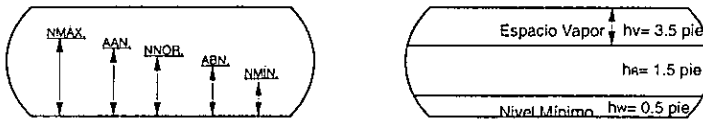
Sustituyendo:

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

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

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.

Flujo= 598 gal/min

Presión de succión= 1.71 psig

Presión de descarga=35.56 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 / 0.0665 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 / 0.4656
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 CARE STD
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 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.

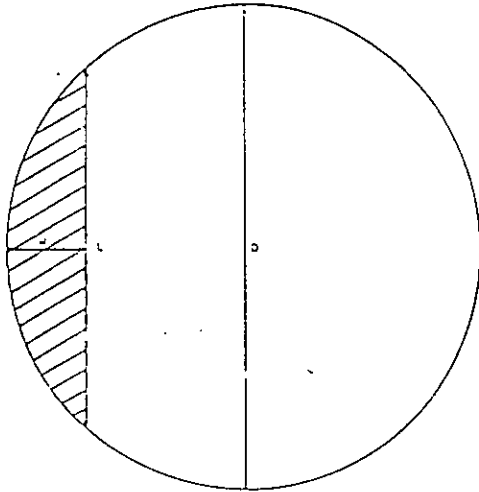
AIR-COOLED EXCHANGER DATA SHEET

| | | | |
|--------------------------------|---|-------------------|-------------------------|
| ----- | | | |
| 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 | MTD(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 / 52.8 | 15.0 / 15.0 |
| I FOULING RESIST | FT2-HR-F/BTU | 0.00200 | 0.00200 (0.05553 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 THERM 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⁾

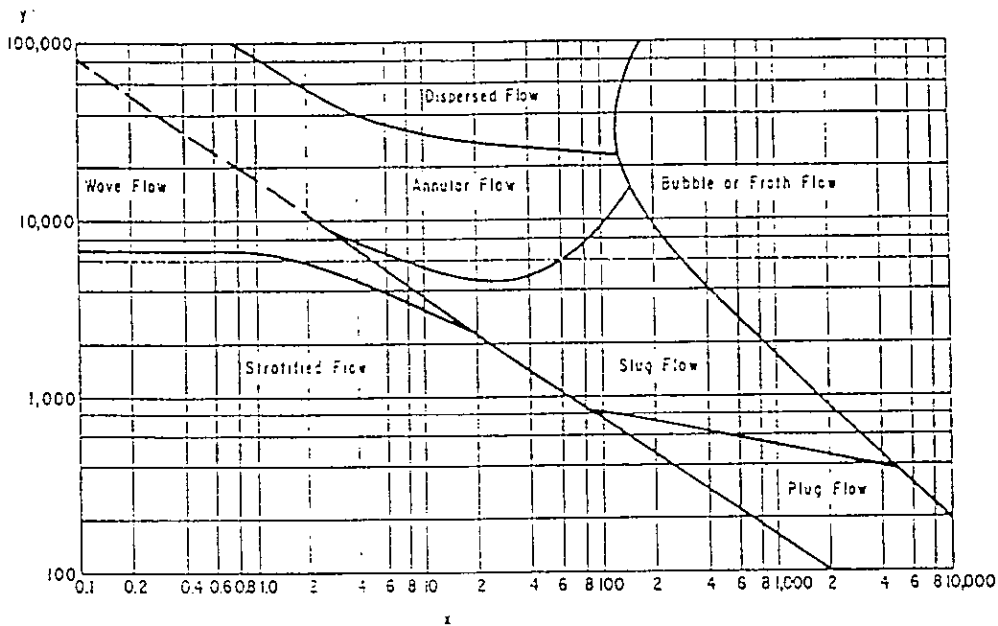
TABLAS DE AREAS PARCIALES



| | | | H/D FROM 0 TO 1 | | | | | | | | |
|-------|-------|--------------------------------|-----------------|-------|--------------------------------|-------|-------|--------------------------------|-------|-------|--------------------------------|
| H/D | L/D | A ₁ /A ₂ | H/D | L/D | A ₁ /A ₂ | H/D | L/D | A ₁ /A ₂ | H/D | L/D | A ₁ /A ₂ |
| .0000 | .0000 | .0000 | .0200 | .0800 | .0046 | .0400 | .3219 | .0134 | .0600 | .4750 | .0245 |
| .0005 | .0247 | .0000 | .0205 | .0814 | .0050 | .0405 | .3243 | .0137 | .0605 | .4768 | .0248 |
| .0010 | .0492 | .0001 | .0210 | .0828 | .0054 | .0410 | .3268 | .0139 | .0610 | .4787 | .0251 |
| .0015 | .0737 | .0001 | .0215 | .0841 | .0058 | .0415 | .3293 | .0142 | .0615 | .4805 | .0254 |
| .0020 | .0984 | .0002 | .0220 | .0854 | .0063 | .0420 | .4011 | .0144 | .0620 | .4823 | .0257 |
| .0025 | .1231 | .0002 | .0225 | .0866 | .0067 | .0425 | .4035 | .0147 | .0625 | .4841 | .0260 |
| .0030 | .1479 | .0003 | .0230 | .0878 | .0071 | .0430 | .4057 | .0149 | .0630 | .4859 | .0263 |
| .0035 | .1727 | .0004 | .0235 | .0890 | .0074 | .0435 | .4080 | .0152 | .0635 | .4877 | .0266 |
| .0040 | .1975 | .0005 | .0240 | .0901 | .0078 | .0440 | .4102 | .0155 | .0640 | .4895 | .0270 |
| .0045 | .2224 | .0005 | .0245 | .0912 | .0083 | .0445 | .4124 | .0157 | .0645 | .4913 | .0273 |
| .0050 | .2472 | .0006 | .0250 | .0922 | .0087 | .0450 | .4146 | .0160 | .0650 | .4931 | .0276 |
| .0055 | .2721 | .0007 | .0255 | .0931 | .0090 | .0455 | .4168 | .0162 | .0655 | .4948 | .0279 |
| .0060 | .2970 | .0008 | .0260 | .0941 | .0094 | .0460 | .4190 | .0165 | .0660 | .4966 | .0282 |
| .0065 | .3219 | .0009 | .0265 | .0950 | .0097 | .0465 | .4211 | .0168 | .0665 | .4983 | .0285 |
| .0070 | .3468 | .0010 | .0270 | .0959 | .0101 | .0470 | .4233 | .0171 | .0670 | .5000 | .0288 |
| .0075 | .3717 | .0011 | .0275 | .0967 | .0104 | .0475 | .4254 | .0173 | .0675 | .5018 | .0292 |
| .0080 | .3966 | .0012 | .0280 | .0975 | .0107 | .0480 | .4275 | .0175 | .0680 | .5035 | .0295 |
| .0085 | .4215 | .0013 | .0285 | .0983 | .0110 | .0485 | .4296 | .0177 | .0685 | .5052 | .0298 |
| .0090 | .4464 | .0014 | .0290 | .0991 | .0113 | .0490 | .4317 | .0180 | .0690 | .5069 | .0301 |
| .0095 | .4713 | .0015 | .0295 | .0998 | .0116 | .0495 | .4338 | .0182 | .0695 | .5086 | .0304 |
| .0100 | .4962 | .0016 | .0300 | .1006 | .0119 | .0500 | .4359 | .0184 | .0700 | .5103 | .0308 |
| .0105 | .5211 | .0017 | .0305 | .1013 | .0121 | .0505 | .4379 | .0186 | .0705 | .5120 | .0311 |
| .0110 | .5460 | .0018 | .0310 | .1020 | .0124 | .0510 | .4400 | .0189 | .0710 | .5137 | .0314 |
| .0115 | .5709 | .0019 | .0315 | .1027 | .0126 | .0515 | .4420 | .0191 | .0715 | .5153 | .0318 |
| .0120 | .5958 | .0020 | .0320 | .1034 | .0128 | .0520 | .4441 | .0193 | .0720 | .5170 | .0321 |
| .0125 | .6207 | .0021 | .0325 | .1041 | .0131 | .0525 | .4461 | .0195 | .0725 | .5186 | .0324 |
| .0130 | .6456 | .0022 | .0330 | .1047 | .0133 | .0530 | .4481 | .0197 | .0730 | .5203 | .0327 |
| .0135 | .6705 | .0023 | .0335 | .1054 | .0135 | .0535 | .4501 | .0199 | .0735 | .5219 | .0331 |
| .0140 | .6954 | .0024 | .0340 | .1060 | .0137 | .0540 | .4520 | .0201 | .0740 | .5235 | .0334 |
| .0145 | .7203 | .0025 | .0345 | .1066 | .0139 | .0545 | .4540 | .0202 | .0745 | .5252 | .0337 |
| .0150 | .7452 | .0026 | .0350 | .1072 | .0141 | .0550 | .4560 | .0204 | .0750 | .5268 | .0341 |
| .0155 | .7701 | .0027 | .0355 | .1078 | .0142 | .0555 | .4579 | .0206 | .0755 | .5284 | .0344 |
| .0160 | .7950 | .0028 | .0360 | .1083 | .0144 | .0560 | .4598 | .0207 | .0760 | .5300 | .0347 |
| .0165 | .8199 | .0029 | .0365 | .1089 | .0145 | .0565 | .4618 | .0209 | .0765 | .5316 | .0351 |
| .0170 | .8448 | .0030 | .0370 | .1094 | .0146 | .0570 | .4637 | .0211 | .0770 | .5332 | .0354 |
| .0175 | .8697 | .0031 | .0375 | .1100 | .0147 | .0575 | .4656 | .0212 | .0775 | .5348 | .0358 |
| .0180 | .8946 | .0032 | .0380 | .1105 | .0148 | .0580 | .4675 | .0213 | .0780 | .5363 | .0361 |
| .0185 | .9195 | .0033 | .0385 | .1110 | .0149 | .0585 | .4694 | .0214 | .0785 | .5379 | .0364 |
| .0190 | .9444 | .0034 | .0390 | .1115 | .0150 | .0590 | .4713 | .0215 | .0790 | .5395 | .0368 |
| .0195 | .9693 | .0035 | .0395 | .1120 | .0151 | .0595 | .4731 | .0217 | .0795 | .5410 | .0371 |

ANEXO I

GRÁFICA FLUJO A DOS FASES.⁽¹⁹⁾



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