



# UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO

ESCUELA NACIONAL DE ESTUDIOS PROFESIONALES  
" ARAGON "

87

## **ANTEPROYECTO PARA LA SELECCION Y DISTRIBUCION DE EQUIPO DE LA PLANTA TERMINAL DE GAS LICUADO, LOCALI- ZADA EN DOS BOCAS, TABASCO**

Sist. 35620

T E S I S

QUE PARA OBTENER EL TITULO DE  
INGENIERO MECANICO ELECTRICISTA

P R E S E N T A N  
ARQUIMEDES SOLIS TELLEZ  
JOSE SEVERIANO MONTIEL VILLA



Universidad Nacional  
Autónoma de México



**UNAM – Dirección General de Bibliotecas**  
**Tesis Digitales**  
**Restricciones de uso**

**DERECHOS RESERVADOS ©**  
**PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL**

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

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

Con cariño y respeto a mis padres  
MARIANO SOLIS ARMENTA y FIDELINA  
TELLEZ DE SOLIS, porque gracias a  
sus desvelos y sacrificios fué posible  
culminar mi formación profesional.

A mis hermanas: ARMIDA, CARMEN, JUDITH,  
MARTHA Y AGUEDA.

ARQUIMEDES.

Con todo mi amor y respeto a mi padre  
SEVERIANO MONTEL MARTINEZ, quien  
con sus sacrificios me ha dado lo mejor de  
una herencia, mi formación profesional.

En memoria y profunda admiración a mi  
madre MICAELA VILLA PEREZ, quien  
con su ejemplo supo encausar mis inci-  
pientes pasos en la vida y lograr hacerme  
comprender que lo único realmente impe-  
recedero es el espíritu.

Con profundo cariño a mis hermanos:  
ALMA IRIS, IRMA, MARCO ANTONIO y  
MIGUEL ANGEL.

JOSE SEVERIANO.

AI ING. FELIPE MENDEZ SAMPERIO.

Director de Tesis.

A todas las personas que directa e indirectamente participaron en la elaboración de este anteproyecto.

I N D I C E .

	SIMBOLOGIA	2
	INTRODUCCION	4
CAPITULO I	GENERALIDADES	6
CAPITULO II	DESCRIPCION DEL PROCESO	18
CAPITULO III	SELECCION DEL EQUIPO	33
CAPITULO IV	DISTRIBUCION DE LA PLANTA	242
CAPITULO V	SEGURIDAD INDUSTRIAL DE LA PLANTA	264
	CONCLUSIONES	287
	APENDICE	289
	BIBLIOGRAFIA	295

SIMBOLOGIA.

abs.	Absoluta
BPD	Barriles por día
BTU	British Thermal Units
° C.	Grados centígrados
cm.	Centímetros
cm <sup>2</sup>	Centímetros cuadrados
° F.	Grados Fahrenheit
ft.	Pies
ft <sup>2</sup>	Pies cuadrados
ft <sup>3</sup>	Pies cúbicos
GPM.	Galones por minuto
H. P.	Horse Power
hr.	Hora
ICFM	Pies cúbicos por minuto
in.	Pulgadas
° K.	Grados Kelvin
Kg.	Kilogramos
Kj.	Kilojoules
Kw.	Kilowatts
lb.	Libras
m.	Metros
m <sup>2</sup>	Metros cuadrados
m <sup>3</sup>	Metros cúbicos

man.	Manométrica
min.	Minutos
mm.	Milímetros
Nw.	Newton
PSI	Libras por pulgada cuadrada
PSIa	Libra por pulgada cuadrada absoluta
seg.	Segundos
seg <sup>2</sup>	Segundos cuadrados
TPD	Toneladas por día
TPH	Toneladas por hora

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

El almacenamiento de los Gases Licuados del Petróleo, como son el Butano y el Propano, se hace en estado líquido, aprovechando la facilidad que tienen estos gases de cambiar a este estado, cuando están sometidos a cierta presión.

Cada litro de Gas L. P. , en estado líquido, se convierte en varios cientos de litros de vapor, que de almacenarse en este estado gaseoso, obligaría el uso de grandes recipientes que serían difíciles y costosos de tener en el sitio de almacenamiento.

En el siguiente anteproyecto, el almacenamiento se efectúa a presión atmosférica, pero manteniendo la temperatura de los líquidos -- abajo de la temperatura de ebullición de cada uno de ellos.

En el almacenamiento, hay formación de vapores generados por la absorción de calor que ocurre en nuestro sistema. Estos vapores, deben relicuarse para mantener constante la cantidad almacenada.

Este trabajo consta de cinco capítulos. En el primero se dan las bases de diseño y se hace una descripción de la obtención del propano y del butano, así como de sus propiedades físicas. En el capítulo dos, se describe cada una de las operaciones que ocurren en el proceso. En el tercer capítulo, se diseña y selecciona el equipo requerido, en base al -- proceso. La distribución del equipo en la planta se realiza en el cuarto -

capítulo. Por último, debido a que se manejan sustancias altamente - explosivas, es muy importante analizar la seguridad del equipo y del personal humano, lo cual, se ve en el quinto capítulo.

En el apéndice, se dan las referencias bibliográficas de - las tablas y figuras que se emplearon en el presente anteproyecto, así como las conversiones utilizadas.

C A P I T U L O I  
G E N E R A L I D A D E S

1. 1. - Localización de la Planta	7
1. 2. - Función de la Planta	7
1. 3. - Tipo de Proceso	9
1. 4. - Capacidad de la Planta	9
1. 5. - Condiciones de la Alimentación en Límites de Batería	9
1. 6. - Condiciones de Salida de los Productos en Límites de Batería	10
1. 7. - Servicios Auxiliares	10
1. 8. - Condiciones Climatológicas	10
1. 9. - Tipo de Edificios Deseados Dentro de Límites de Batería	11
1. 10. - Obtención del Gas Licuado de Petróleo.	12
1. 11. - Propiedades del Gas L. P.	14

## I. GENERALIDADES

Este capítulo comprende todas las bases de diseño necesarias para la elaboración de este anteproyecto, como son: Localización de la planta, capacidad, tipo de proceso, servicios auxiliares, etc.

También se hará una descripción de las propiedades de los Gases Licuados de Petróleo (Propano y Butano).

### 1.1. - LOCALIZACION DE LA PLANTA.

La planta se encuentra localizada en Dos Bocas, Tabasco, cuya área disponible para la Planta de Almacenamiento de Gas Licuado de Petróleo, será proporcionada por Petróleos Mexicanos (PEMEX), tal dimensionamiento es dado por los Límites de Batería, bajo las coordenadas siguientes:

E - 0 000 IMP (E - 103 980 PEMEX)

E - 225 000 IMP (E - 104 205 PEMEX)

S - 0 000 IMP (N - 27 451 PEMEX)

S - 225 000 IMP (N - 27 226 PEMEX)

Las coordenadas están dadas en milímetros. (Ver fig. 1.1)

### 1.2. - FUNCION DE LA PLANTA.

La función de la Terminal de Gas Licuado, es la de recibo.

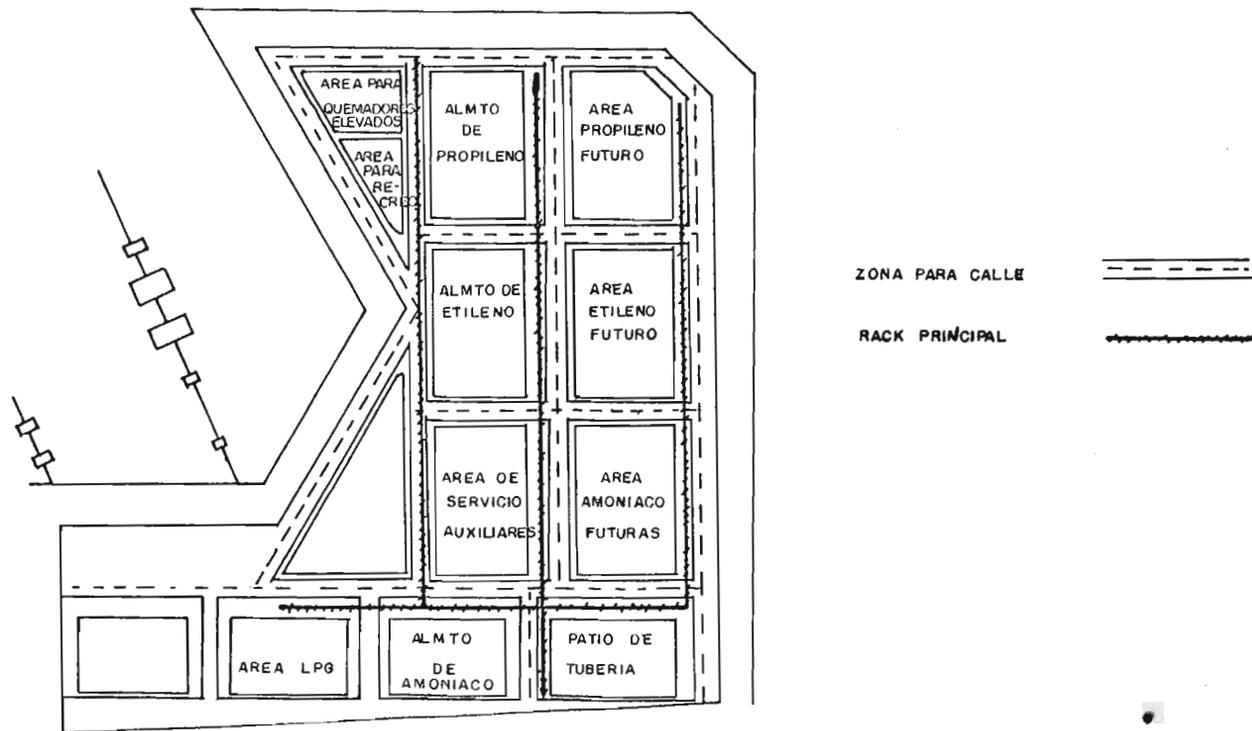


FIGURA I.1 - CROQUIS DE INTEGRACION

régimen ..

### 1.3. - TIPO DE PROCESO.

El proceso consiste en almacenar el p. . . . . ano en cuatro tanques refrigerados, de una capacidad de 20 000 . . . iadas métricas cada uno, y lleva a cabo el refrigerado a presión atmosférica - de dichos hidrocarburos, posteriormente, bombearlos a buques tanques.

### 1.4. - CAPACIDAD DE LA PLANTA.

La capacidad de diseño consta de:

Capacidad de Recibo: 75 000 BPD de propano y 75 000 BPD de butano simultáneamente.

Capacidad de Entrega: 1 000 TPH por línea, existirán dos líneas de carga, una para cada producto.

### 1.5. - CONDICIONES DE LA ALIMENTACION EN LIMITES DE BATERIA.

	1.- P R O P A N O	2.-BUTANO
ESTADO FISICO:	LIQUIDO	LIQUIDO
PRESION:	17.8 Kg/cm <sup>2</sup> man.	6.0 Kg/cm <sup>2</sup> man.
TEMPERATURA:	37.8°C.	38.0°C.
FORMA DE RECIBO:	Tubería	Tubería

1.6. - CONDICIONES DE SALIDA DE LOS PRODUCTOS EN LIMITES DE BATERIA.

	1 . - PROPANO	2 . - BUTANO
ESTADO FISICO:	Líquido	Líquido
PRESION:	5.0 Kg/cm <sup>2</sup> man.	5.0 Kg/cm <sup>2</sup> man.
TEMPERATURA:	-44.0°C	-3.7°C
FORMA DE ENTREGA:	Tubería	Tubería

1.7. - SERVICIOS AUXILIARES.

- 1 . - Vapor de agua
- 2 . - Agua de enfriamiento
- 3 . - Agua para servicios y usos sanitarios
- 4 . - Agua contra incendio
- 5 . - Combustible (Diesel)
- 6 . - Gas natural seco
- 7 . - Energía eléctrica.

1.8. - CONDICIONES CLIMATOLOGICAS.

1 . - TEMPERATURA

Máxima externa:	44.0°C
Mínima externa:	9.5°C
Máxima promedio:	32.3°C
Mínima promedio:	21.1°C
Promedio:	26.7°C

De bulbo húmero promedio : 23.6°C.

2 . - ATMOSFERA.

Presión atmosférica: 1.033 Kg/cm<sup>2</sup> 6 760 mm. Hg.

Atmósfera corrosiva: Sí

Contaminantes: Brisa marina.

3 . - VIENTO.

Viento reinante: Dirección Norte Noreste (NNE)

Viento dominante: Dirección Norte (N)

Velocidad del viento dominante 220 Km/hr.

4 . - HUMEDAD RELATIVA.

Máxima: 100. %

Mínima: 75 %

5 . - PRECIPITACION PLUVIAL.

Máxima en 24 horas 723 mm.

Anual media 2,097 mm.

1.9. - TIPO DE EDIFICIOS DESEADOS DENTRO DE LIMITES DE BATERIA.

Cuarto de Control de Instrumento Sí

-Cuarto de Control Eléctrico Sí

-Oficinas: Sí

-Sanitarios: Sí

Cobertizos para compresoras de proceso: Sí

Cobertizos para compresoras de aire: Sí

Cobertizos para bombas: Sí

#### 1.10. - OBTENCION DEL GAS LICUADO DE PETROLEO.

El gas L. P. se obtiene directamente de los mantos petrolíferos, mezclado con el petróleo crudo; también, se puede extraer en una opción secundaria de la refinación de algunos derivados del petróleo.

Las fuentes principales de gas L. P. , provienen del gas natural y de las mezclas de gases del petróleo crudo, tal y como salen de los pozos de perforación. Este medio de obtención se ve reforzado por --- otras fuentes secundarias, como son ciertos procesos de refinación llevados a cabo en las refinerías de petróleo y como resultado de la recirculación del gas natural.

Una idea general del proceso y del equipo usado para extraer gas licuado del petróleo de la mezcla de gases del petróleo crudo, se puede obtener de la figura 1.2. En la cual tenemos que: (1) es un pozo de perforación en el que la mezcla de petróleo crudo y gas natural fluye del depósito subterráneo a la superficie de la tierra, en donde es conducida a un separador (2) que permite que el petróleo crudo fluya hacia el fondo de este recipiente, y después pase a un tanque de almacenamiento (3), mientras el gas húmedo viene de la parte superior (4) y llega a la planta de absorción de gasolina (5). Este gas húmedo contiene gasolina natural,

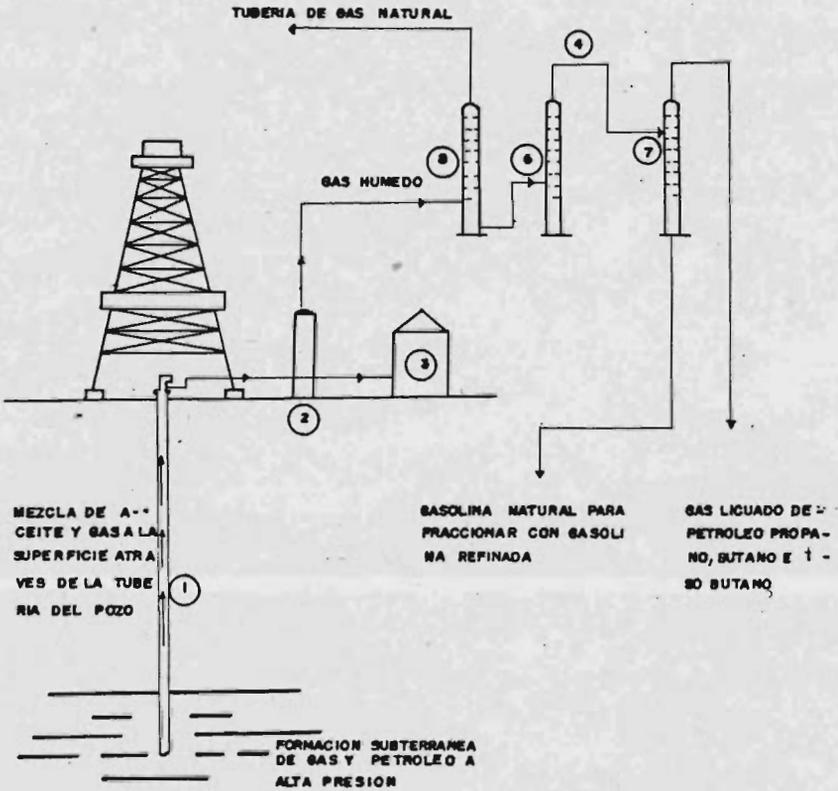


FIGURA L2--OBTENCION DEL GAS LICUADO DE PETROLEO

gases licuados de petróleo y gas natural.

En la planta de absorción de gasolina, el gas fluye a través de un aceite absorsor que remueve la gasolina natural y el gas licuado de petróleo, mientras que el gas seco o natural se lleva a la parte su perior donde es enviado a los centros de consumo.

El aceite absorsor, ahora saturado con hidrocarburos, es con ducido por medio de una tubería a una torre de destilación (6). Ahí la combinación de gasolina natural y gas licuado de petróleo se hierve - para convertirse en gasolina primaria. El aceite absorsor es enviado de regreso a la parte superior de la torre de destilación. La gasolina primaria se envía a una torre estabilizadora (7), donde se separa la - gasolina natural en el fondo de la torre, saliendo ésta como producto terminado.

La mezcla de gas L. P. se extrae de la parte superior de la to rre. Estos gases que se extraen de arriba, si esto se desea, pueden ser tratados posteriormente para separarlos en productos tales como: metano, butano e iso-butano.

#### 1. 11. - PROPIEDADES DEL GAS L. P.

El Gas Licuado de Petróleo, es un combustible de alto poder ca lorífico que arde con una flama excepcionalmente limpia, el cual si se maneja en forma adecuada se quema totalmente sin dejar residuos o ce

nizas, ni producir humo u hollín. El gas L. P., está compuesto principalmente por cualquiera de los siguientes hidrocarburos o una mezcla de ellos: propano, butano, propileno y butileno.

Se le conoce en forma comercial y universalmente como Gas Licuado de Petróleo, porque en el interior de los recipientes en que se almacena, transporta, distribuye y aprovecha se encuentra en estado líquido, ya que es el único gas combustible derivado del petróleo que tiene la particularidad de que cuando es sometido a presiones mayores a la atmosférica y a la temperatura ambiente promedio ordinaria, se condensa convirtiéndose al estado líquido.

El gas L. P., es por sí solo incoloro e inodoro, de baja viscosidad y en estado gaseoso es más pesado que el aire.

#### 1 . - DENSIDAD DEL GAS L. P.

La densidad del propano y del butano en estado líquido, es la siguiente:

PROPANO	580.38 Kg/m <sup>3</sup>
BUTANO	570.60 Kg/m <sup>3</sup>

#### 2 . - DENSIDAD RELATIVA DEL GAS L. P.

La densidad del propano y del butano en estado gaseoso - con relación a la densidad del aire es:

Aíre	1.000
Propano	1.522
Butano	2.006

### 3 . - LIMITES DE INFLAMABILIDAD.

El límite de inflamabilidad, es la composición en proporción de una mezcla de aire-gas, más allá de la cual, dicha mezcla no enciende ni se propaga, no puede autopropagarse o seguir encendida sin la aplicación de calor de una fuente externa.

GAS	LIMITE INFERIOR	LIMITE SUPERIOR
Propano	2.0 % a 2.4 %	7.0% a 9.5 %
Butano	1.5 % a 1.9 %	5.7 % a 8.5 %

Entre los límites inferior y superior indicados, se tiene una mezcla de aire-gas susceptible de explotar o de quemarse y autopropagarse; a esta mezcla que representa peligro se le conoce como mezcla carburada.

### 4 . - TEMPERATURA DE EBULLICION DEL GAS L. P.

La temperatura de ebullición de un líquido, es la temperatura a la que se vaporizaria si sólo estuviera sometido a la presión atmosférica.

La temperatura de ebullición del propano y del butano en estado

Líquido es la siguiente:

Propano	-42.0°C
Butano	- 0.5°C

Hay que tener en cuenta que para los líquidos en general, sometidos a presiones mayores que la atmosférica, su temperatura de ebullición también es de un valor proporcionalmente mayor.

## C A P I T U L O   I I

### DESCRIPCION DEL PROCESO.

2.1. - Sección de Almacenamiento de Propano	19
2.1.1. - Operación de Llenado	19
2.1.2. - Operación de Envío a Barcos	21
2.1.3. - Operación Simultánea	23
2.1.4. - Sistema de Recirculación	26
2.2. - Sección de Almacenamiento de Butano	28
2.2.1. - Operación de Llenado	28
2.2.2. - Operación de Envío a Barcos	29
2.2.3. - Operación Simultánea	30
2.2.4. - Sistema de Recirculación.	31

## II. - DESCRIPCION DEL PROCESO.

La terminal de Gas Licuado está diseñada para almacenar 40 000 toneladas métricas de propano y 40 000 toneladas métricas de butano, provenientes de Plantas Fraccionadoras y en su posterior envío a buques - tanques.

El almacenamiento se llevará a cabo en cuatro tanques - refrigerados a presión atmosférica, utilizándose dos para propano a una temperatura de  $-44.0^{\circ}\text{C}$  y dos para butano a una temperatura de  $-3.7^{\circ}\text{C}$ .

Para el diseño de la terminal, se considerarán tres operaciones: Llenado, envío a barcos y operación simultánea.

### 2.1. - SECCION DE ALMACENAMIENTO DE PROPANO.

En esta sección, se describirán las distintas operaciones que tendrán lugar en el almacenamiento de propano. Ver el diagrama de Flujo de Proceso.

#### 2.1.1. - OPERACION DE LLENADO.

El propano líquido proveniente de límites de batería a  $-37.8^{\circ}\text{C}$ . y  $17.0\text{ Kg/cm}^2$  man. Se expande en el Tanque de Flasheo de Propano FA - 1101 hasta una presión de  $3.5\text{ Kg/cm}^2$  man. Parte del -

líquido que sale de este tanque, previa expansión a presión atmosférica, se manda a los Tanques de Almacenamiento Refrigerados FB-1101 A y FB - 1101 B. La otra parte, se desvía al serpentín del Tanque de Succión de Compresores FA - 1103, para vaporizar el posible líquido arrastrado, y previa expansión a presión atmosférica se envía a los Tanques de Almacenamiento. Las condiciones de almacenamiento en los tanques son:  $0.0 \text{ Kg/cm}^2$  man. y  $-44.0 \text{ }^\circ\text{C}$ .

El vapor efluente del Tanque de Flasheo se envía a la segunda etapa del Compresor del Llenado de Propano GB - 1101.

Cuando se llenan los Tanques de Almacenamiento, hay formación de vapores por expansión en la línea de alimentación, por expansión en la línea de retorno del serpentín del Tanque de Succión de Compresores, por absorción de calor en el tanque, por desplazamiento por el líquido que entra y generados por la Bomba de Recirculación.

Los vapores producidos en el momento de llenado de los tanques de almacenamiento, se envían al Tanque de Succión de Compresores FA - 1103 donde se vaporiza el posible líquido arrastrado mediante una serpentín colocado en el fondo del recipiente. El vapor

efluente de este tanque se envía a la primera etapa de compresión del Compresor de Llenado de Propano GB-1101, donde se eleva su presión a 3.5 Kg/cm<sup>2</sup> man., para entrar en la segunda etapa de compresión donde se mezcla con el vapor producido en el Tanque de Flasheo de Propano FA-1101, y la corriente total se comprime hasta 20.8 Kg/cm<sup>2</sup> man. y 84.0 °C.

La corriente que sale del compresor se envía al Condensador de Llenado de Propano EA-1101, y posteriormente al Acumulador de Llenado de Propano FA-1101, a 20.1 Kg/cm<sup>2</sup> man. y 41.0 °C. El vapor separado en este tanque se manda a un quemador mediante un control de presión y el líquido pasa por una válvula de expansión, donde se expansiona hasta 3.5 Kg/cm<sup>2</sup> man. Para alimentar al Tanque de Flasheo de Propano FA-1101 a -10.3 °C, donde se mezcla con la corriente de alimentación obteniéndose una temperatura de equilibrio de -6.6 °C.

#### 2.1.2. - OPERACION DE ENVIO A BARCOS.

El propano almacenado en los Tanques de Almacenamiento de Propano FB-1101 A y FB-1101 B, a presión atmosférica y -44.0 °C es enviado a buques tanques mediante las Bombas de Carga a Barcos GA-1101.

Los vapores producidos por los buques tanques se retornan

al mismo tanque de almacenamiento del cual se está bombeando el producto y ahí se mezcla con los vapores producidos por expansión en la línea de retorno del serpentín del Tanque de Succión a Compresores y con los vapores generados en el tanque. Del total de los vapores; una parte llena el volúmen desalojado por el propano líquido que se envía a los buques tanques y la otra se manda al Tanque de Succión de Compresores FA-1103, dónde se vaporiza el posible líquido arrastrado mediante un serpentín colocado en el fondo del recipiente. El vapor de este tanque se envía a la primera etapa de compresión del Compresor de Refrigeración de Propano GB-1102, dónde se eleva su presión hasta  $3.5 \text{ Kg/cm}^2 \text{ man.}$ , para entrar a la segunda etapa de compresión donde se mezcla con el vapor producido en el Separador de Interfases de Propano FA-1105 y la corriente total se comprime hasta  $20.8 \text{ Kg/cm}^2 \text{ man.}$ , y  $84.0^\circ\text{C}$ .

La corriente que sale del compresor se envía al Condensador de Refrigeración de Propano EA-1102 y posteriormente al Acumulador de Refrigeración de Propano FA-1104 a  $20.1 \text{ Kg/cm}^2 \text{ man.}$  y  $41.0^\circ\text{C}$ . El vapor separado en este tanque se manda a un quemador mediante un control de presión y el líquido se expande en una válvula de expansión hasta  $3.5 \text{ Kg/cm}^2 \text{ man.}$ , para alimentar al Separador de Interfases de Propano FA-1105 a  $-12.3^\circ\text{C}$ .

El vapor efluente del Separador de Interfases se manda a la

segunda etapa de compresión del Compresor de Refrigeración de Propano GB-1102 y el líquido se envía al serpentín del Tanque de Succión de Compresores FA-1103 y previa expansión a presión atmosférica se manda a los Tanques de Almacenamiento de Propano FB-1101 A y FB-1101 B a  $-44.0^{\circ}\text{C}$ .

### 2.1.3. - OPERACION SIMULTANEA.

En este caso se consideran dos posibles operaciones:

- a). - Llenado de un tanque de Almacenamiento y envío de 1 000 toneladas métricas de propano del otro tanque a buques - tanques.
  
- b). - Llenado de un Tanque de Almacenamiento y envío de 2 000 toneladas métricas de propano del otro tanque a buques - tanques, utilizando las Bombas de Carga de Butano a Barcos GA-1201.

La diferencia entre estas dos operaciones consiste en que para la segunda, los Compresores de Refrigeración de Llenado de Propano manejarán mayor cantidad de vapores.

El propano líquido proveniente de Límites de Batería a  $-37.8^{\circ}\text{C}$  y  $17.0\text{ Kg/cm}^2$  man., se expande en el Tanque de Flasheo de Propano FA-1101 hasta una presión de  $3.5\text{ Kg/cm}^2$  man. El líquido que sale de este tanque se expande a presión atmosférica

para ser enviado a uno de los Tanques de Almacenamiento de Propano FB-1101 A. Las condiciones de almacenamiento en el tanque son: 0.0 Kg/cm<sup>2</sup> man., y -44.0 °C.

El vapor efluente del Tanque de Flasheo se envía a la segunda etapa de compresión del Compresor de Llenado de Propano GB-1101.

El propano almacenado en el otro Tanque de Almacenamiento de Propano FB-1101 B es enviado a buques tanques mediante las Bombas de Carga a Barcos GA-1101.

Los vapores producidos en el tanque que se está llenando y los producidos en el tanque del cual se está bombeando producto a buques tanques, se envían al Tanque de Succión de Compresores FA-1103, donde se vaporiza el posible líquido arrastrado mediante un serpentín colocado en el fondo del recipiente. Una parte del vapor de este tanque se envía a la primera etapa de compresión del Compresor de Llenado de Propano GB-1101, donde se eleva su presión hasta 3.5 Kg/cm<sup>2</sup> man., para entrar a la segunda etapa de compresión donde se mezcla con el vapor producido en el tanque de Flasheo de Propano FA-1101 y la corriente total se comprime hasta 20.8 Kg/cm<sup>2</sup> man., y 84.0 °C.

La corriente que sale del compresor se envía al Condensa-

dor de Llenado de Propano EA-1101 y posteriormente al Acumula--  
dor de Llenado de Propano FA-1102 a  $20.1 \text{ Kg/cm}^2$  man., y  $41.0^\circ\text{C}$ .  
El vapor separado en este tanque se manda a un quemador mediante  
un control de presión y el líquido se expande hasta  $3.5 \text{ Kg/cm}^2$  man.,  
para alimentar al tanque de Flasheo de Propano FA-1101 a  $-10.3^\circ\text{C}$ .  
En este tanque se mezcla con la corriente de alimentación obtenien--  
dose una temperatura de equilibrio de  $-6.6^\circ\text{C}$ .

La corriente que se envió a la primera etapa del Compresor  
de Refrigeración de Propano GB-1102, eleva su presión hasta ----  
 $3.5 \text{ Kg/cm}^2$  man., y entra a la segunda etapa, donde se mezcla con  
el vapor producido en el Separador de Interfases de Propano FA-1105;  
la corriente total se comprime hasta  $20.8 \text{ Kg/cm}^2$  man., y  $84.0^\circ\text{C}$ .

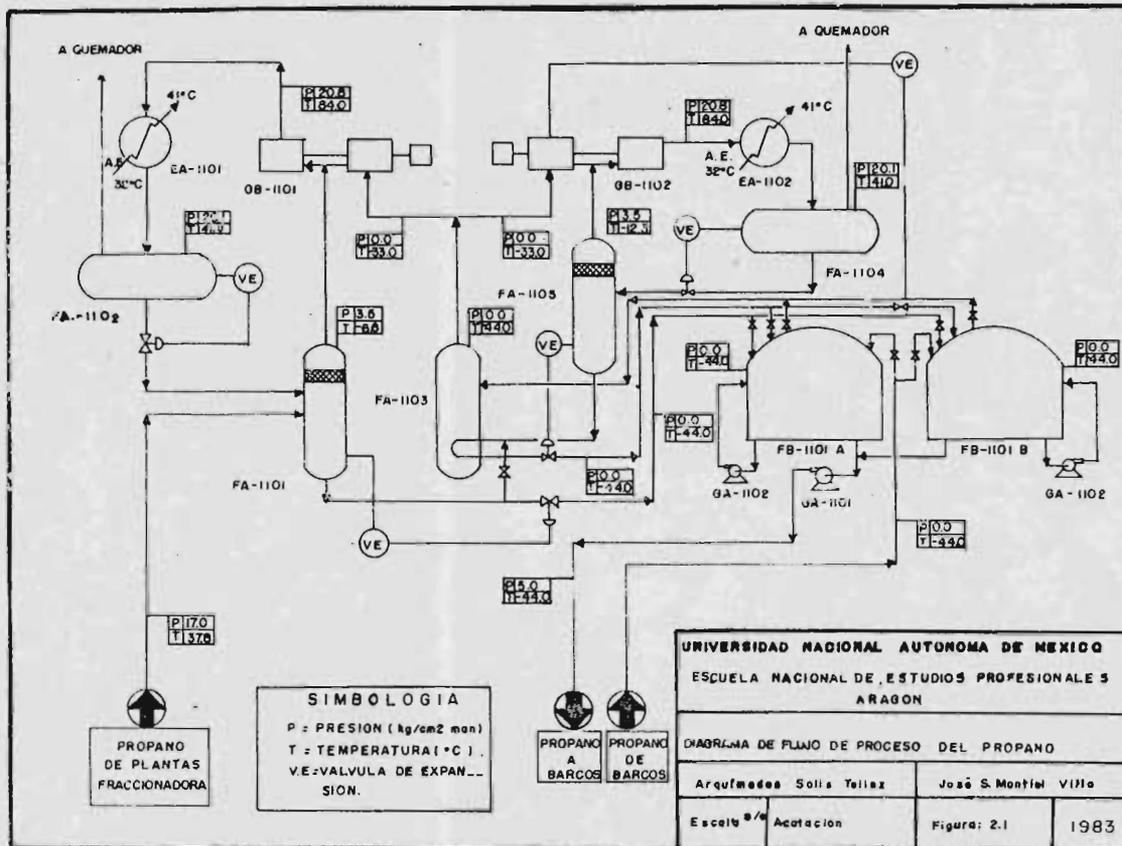
La corriente que sale del compresor se envía al Condensa--  
dor de Refrigeración de Propano EA-1102 y posteriormente al Acu--  
mulador de Refrigeración de Propano FA-1104, a  $41.0^\circ\text{C}$  y - - - - -  
 $20.1 \text{ Kg/cm}^2$  man. El vapor separado de este tanque se manda a un  
quemador mediante un control de presión y el líquido se expande -  
hasta  $3.5 \text{ Kg/cm}^2$  man., para alimentar al Separador de Interfases  
de Propano FA-1105 a  $-12.3^\circ\text{C}$ .

El vapor efluente del Separador de Interfases se manda a la  
segunda etapa de compresión del Compresor de Refrigeración de --  
Propano GB-1102, mientras el líquido pasa al serpentín del Tanque

de Succión de Compresores FA - 1103 y previa expansión a presión atmosférica se manda al Tanque de Almacenamiento de Propano -- FB - 1101 a  $-44.0^{\circ}\text{C}$ .

#### 2.1.4. - SISTEMA DE RECIRCULACION.

En las tres operaciones: Llenado, Envío a Barcos y Operación Simultánea, se prevee la estratificación de temperaturas en los Tanques de Almacenamiento, mediante la recirculación de una corriente de propano utilizando las Bombas de Recirculación de Propano GA - 1102.



## 2.2. - SECCION DE ALMACENAMIENTO DE BUTANO.

En esta sección se describirán las distintas operaciones que tendrán lugar en el almacenamiento de butano. Ver el Diagrama de Flujo de Proceso.

### 2.2.1. - OPERACION DE LLENADO.

El butano líquido proveniente de Límites de Batería a  $-38.0^{\circ}\text{C}$ . y  $6.0 \text{ Kg/cm}^2$  man., se expande en una válvula de expansión hasta la presión atmosférica, para ser enviado a los Tanques de Almacenamiento de Butano FB-1201 A y FB-1201 B. Las condiciones de almacenamiento en los tanques son:  $0.0 \text{ Kg/cm}^2$  man y  $-3.7^{\circ}\text{C}$ .

En el momento de llenado de los Tanques de Almacenamiento hay formación de vapores por expansión en la línea de alimentación, por absorción de calor del tanque, por desplazamiento -- por el líquido que entra y generados por las bombas de recirculación. Estos vapores se envían al Tanque de Succión del Compresor de Butano FA-1202, y de ahí al Compresor de Butano GB-1201 donde se comprime hasta una presión de  $4.3 \text{ Kg/cm}^2$  man., y --  $51.0^{\circ}\text{C}$ .

La corriente que sale del compresor se envía al Condensador de Butano EA-1201, y posteriormente al Tanque Acumulador de Butano FA - 1201, a  $3.6 \text{ Kg/cm}^2$  man., y  $41.0^{\circ}\text{C}$ .

La corriente efluente del Tanque Acumulador del Butano - se envía al Tanque de Succión del Compresor de Butano FA-1202 y de ahí previa expansión hasta la presión atmosférica se retorna a los Tanques de Almacenamiento de Butano FB-1201 A y FB-1201 B.

#### 2.2.2. - OPERACION DE ENVIO A BARCOS.

El butano almacenado en los Tanques de Almacenamiento - FB-1201 A y FB-1201 B a presión atmosférica y  $-3.7^{\circ}\text{C}$ , es enviado a buques tanques mediante las Bombas de Carga de Butano a Barcos GA-1201.

Los vapores producidos en los buques tanques se retornan - al mismo Tanque de Almacenamiento del cual se está bombeando - producto y ahí se mezcla con los vapores producidos por expansión en la línea de retorno del serpentín del Tanque de Succión del Compresor de Butano FA-1202 y con los vapores generados en el tanque. Del total de los vapores,, una parte llena el volúmen desalojado por el butano líquido que se envía a buque-tanques y la otra se envía al Tanque de Succión del Compresor de Butano FA-1202 y de ahí a uno de los Compresores de Butano GB-1201.

La corriente que sale del compresor a  $4.3 \text{ Kg/cm}^2$  man., y  $51.0^{\circ}\text{C}$  se envía al Condensador de Butano EA-1201 y posteriormente al Tanque Acumulador de Butano a  $3.6 \text{ Kg/cm}^2$  man., y  $41.0^{\circ}\text{C}$ .

La corriente efluente del Tanque Acumulador de Butano - se envía al serpentín que sirve como medio de calentamiento en el Tanque de Succión del Compresor de Butano FA-1202 y de ahí, previa expansión hasta presión atmosférica se retorna a los Tanques de Almacenamiento de Butano FB-1201 A y FB-1201 B.

### 2. 2. 3. - OPERACION SIMULTANEA.

En este caso se consideran dos posibles operaciones:

- a). - Llenado de un Tanque de Almacenamiento y envío de 1 000 toneladas métricas de butano del otro tanque a buques-tanques.
- b). - Llenado de un Tanque de Almacenamiento y envío de 2 000 toneladas métricas de Butano del otro tanque a buques tanques, utilizando las Bombas de Carga de Propano a Barcos GA-1101.

La diferencia entre estas dos operaciones consiste en que - para la segunda, los compresores manejaran mayor cantidad de vapores.

El butano líquido proveniente de Límites de Batería a 38.0°C. y 6.0 Kg/cm<sup>2</sup>man., se expande hasta la presión atmosférica, para ser enviado a uno de los Tanques de Almacenamiento de Butano - - FB-1201 A ó FB-1201 B. Las condiciones de almacenamiento en el

tanque son  $0.0 \text{ Kg/cm}^2 \text{ man.}$ , y  $-3.7^\circ\text{C}$ .

El butano almacenado en el otro Tanque de Almacenamiento de Butano FB-1201 A ó 1201 B, es enviado a buques tanques mediante las Bombas de Carga de Butano a Barcos GA - 1201.

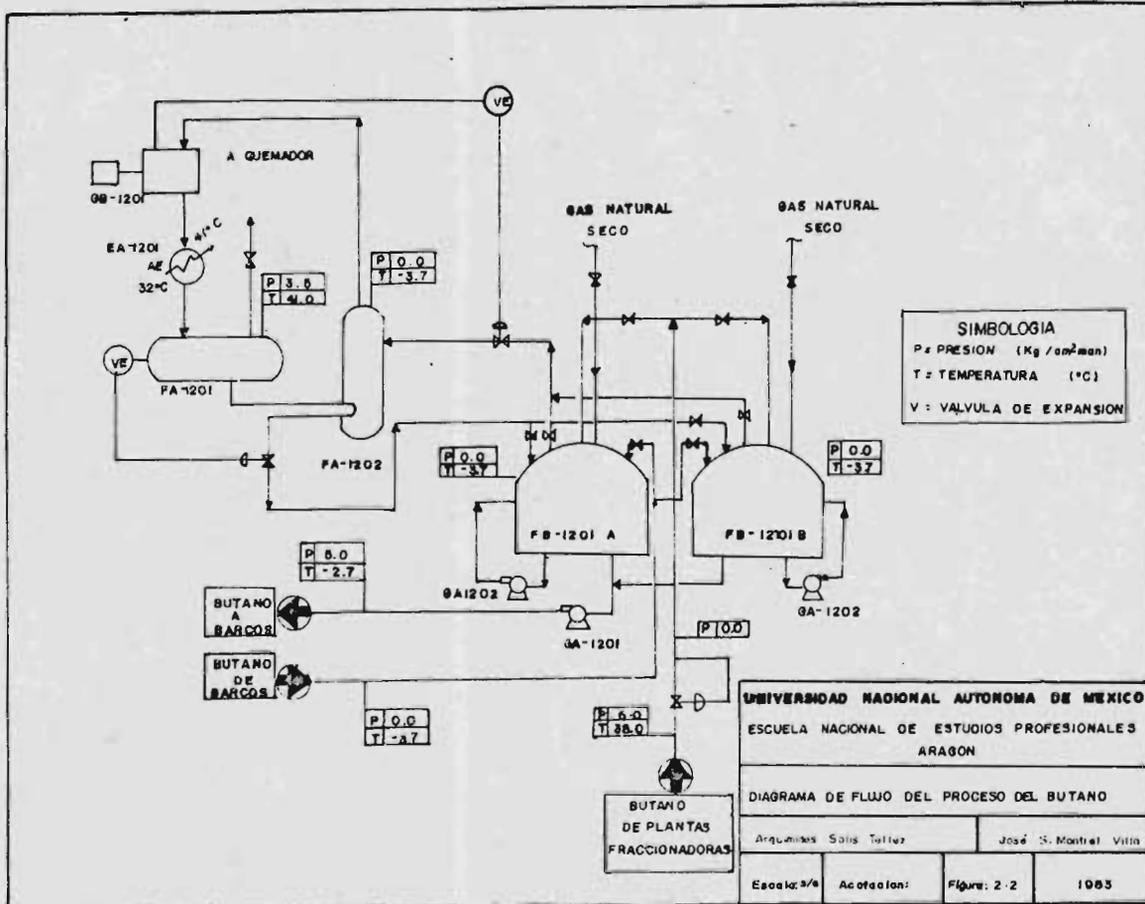
Los vapores producidos en el tanque que está en llenado y - los producidos en el tanque del cual se está bombeando producto a buques - tanques, se envían al Tanque de Succión del Compresor de Butano GB - 1201, donde se comprime hasta una presión de - - - - -  $4.3 \text{ Kg/cm}^2 \text{ man.}$ , y  $51.0^\circ \text{C}$ .

La corriente que sale del compresor se envía al Condensador de Butano EA - 1201 y posteriormente al Tanque Acumulador de Butano FA - 1201, a  $3.6 \text{ Kg/cm}^2 \text{ man.}$ , y  $41.0^\circ \text{C}$ .

La corriente efluente del Tanque Acumulador de Butano se envía al serpentín que sirve como medio de calentamiento en el Tanque de Succión del Compresor de Butano FA - 1202 y de ahí, previa expansión hasta presión atmosférica se retorna al Tanque de Almacenamiento de Butano FB - 1201 A ó FB - 1201 B.

#### 2.2.4. - SISTEMA DE RECIRCULACION.

En las tres operaciones, Llenado, Envío a Barcos y Operación Simultánea, se prevee la estratificación de temperaturas en los Tanques de Almacenamiento, mediante la recirculación de una corriente de butano utilizando las Bombas de Recirculación de Butano GA - 1202.



## C A P I T U L O III

### S E L E C C I O N D E L E Q U I P O

3. 1. - Recipientes	38
3. 1. 1. - Tanques de Almacenamiento Refrigerados	39
3. 1. 1. 1. - Definición de la Forma del Tanque	39
3. 1. 1. 2. - Materiales de Construcción	41
3. 1. 1. 3. - Dimensiones Recomendadas	42
3. 1. 1. 4. - Espesor de Placa.	43
3. 1. 1. 5. - Selección de Aislamiento	46
3. 1. 1. 6. - Evaluación de la Formación de Vapores	47
3. 1. 2. - Recipientes de Proceso.	53
3. 1. 2. 1. - Clasificación de los Recipientes de Proceso	53
3. 1. 2. 1. 1. - Recipientes de Balance para Líquido	53
3. 1. 2. 1. 2. - Separadores Líquido - Líquido	54
3. 1. 2. 1. 3. - Separadores Vapor - Líquido	55
3. 1. 2. 2. - Tiempo de Residencia de Líquido	57
3. 1. 2. 3. - Dimensiones óptimas	59
3. 1. 2. 4. - Selección del Tipo de Cabezas	62
3. 1. 2. 5. - Dimensiones Finales de los Recipientes	63
3. 1. 2. 6. - Niveles de Líquidos	65
3. 1. 2. 7. - Presión de Diseño	65
3. 1. 2. 8. - Temperatura de Diseño	66

3.1.2.9. - Materiales de Construcción	66
3.1.2.10. - Espesor de Placa del Cascarón del Cilindro	68
3.1.2.11. - Espesor de Placa de las Cabezas del Recipiente	69
3.2. - Compresores	70
3.2.1. - Clasificación de los Compresores	70
3.2.2. - Selección del Compresor	71
3.2.3. - Compresión de Gases Ideales	73
3.2.3.1. - Potencia de Compresión	74
3.2.3.2. - Volumen del Gas en la Descarga	76
3.2.3.3. - Temperatura del Gas en la Descarga	76
3.2.4. - Compresión de Gases Reales	76
3.2.4.1. - Potencia de Compresión	78
3.2.4.2. - Temperatura del Gas en la Descarga	79
3.2.4.3. - Volumen del Gas en la Descarga	79
3.2.4.4. - Desplazamiento	80
3.2.4.5. - Espacio Perjudicial	81
3.2.4.6. - Eficiencia del Compresor	81
3.2.4.7. - Eficiencia Volumétrica.	81
3.3. - Cambiadores de Calor.	82
3.3.1. - Tipos de Cambiadores de Calor	82
3.3.2. - Clasificación de Cambiadores de Calor de Tubos y Envolvente.	85
3.3.3. - Factores que Afectan el Diseño de Cambiadores de Calor de Tubos y Envolvente.	85

3.3.3.1. - Caída de Presión	85
3.3.3.2. - Diferencia Media de Temperaturas	86
3.3.3.3. - Tipo de Flujo	87
3.3.3.4. - Propiedades de los Flúidos	88
3.3.3.5. - Tamaño de los Tubos	89
3.3.3.6. - Arreglo de los Tubos.	91
3.3.4. - Secuencia de Cálculo para Condensadores de Tubos y Envolvente.	91
3.4. - Bombas	105
3.4.1. - Bombas Rotatorias	105
3.4.1.1. - Tipos de Bombas Rotatorias	105
3.4.1.2. - Materiales de Construcción	108
3.4.1.3. - Aplicaciones de las Bombas Rotatorias	108
3.4.2. - Bombas Reciprocantes	109
3.4.2.1. - Tipos de Bombas Reciprocantes	109
3.4.2.2. - Aplicaciones de las Bombas Reciprocantes	110
3.4.3. - Bombas Centrífugas	111
3.4.3.1. - Tipos de Bombas Centrífugas	111
3.4.3.2. - Materiales de Construcción	112
3.4.3.3. - Cavitación.	114
3.4.3.4. - Potencia de la Bomba	115
3.4.4. - Columna de una Bomba	115
3.4.5. - Carga Neta Positiva de Succión	118
3.4.5.1. - Pérdidas Primarias en Tuberías	121

3.4.5.2. - Pérdidas Secundarias en Tuberías	122
---	-----

3.5. - Cálculo y Selección de Equipo en la Sección de Almacenamiento de Propano.	130
--	-----

3.5.1. - Tanque de Almacenamiento de Propano	130
--	-----

3.5.2. - Tanque de Flasheo de Propano	135
---------------------------------------	-----

3.5.3. - Tanque de Succión de Compresores	140
---	-----

3.5.4. - Compresor de Llenado de Propano	146
--	-----

3.5.5. - Condensador de Llenado de Propano	154
--	-----

3.5.6. - Tanque Acumulador de Llenado de Propano	161
--	-----

3.5.7. - Compresor de Refrigeración de Propano	166
--	-----

3.5.8. - Condensador de Refrigeración de Propano	170
--	-----

3.5.9. - Tanque Acumulador de Refrigeración de Propano	177
--	-----

3.5.10. - Tanque Separador de Interfases de Propano	181
---	-----

3.5.11. - Bomba de Recirculación de Propano	186
---	-----

3.5.12. - Bomba de Carga de Propano a Barcos.	194
---	-----

3.6. - Cálculo y Selección de Equipo en la Sección de Almacenamiento de Butano.	201
---	-----

3.6.1. - Tanque de Almacenamiento de Butano	201
---	-----

3.6.2. - Tanque de Succión del Compresor de Butano	207
--	-----

3.6.3. - Compresor de Butano	212
------------------------------	-----

3.6.4. - Condensador de Butano	217
--------------------------------	-----

3.6.5. - Tanque Acumulador de Butano	224
--------------------------------------	-----

3.6.6. - Bomba de Recirculación de Butano	228
---	-----

3.6.7. - Bomba de Carga de Butano a Barcos.	235
---	-----

### III. - SELECCION DEL EQUIPO.

La selección de equipo implica tomar en cuenta varios factores como son: costos, instalación, mantenimiento, etc.

En el diseño de Plantas de Proceso, para seleccionar el equipo adecuado debe de hacerse en base a las condiciones especificadas en el Diagrama de Flujo de Proceso, aún sobre las consideraciones de costo.

Cuando se diseña el equipo que se utilizará en el proceso, es conveniente tomar en cuenta los criterios establecidos para reducir los gastos hasta donde sea posible.

Una vez diseñado el equipo, se recomienda referirse a las medidas establecidas como comerciales para abaratar costos ya que el equipo especial es sumamente antieconómico.

En este trabajo se ha diseñado unicamente el equipo que tiene intervención directa en el proceso, tomando como base los Diagramas de Flujo de Proceso de las Secciones de Almacenamiento de propano y del butano.

El diseño del equipo también se ha hecho en el Sistema Internacional de Unidades, aunque se hace referencia al Sistema Inglés por ser el más comercial en nuestro país y algunas tablas y gráfi-

cas se encuentran en este sistema.

### 3. 1. - RECIPIENTES.

Los recipientes son equipos muy importantes por la intervención que tienen en toda planta industrial.

Los tipos más comunmente usados se pueden considerar como recipientes abiertos y recipientes cerrados.

Los recipientes abiertos se usan normalmente como tanques de balance, tanques mezcladores, tanques de reposo, etc. Su costo es más económico comparándolos con los recipientes cerrados.

Los recipientes cerrados manejan flúidos tales como: Combustibles tóxicos u ofensivos, ácidos y gases, etc., los productos utilizados en la industria petrolera y petroquímica necesitan el uso de recipientes y tanques cerrados.

Los recipientes cerrados pueden dividirse en recipientes cilíndricos verticales de fondo plano y cubierta cónica, los cuales normalmente trabajan a presión atmosférica y su función es la de almacenar productos; existen recipientes cilíndricos con cabezas abombadas en sus extremos, este tipo de recipiente se usan en donde la presión de vapor del líquido acumulado impone un diseño riguroso, y finalmente se tienen los recipientes esféricos, los cuales

se usan normalmente para el almacenamiento de grandes volúmenes de fluidos bajo presiones moderadas.

### 3.1.1. - TANQUES DE ALMACENAMIENTO REFRIGERADOS.

Los tanques refrigerados sirven para el almacenamiento de productos con una baja temperatura de burbuja a presión atmosférica, es decir, que son gases a temperatura ambiente y se desean almacenar en estado líquido. Los siguientes son los principales productos puros que intervienen en este rango: Butano, isobutano, amoníaco, propano, propileno, etano, etileno, metano, hidrógeno, helio, etc. Además existen mezclas de estos productos que también entran en este rango.

Los sistemas de refrigeración que se encuentran en procesos que incluyen este tipo de tanques quedan integrados principalmente dentro del área de licuefacción del gas. El gas ya licuado o parcialmente licuado, se introduce al tanque a temperaturas generalmente por debajo de la ambiente. La condensación de vapores formados dentro del tanque se logra generalmente uniendo la corriente de vapores efluentes del tanque al sistema de licuefacción, o bien, enviándolos a un sistema de refrigeración paquete.

#### 3.1.1.1. - DEFINICION DE LA FORMA DEL TANQUE.

Para temperatura hasta de 20.0°C. se usan recipientes de

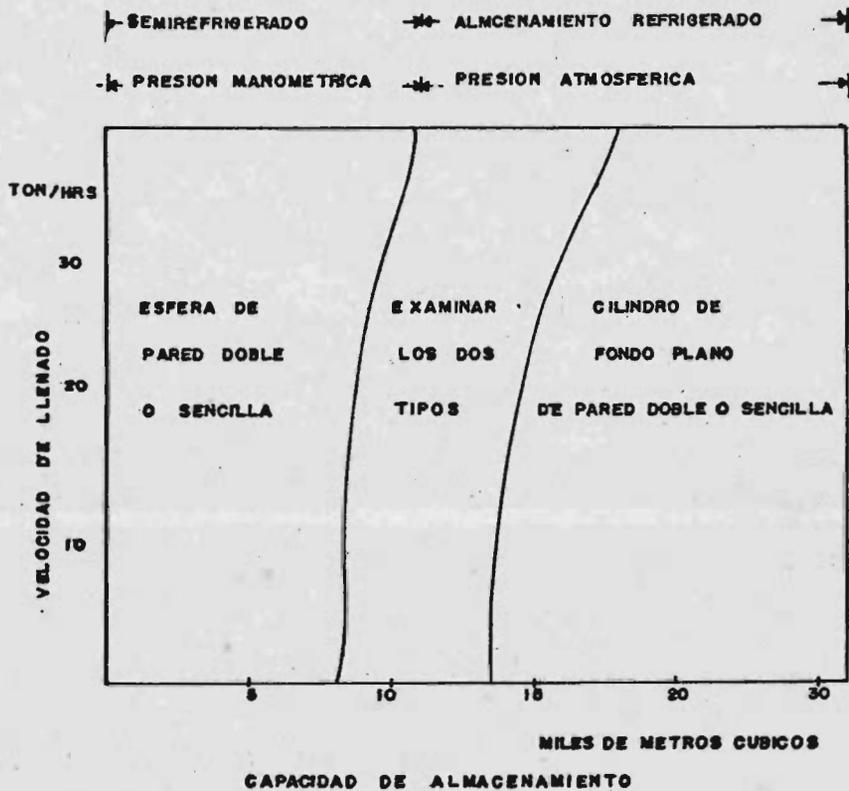


FIG. 3-1- TIPO DE TANQUE DE ALMACENAMIENTO

pared sencilla, y para temperaturas desde  $-32.0^{\circ}\text{C}$  y más comúnmente abajo de  $-75.0^{\circ}\text{C}$ . Se utilizan los tanques de doble pared. Los tanques cilíndricos con fondo plano se usan para almacenamiento a presiones cercanas a la atmosférica (hasta  $0.14 \text{ Kg/cm}^2 \text{ man.}$ ), y los esféricos se usan para presiones arriba de la atmosférica.

La capacidad de almacenamiento y una velocidad aproximada de llenado nos determina el tipo de tanque a usar, como observamos en la figura 3.1.

### 3.1.1.2. - MATERIALES DE CONSTRUCCION.

A continuación damos una tabla de materiales para uso a bajas temperaturas, con su rango de temperaturas de aplicación y el tipo de servicio para almacenamiento en que son usados.

TABLA 3.1.

SERVICIO	TEMP. DE EBULLICION A 1 ATM. MATERIAL	
	°C	°F
Butano	- 0.5	31.0
Isobutano	-12.0	10.0
Cloruro de Metilo	-24.0	-11.0 ACERO AL CARBON
Amoniaco	-33.0	-28.0 O
Propano	-42.0	-44.0 ACERO CON
Propileno	-47.0	-53.0 2 1/4% NIQUEL
Acetileno	-84.0	-119.0 ACERO CON 3 1/2% NIQUEL O ACERO
Etano	-83.0	-127.0 INOX. AUSTENITICO
Etileno	-104.0	-155.0 ACERO 9% NIQUEL,
Metano	-161.0	-259.0 ACERO INOXIDABLE
Oxígeno	-183.0	-297.0 AUSTENITICO,
Nitrógeno	-196.0	-320.0 ALUMINIO.

Para los tanques de doble pared, la pared externa es general-  
mente de Acero al Carbón, mientras que la interna está hecha del -  
material recomendado para la temperatura a la cual se almacena.

### 3.1.1.3. - DIMENSIONES RECOMENDADAS.

Las esferas tienen su diámetro de acuerdo a la capacidad ne

cesaria. Para el caso de los cilindros de fondo plano tenemos dos variables, que son diámetro (D) y altura (L), las cuales deben tener una relación que nos resulte económica.

Las relaciones (L/D) recomendadas de acuerdo a la capacidad del tanque son:

TABLA 3.2.

CAPACIDAD (BARRILES)	(L/D) RECOMENDADA
75 000	1 a 0.5
100 000	0.40
150.000	0.30
200 000	0.27

---

El espacio vapor recomendado para las esferas es del 10% en volumen, es decir, que el líquido ocupará el 90% en volumen de la capacidad de la esfera. Para el caso de los cilindros de fondo plano, el vapor ocupará el volumen total del domo y del 1% al 5% del volumen del cilindro. Para (L/D) menores de 0.5 se usa el 1%.

#### 3.1.1.4. - ESPESOR DE PLACA.

El espesor de placa para una esfera se puede obtener de la relación siguiente:

$$t = PR / (SE - 0.6P)$$

Donde:

t Espesor de placa (cm)

P Presión de diseño.

Para tanques a presión atmosférica de

0.03 a 0.14 Kg/cm<sup>2</sup> man.

Para tanques a presión: Presión de Operación

más 2.0 Kg/cm<sup>2</sup> ó el 10% (la que sea mayor)

R Radio del tanque (cm)

E Eficiencia de soldadura.

Como regla práctica considérese de 1.0 para

presiones mayores de 1.0 Kg/cm<sup>2</sup> y de 0.85

para menores.

S Esfuerzo Permisible de Trabajo.

El esfuerzo Permisible de Trabajo es una propiedad de pendiente del material y de la temperatura de trabajo. A continuación damos valores de este esfuerzo a bajas temperaturas. En la tabla 3.3.

Se han encontrado tanques refrigerados a presión atmosférica con presiones de diseño mayores, esta presión generalmente es fijada por el rango de presiones necesarias para la operación de Control, tanques con presiones de diseño bajas no pueden soportar grandes variaciones de la presión atmosférica sin tener que ventear el producto almacenado.

TABLA 3.3.

MATERIAL	S (Kg/cm <sup>2</sup> )
Acero con 2 1/4 % Niquel	1177.0
Acero con 3 1/2 % Niquel	1177.0
Acero con 9 % Niquel	1669.0
Acero Inoxidable Austenitico	1318.0
Acero al Carbono	1195.0
Aluminio	703.0

---

El espesor mínimo para las paredes de un tanque cilíndrico de fondo plano es de acuerdo a su diámetro, como se ve en la siguiente tabla.

TABLA 3.4.

ESPESOR MINIMO DE PLACA		DIAMETRO DEL TANQUE
(mm)	(in)	(m)
4.76	3/16	Menos de 21.0
6.35	1/4	21.0 a 24.0
7.94	5/16	24.0 a 30.0
9.53	3/8	30.0 a 40.0
11.11	7/16	40.0 a 50.0
12.70	1/2	Arriba de 50.0

---

### 3. 1. 1. 5. - SELECCION DE AISLAMIENTO.

El material aislante va a depender de la formación de vapores que nosotros podamos permitir o consideremos como valor óptimo de acuerdo a la capacidad y costos de nuestro sistema de relicuefacción.

La propiedad más importante de un aislante es la Conductividad Térmica "K", la cual representa los Joules por segundo que pasan a través de un  $m^2$  del material de un centímetro de espesor por cada grado centígrado de diferencia entre las superficies. Entre más bajo sea el valor de la Conductividad Térmica, será más grande la resistencia al flujo de calor y menor la formación de vapores.

Hay muchas combinaciones de materiales aislantes usados en tanques refrigerantes, los que se usan generalmente para uso industrial son: para las esferas y cilindros de doble pared. Se utiliza el espacio anular relleno de Perlita, para los tanques de pared sencilla y para los fondos del de doble pared, se utilizan aislamientos rígidos como son las placas de Fibra de Vidrio, de Espuma de Poliuretano y de Espuma de Poliestireno.

A continuación damos una lista con las conductividades de estos aislamientos.

TABLA 3.5

AISLAMIENTO	K (Kw - cm/ m <sup>2</sup> °C.)		
	-157.0 °C	-34.0°C	38.0 °C
Perlita	0.00245	0.00404	0.00519
Fibra de Vidrio	0.00115	0.00274	0.00361
Espuma de Poliuretano	0.00058	0.00187	0.00231
Espuma de Poliestireno	0.00058	0.00245	0.00361

3.1.1.6. - EVALUACION DE LA FORMACION DE VAPORES.

a). - Por absorción de Calor. - La cantidad de vapores formados dentro de un tanque refrigerado, va a depender del calor ganado por el sistema, el cual lo podemos evaluar con la siguiente relación:

$$Q = (K \Delta T A) / X$$

Donde:

- Q Calor absorbido por el sistema (Kw)
  - K Coeficiente de Conductividad térmica del aislante (Kw - cm/m<sup>2</sup> °C), tomado a una temperatura media entre las temperaturas extremas.
  - X Espesor del aislante (cm)
- $\Delta T = t_e - t_o$
- t<sub>e</sub> Temperatura exterior (°C)

to Temperatura del fluido almacenado ( $^{\circ}\text{C}$ )  
A Area total de transferencia de calor ( $\text{m}^2$ ).

Generalmente se considera el área interna del recipiente como si estuviera lleno. Para el caso del cilindro con fondo plano hay que considerar el área de los lados, el área del fondo, y el área del techo.

Una vez obtenido el valor de  $Q$  éste se divide entre el valor  $\lambda$  que representa el calor latente de vaporización en  $\text{KJ/Kg}$ , con lo cual obtenemos el valor  $w$  que representa los  $\text{Kg/seg.}$  de vapor formados.

$$w = Q/\lambda$$

La cantidad de formación de vapores se define como la relación de masa evaporada en un día ( $w$ ) y la masa total almacenada ( $W$ )

$$\% v = (w / W) \times 100$$

De acuerdo a esta cantidad de formación de vapores ( $\% v$ ), podemos sacar el espesor de aislante de un tanque el cual estemos diseñando, con este propósito damos algunos valores de  $\% v$ , los cuales van variando de acuerdo a la temperatura de almacenamiento, ya que entre más baja sea esta el costo de relicuefacción de vapores se incrementa de aquí que a menor temperatura nuestra

% v debe ser más pequeña aunque tengamos que aumentar el espesor del aislante.

TABLA 3.6

TEMPERATURA (°C)	% v
Ambiente	0.30
- 1.0 a - 46.0	0.15
- 46.0 a - 73.0	0.10
- 73.0 a -101.0	0.075
-101.0 a -129.0	0.060
-129.0 a -157.0	0.050
-157.0 a -184.0	0.040
-184.0 a -212.0	0.020

---

b). - Durante el Llenado. - La evaluación de vapores durante el llenado del tanque se calcula de acuerdo a la siguiente fórmula:

$$wf = ( \rho_v / \rho_l ) \dot{m}$$

Donde:

wf	Vapor formado durante el llenado	(Kg/hr)
m	Líquido alimentado a el tanque	(Kg/hr)
$\rho_l$	Densidad del líquido	(Kg/m <sup>3</sup> )
$\rho_v$	Densidad del vapor	(Kg/m <sup>3</sup> )

La densidad del vapor depende de la presión y de la tempe

temperatura a las que se encuentre. En la tabla 3.7 se dan algunas densidades del vapor tanto del propano como del butano.

T A B L A 3.7  
DENSIDADES DE VAPOR SATURADO

B U T A N O

TEMPERATURA		PRESION		DENSIDAD	
°F	°C	PSIa	Kg/cm <sup>2</sup> abs.	lb/ft <sup>3</sup>	Kg/m <sup>3</sup>
31.0	-0.56	14.70	1.033	0.169	2.71
40.0	4.44	17.62	1.239	0.201	3.22
50.0	10.00	21.55	1.517	0.242	3.88
60.0	15.56	26.02	1.829	0.289	4.63
70.0	21.11	32.10	2.121	0.344	5.51
80.0	26.67	37.14	2.611	0.405	6.49
90.0	32.22	43.91	3.087	0.476	7.63
100.0	37.78	51.37	3.611	0.552	8.84

P R O P A N O

TEMPERATURA		PRESION		DENSIDAD	
°F	°C.	PSIa	Kg/cm <sup>2</sup> abs.	lb/ft <sup>3</sup>	Kg/m <sup>3</sup>
-50.0	-46.0	12.6	0.886	0.129	2.07
-40.0	-40.0	16.2	1.139	0.163	2.61
-30.0	-34.0	20.3	1.427	0.203	3.25
-20.0	-29.0	25.4	1.786	0.250	4.01
-10.0	-23.0	31.4	2.207	0.307	4.92
0.0	-17.8	38.2	2.687	0.369	5.91
10.0	-12.2	46.0	3.234	0.441	7.07
20.0	- 6.7	55.5	3.902	0.526	8.43
30.0	- 1.1	66.3	4.661	0.625	10.02
40.0	4.4	78.0	5.483	0.730	11.70
50.0	10.0	91.8	6.454	0.847	13.58

T A B L A 3.8

SUSTANCIA	CALOR LATENTE DE VAPORIZACION (Kj/Kg)	DENSIDAD DEL LIQUIDO (Kg/m <sup>3</sup> )
Acetileno	627.00	555.37
Amoniaco	1 372.37	690.47
Butano	386.08	570.60
Cloruro de Metilo	428.72	990.53
Etano	490.23	540.30
Etileno	487.44	570.28
Helio	23.07	125.09
Hidrógeno	452.02	70.04
Isobutano	366.98	595.28
Metano	510.27	425.22
Neón	92.27	126.78
Nitrógeno	201.31	800.44
Oxígeno	216.69	1 130.61
Propileno	438.27	610.35
Propano	425.39	580.38

### 3.1.2. RECIPIENTES DE PROCESO

Los tanques de proceso son los recipientes más utilizados en las industrias de refinación, petroquímicas y todas aquellas relacionadas con el petróleo.

Estos recipientes realizan ciertas operaciones que son necesarias en el proceso, como mantener la alimentación a otras unidades del proceso, separar dos líquidos inmiscibles, separar vapor del líquido, etc. Por lo común están sujetos a presión y en algunos casos a temperaturas extremas.

#### 3.1.2.1. - CLASIFICACION DE LOS RECIPIENTES DE PROCESO.

Existen tres tipos de recipientes de proceso comúnmente empleados. (ver fig. 3.2, 3.3 y 3.4) El servicio que cada tipo de recipiente da en plantas de proceso, y algunas aplicaciones típicas de proceso para cada uno de ellos, se describen a continuación en las siguientes subsecciones.

##### 3.1.2.1.1. - RECIPIENTES DE BALANCE PARA LIQUIDOS.

Los recipientes de balance para líquidos se emplean para proporcionar capacidades de almacenamiento o de balance para la corriente líquida saturada. Cuando se emplean para almacenar la alimentación a otras unidades de proceso, proporcionan un medio conveniente de asegu

rar un flujo relativamente sin fluctuaciones.

Los recipientes de balance pueden construirse en posición horizontal o vertical. No hay ventajas operacionales para ninguna posición. La posición del recipiente, generalmente, es horizontal ya que se recomiendan relaciones de  $L/D$  grandes y como estos tanques tienen tiempos de residencia amplios, son recipientes bastante largos, los cuales requerirían de mayor gasto en cimentación y en plataforma si se colocarían verticales.

### 3.1.2.1.2. - SEPARADORES LIQUIDO- LIQUIDO.

Estos tanques se emplean para separar por gravedad dos líquidos inmiscibles de densidades diferentes esencialmente libres de vapor.

Para lograr una buena separación en un asentador, el tiempo de retención para una fase líquida debe ser mayor que el tiempo requerido para romper la emulsión de ambas fases.

Los recipientes horizontales proporcionan una relación tiempo de retención sobre tiempo de asentamiento mayor que los recipientes verticales. Por lo tanto, los tanques separadores líquido-líquido normalmente son horizontales.

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

- Sistemas de Lavado Cáustico de Hidrocarburos.
- Sistema de Lavado Acuoso de Hidrocarburos.

- Sistemas de Extracción por Solventes
- Sistemas de Endulzamiento de Líquidos

### 3. 1. 2. 1. 3. - SEPARADORES VAPOR - LIQUIDO

Las principales funciones de este tipo de recipientes es separar mezclas vapor-líquido y entregar vapores sustancialmente libres de líquido a otras unidades del proceso. Los separadores vapor-líquido pueden ser horizontales o verticales.

Los Separadores Verticales Vapor-Líquido se prefieren para el manejo de mezclas con una elevada relación de flujo en masa vapor-líquido, y usualmente sólo una fase líquida. En ciertos casos, la separación vapor-líquido pueden llevarse a cabo simultáneamente con la separación por asentamiento de las dos fases líquidas. En los casos donde únicamente esté presente una pequeña cantidad de líquido, aún pueden usarse recipientes verticales.

Los Separadores Horizontales Vapor-Líquido se prefieren para manejar mezclas con una relación pequeña de flujo en masa vapor-líquido y con una sola fase líquida y mezclas que contengan vapor y dos fases líquidas inmiscibles.

En ciertos casos puede emplearse un pequeño recipiente unido por una boquilla a la parte inferior del separador para extraer la fase pesada fuera del separador, permitiendo de esta manera un mejor control de la operación y posiblemente reduciendo el tamaño del recipiente o bien un -

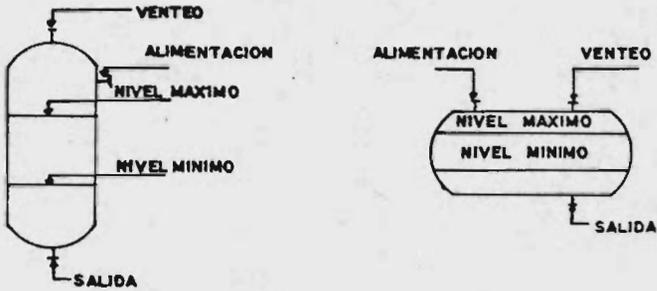


FIG. 3.2.- RECIPIENTES DE BALANCE PARA LIQUIDOS

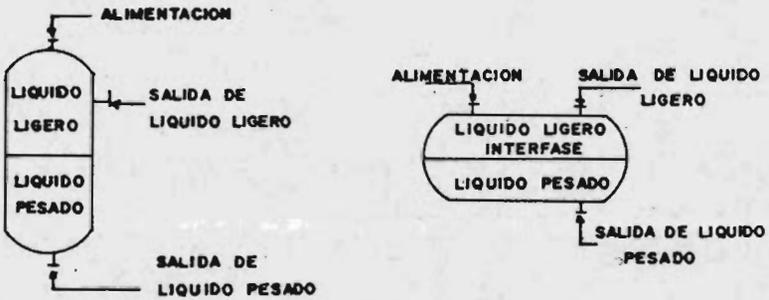


FIG-33 SEPARADORES LIQUIDO- LIQUIDO

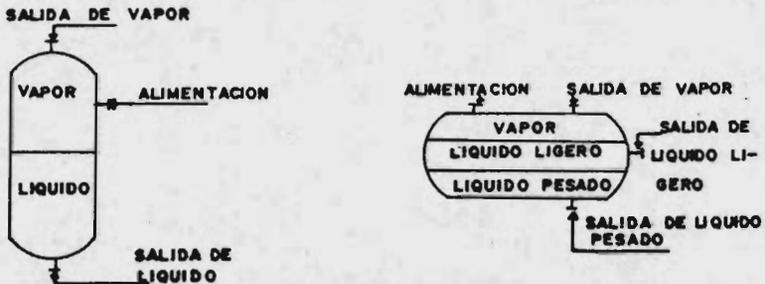


FIG. 3.4--SEPARADORES VAPOR- LIQUIDO

pequeño recipiente soldado en todo su diámetro a la parte inferior del re  
cipiente; a éste comúnmente se le denomina "pierna del recipiente mayor"

Las aplicaciones típicas de los separadores vapor-líquido son:

- Acumuladores de reflujo
- Tanques de vaporización instantánea
- Tanques separadores de arrastre
- Tanques de purga
- Tanques separadores de agua
- Tambores de vapor.

### 3.1.2.2. - TIEMPO DE RESIDENCIA DE LIQUIDO.

El tiempo de residencia es el tiempo mínimo que se requiere para proporcionar una flexibilidad de operación razonable. Este tiempo debe de ser suficiente para que el personal de operación detecte y corrija una falla alrededor de una pieza de equipo de proceso, como el caso de falla de una bomba.

El tiempo entre la detección y la corrección del problema depende de la experiencia del personal que opera la unidad y el grado de sofisticación del instrumento.

Se dan en seguida algunas recomendaciones para tiempo de residencia de líquidos típicos. Estas recomendaciones se basan en un perso  
nal de operación experimentado y en una unidad bien instrumentada. El

diseñador incrementará estos tiempos de residencia recomendados, multiplicando por los siguientes factores:

TABLA 3.9

PERSONAL	FACTOR	INSTRUMENTACION	FACTOR
Experimentado	1.0	Bien instrumentado	1.0
Bien entrenado	1.2	Instrumentación normal	1.2
Sin experiencia	1.5	Pobrementemente instrumentado	1.5

TABLA 3.10

TIEMPO DE RESIDENCIA DE LIQUIDO ENTRE NIVEL MINIMO Y MAXIMO

SERVICIO	Ts (min)
Un tanque de balance alimenta una unidad de proceso dada, pero recibe el líquido de otra unidad que está ligada a un cuarto de control separado.	25
Un tanque de balance recibe el líquido de una unidad de proceso ligada al mismo cuarto de control	20
El líquido de un tanque de balance a tanques fuera de la planta	15
El líquido de un tanque de balance es la única carga a un calentador a fuego directo	15

Un separador vapor-líquido entre una unidad de separación de alta presión y otra de baja presión 10

Tanques separadores de arrastre a la succión del compresor, en base a la velocidad del líquido cuando se vaporiza. 20

### 3.1.2.3. - DIMENSIONES OPTIMAS.

La selección de un valor adecuado para la relación L/D de un tanque de proceso en un determinado servicio resulta afectada por estos factores:

1 . - Las consideraciones de proceso son predominantes sobre las consideraciones de costos, es decir, la forma de un tanque suele fijarse por los requerimientos que resultan de tiempos de residencia de líquidos especificados, áreas de vapor mínima, velocidades de asentamiento, etc.

2 . - Puede ser difícil construir y operar, además de ocasionar problemas de mantenimiento tanques con diámetros inferiores a 60.56 cm. (2 pies), especialmente si se van a usar internos tales como mamparas, eliminadores de niebla, controladores especiales de nivel, etc.

Las consideraciones de costos dictan una relación óptima L/D para cualquier volumen de tanque. Los criterios que se dan en seguida llevarán en la mayor de las partes de los casos prácticos a costos de diseño "casi mínimos".

1. - El primer criterio general es el de la relación L/D de todos los tanques de proceso deben estar dentro del rango:

$$1 \leq L/D \leq 5$$

Es decir, que la longitud del recipiente nunca debe ser mayor a cinco veces el diámetro, ni menor al diámetro del tanque.

2. - A partir de la gráfica de Abakians, se obtiene el diámetro interior óptimo, debiendo quedar la relación L/D dentro del rango establecido. La gráfica de Abakians, es la representación gráfica de las ecuaciones desarrolladas para requerir la mínima cantidad de material en la fabricación del recipiente.

3.-Para utilizar la gráfica de Abakians, necesitamos conocer el volumen total en pies cúbicos y el factor F en un valor recíproco de pulgada. El factor F, se obtiene en centímetros con la siguiente expresión, convirtiéndolo posteriormente a pulgadas.

$$F = P/(C S E)$$

Donde:

F	Valor del factor	(cm <sup>-1</sup> )
P	Presión de diseño	(Kg/cm <sup>2</sup> )
S	Esfuerzo permisible del material de construcción.	(Kg/cm <sup>2</sup> )
C	Corrosión permisible	(cm)
E	Eficiencia de soldadura	

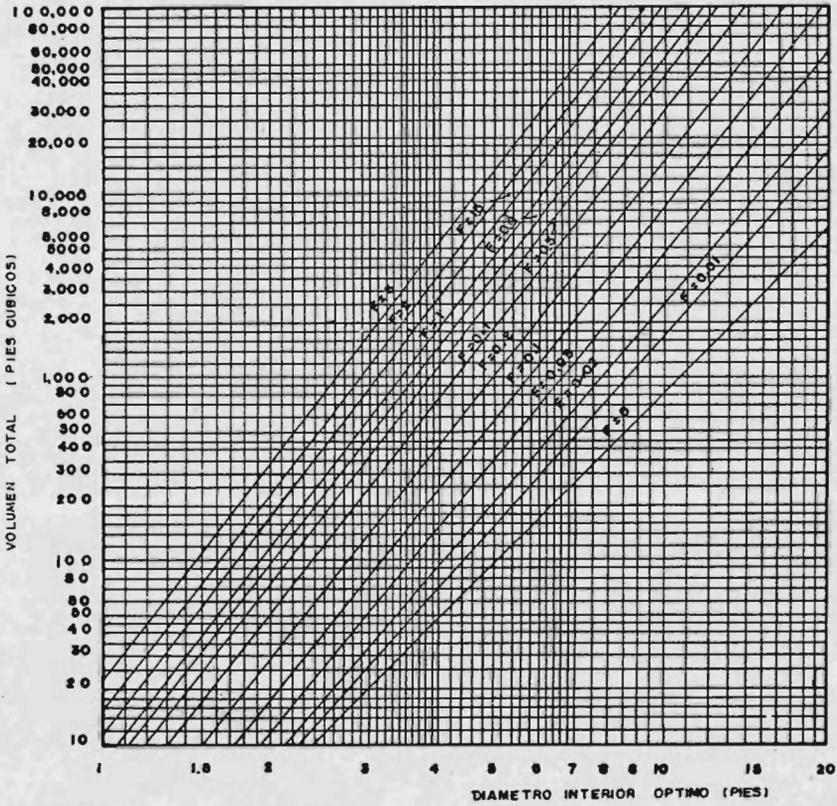


FIGURA 3.5.- GRAFICA DE ABAKIANS

### 3.1.2.4. - SELECCION DEL TIPO DE CABEZAS.

Pueden usarse las siguientes recomendaciones para hacer una selección preliminar del tipo de cabezas.

#### CABEZAS TORIFERICAS

$$D \leq 4.54 \text{ m.}$$

$$P < 3.52 \text{ Kg/cm}^2 \text{ abs}$$

$$D \leq 15.0 \text{ ft}$$

$$P < 50.0 \text{ PSIA}$$

#### CABEZAS ELIPTICAS

$$D \leq 4.54 \text{ m}; \quad 3.52 \text{ Kg/cm}^2 \text{ abs} \leq P \leq 31.62 \text{ Kg/cm}^2 \text{ abs}$$

$$D \leq 15.0 \text{ ft}; \quad 50.0 \text{ PSIA} \leq P \leq 450.0 \text{ PSIA}$$

#### CABEZAS HEMISFERICAS

$$D > 4.54 \text{ m};$$

$$P > 31.62 \text{ Kg/cm}^2 \text{ abs}$$

$$D > 15.0 \text{ ft}$$

$$P > 450.0 \text{ PSIA}$$

Donde:

D      Diámetro del recipiente

P      Presión de diseño

Es práctica común en el diseño de recipientes de proceso cuando no se dispone de datos exactos para seleccionar el tipo de cabeza, suponerla del tipo Elíptico.

### 3. 1. 2. 5. - DIMENSIONES FINALES DE LOS RECIPIENTES

Una vez que se obtubieron las dimensiones por cálculos del equipo, por economía se debe uno referir a las medidas ya establecidas como comerciales.

Los constructores de recipientes emiten catálogos con las medidas comerciales disponibles de las distintas partes de un recipiente.

Para fijar el diámetro del recipiente, se sabe que los fabricantes hacen cabezas que varían sus dimensiones de 15.24 cm en 15.24 cm (1/2 ft en 1/2 ft), o sea, que el diámetro se redondeará, según el caso del valor calculado al diámetro inmediato superior, o bien, al diámetro inmediato inferior comercial.

Para determinar la longitud del recipiente es conveniente conocer cuáles son los anchos de las placas comerciales:

1219.0 mm	( 4.0 ft)
1829.0 mm	( 6.0 ft)
2438.0 mm	( 8.0 ft)
3048.0 mm	(10.0 ft)
3658.0 mm	(12.0 ft)

O sea, que para fijar la longitud de un recipiente, es conveniente redondear la longitud calculada al ancho comercial de alguna de las placas comerciales, o bien, igual al ancho de una combinación de dos placas.

En el caso de que la longitud del recipiente sea mayor de 3658.0 mm; se pueden hacer combinaciones de las placas comerciales que existen teniendo así variaciones en la longitud de 610.0 mm en 610.0 mm - - (2.0 ft en 2.0 ft)

TABLA 3.11

LONGITUDES RECOMENDADAS DE LOS RECIPIENTES

MILIMETROS	PIES	EJEMPLOS DE COMBINACION DE PLACAS COMERCIALES
4267.0	14.0	8 ft y 6 ft
4877.0	16.0	8 ft y 8 ft
5486.0	18.0	8 ft y 10 ft
6096.0	20.0	10 ft y 10 ft
6706.0	22.0	8 ft, 8 ft y 6 ft
7315.0	24.0	8 ft, 8 ft y 8 ft

Para longitudes mayores de los recipientes, continuar con el mismo criterio de ajustarse a la longitud que se pueda obtener por combinación de placas comerciales.

Por ejemplo: Si por cálculo obtenemos una longitud de 2083.0 mm (6'10") es conveniente fijar la longitud en 2438.0 mm (8'0"), ya que se fijará en 2134.0 mm (7'0"), el fabricante cobraría más caro el recipiente puesto que su costo incluiría la placa de 2438.0 mm (8'0") y el trabajo del corte de dicha placa así como de hacerle el bisel a la placa resultante de 2134.0 mm (7'0"). Las placas comerciales ya vienen biseladas.

En el caso de que la longitud del recipiente sea mayor de 3658.0 mm; se pueden hacer combinaciones de las placas comerciales que existen teniendo así variaciones en la longitud de 610.0 mm en 610.0 mm - - (2.0 ft en 2.0 ft)

TABLA 3.11

LONGITUDES RECOMENDADAS DE LOS RECIPIENTES

MILIMETROS	PIES	EJEMPLOS DE COMBINACION DE PLACAS COMERCIALES
4267.0	14.0	8 ft y 6 ft
4877.0	16.0	8 ft y 8 ft
5486.0	18.0	8 ft y 10 ft
6096.0	20.0	10 ft y 10 ft
6706.0	22.0	8 ft, 8 ft y 6 ft
7315.0	24.0	8 ft, 8 ft y 8 ft

Para longitudes mayores de los recipientes, continuar con el mismo criterio de ajustarse a la longitud que se pueda obtener por combinación de placas comerciales.

Por ejemplo: Si por cálculo obtenemos una longitud de 2083.0 mm (6'10") es conveniente fijar la longitud en 2438.0 mm (8'0"), ya que se fijará en 2134.0 mm (7'0"), el fabricante cobraría más caro el recipiente puesto que su costo incluiría la placa de 2438.0 mm (8'0") y el trabajo - del corte de dicha placa así como de hacerle el bisel a la placa resultante de 2134.0 mm (7'0"). Las placas comerciales ya vienen biseladas.

### 3.1.2.6. - NIVELES DE LIQUIDOS.

En forma general se pueden establecer los siguientes criterios:

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

2 . - Cuando se instalen alarmas por alto nivel, ésta se colocará al 80% entre el nivel mínimo y el nivel máximo.

3 . - Cuando se instalen alarmas por bajo nivel, ésta se colocará al 25% entre el nivel mínimo y el nivel máximo.

### 3.1.2.7. - PRESION DE DISEÑO.

#### PRESION DE OPERACION SUPERIORES A LA PRESION ATMOSFERICA.

La presión de diseño será equivalente a la máxima presión de operación en el recipiente, más un 10% ó 2.0 Kg/cm<sup>2</sup> de sobrediseño empleándose el valor que resulte mayor. En el caso de que la presión de vapor del líquido, correspondiente a la temperatura máxima que pudiera alcanzar dicho líquido sea superior a la presión de vapor a dicha temperatura, más 2.0 Kg/cm<sup>2</sup> ó 10% de sobrediseño, empleése el valor que resulte mayor.

#### PRESION DE OPERACION INFERIOR A LA PRESION ATMOSFERICA

Se considerará como condición de diseño el vacío total.

#### PRESION DE OPERACION POSITIVA Y SUB-ATMOSFERICA.

Para el caso de recipientes que operen a presiones superiores a la atmosférica, pero que en determinadas circunstancias, aunque sólo fuera momen-

táneamente, también operen a presiones inferiores a la atmosférica, como sería el caso de recipientes y equipos asociados a la succión de compresores, se considerarán las dos condiciones de diseño respectivas, - es decir, 10% sobre la presión máxima ó 2.0 Kg/cm<sup>2</sup> y vacío total.

#### PRESIONES DE OPERACION ATMOSFERICAS.

No se considerará un sobrediseño sobre dicha presión para equipos que operen a estas condiciones, quedando a opción del diseñador aplicar los códigos correspondientes a este tipo de recipientes.

#### 3.1.2.8. - TEMPERATURA DE DISEÑO.

##### TEMPERATURAS MAXIMAS DE OPERACION DE -29.0°C a 340.0°C

La temperatura de diseño será equivalente a la máxima temperatura que pueda presentarse en el recipiente por condiciones de proceso, incrementada por un sobrediseño de 15.0 °C.

##### TEMPERATURA DE OPERACION INFERIORES A -29.0°C.

Se considerará como condición de diseño la temperatura mínima de operación separada.

##### TEMPERATURAS MAXIMAS DE OPERACION SUPERIORES A 340.0°C

Los recipientes que vayan a operar a estas condiciones serán diseñados para una temperatura igual a la temperatura máxima de operación, sin considerar ningún sobrediseño adicional.

#### 3.1.2.9. - MATERIALES DE CONSTRUCCION.

En relación a los materiales que se emplean en la fabricación de recipientes, puede afirmarse que las fuentes bibliográficas proporcionan tan abundante información que cualquier intento de clasificarla y resumirla para su presentación en este trabajo resultaría infructuoso. Por esta razón, únicamente se da una guía para la selección preliminar de estos materiales.

Los materiales normalmente se seleccionan en función de las características de los fluidos que van a estar en contacto con dichos materiales, así como de las condiciones a las que serán sometidos (principalmente temperaturas).

En lo referente a temperaturas, podemos elaborar la siguiente tabla, para aquellos casos en los cuales no se maneje una substancia corrosiva.

TABLA 3.12

LIMITES DE TEMPERATURA ( °C)	MATERIAL	EJEMPLO
Mayores de 340.0	Cr - Mo	SA-387
-29.0 a 340.0	Acero al Carbón	SA-515
-30.0 a - 35.0	Acero al Carbón	SA-516
-36.0 a - 68.0	Acero con 2 1/2% Ni)	SA-203
-69.0 a -101.0	Acero con 3 1/2% Ni)	SA-203
-102.0 a -197.0	Acero con 9% Ni.	SA-353
Menores de -197.0	Acero inoxidable	SA-316

En algunas ocasiones es conveniente fabricar un recipiente de ace

ro al carbón y recubrirlo parcial o totalmente con algunas aleaciones. Los procedimientos para llevar a cabo éste recubrimiento metálico puede ser por "Lining", por "Clad" o por "Overlay"; el más recomendable, -- aunque más caro, es el último.

El "Lining", consiste en soldar por puntos placas del material - del recubrimiento, esta operación se efectúa, y se prueba con aire a - presión en el campo.

El "Clad", consiste en la placa con su respectivo recubrimiento metálico, este sandwich es el que se usa para fabricar el recipiente.

El "Overlay", consiste en recubrir las partes que se desee de un recipiente, con cordones traslapados de soldadura.

### 3.1.2.10. - ESPESOR DE PLACA DEL CASCARÓN DEL CILINDRO.

El espesor de placa del cascarón del cilindro, lo calculamos con la siguiente expresión:

$$td = (( P R ) / ( S E - 0.6 P )) + C$$

Donde:

td	Espesor de placa	(cm)
P	Presión de diseño	(Kg/cm <sup>2</sup> )
S	Esfuerzo permisible del material	(Kg/cm <sup>2</sup> )
R	Radio interior del recipiente	(cm)
C	Corrosión permisible	(cm)
E	Eficiencia de soldadura	

### 3.1.2.11. - ESPESOR DE PLACA DE LAS CABEZAS DEL RECIPIENTE.

En este cálculo influye el tipo de cabeza utilizada. Para cabeza elíptica lo calculamos con la siguiente fórmula:

$$t_c = (( P D ) / ( 2 S E - 0.2 P )) + C$$

Donde:

tc	Espesor de la cabeza	(cm)
P	Presión de diseño	(Kg/cm <sup>2</sup> )
S	Esfuerzo permisible del material	(Kg/cm <sup>2</sup> )
D	Diámetro interior del recipiente	(cm)
C	Corrosión permisible	(cm)
E	Eficiencia de soldadura	

La eficiencia en la cabeza debe de ser del 1.0

En caso de que el espesor de la cabeza salga menor que el de la pared del cilindro, el valor se debe igualar a este último.

### 3.2. C O M P R E S O R E S .

Los compresores tienen una aplicación importante y fundamental en los procesos industriales, su función primordial es incrementar la presión de las corrientes gaseosas.

La compresión de gases se emplea para una amplia gama de propósitos y a continuación se enumeran algunas de ellas.

1. - Para transmitir potencia, como sería en un sistema de compresión de aire para operar herramientas neumática.

2. - Para proveer aire a la presión requerida en la combustión

3. - Para transportar y distribuir gas, como sería en las líneas de gas natural.

4. - Para circular corrientes gaseosas a través del proceso.

5. - Para producir condiciones más favorables en reacciones químicas.

6. - Para favorecer bajas temperaturas en sistemas de refrigeración.

#### 3.2.1. - CLASIFICACION DE LOS COMPRESORES.

Los compresores se pueden clasificar en dos grandes grupos: Dinámicos y de Desplazamiento Positivo.

En los Compresores Dinámicos, se obliga al gas a circular a -

través de la máquina, ya sea por la acción de paletas rotativas, que le adicionan energía cinética, o por la incidencia de una corriente de aire, gas, vapor o líquido que se mezcla con el gas que se va a comprimir.

Los Compresores de Desplazamiento Positivo comprenden todas las máquinas que funcionan absorbiendo una cantidad de gas en un espacio cerrado, dentro del cual la reduce de volumen y aumenta su presión.

El tipo dinámico comprende máquinas centrífugas de flujo radial y flujo axial.

El tipo de desplazamiento positivo incluye máquinas recíprocas y rotatorias.

### 3.2.2. - SELECCION DEL COMPRESOR.

Una característica muy importante para la selección del tipo de compresor es el rango de capacidad (ver figura 3.6). Como base, se puede considerar que las máquinas de desplazamiento positivo son para capacidades pequeñas, las centrífugas radiales para capacidades medias y las axiales para capacidades grandes.

Compresores Recíprocas. - Son máquinas de baja capacidad y altas presiones; tienen la característica 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. Su capacidad es constante y la presión variable.

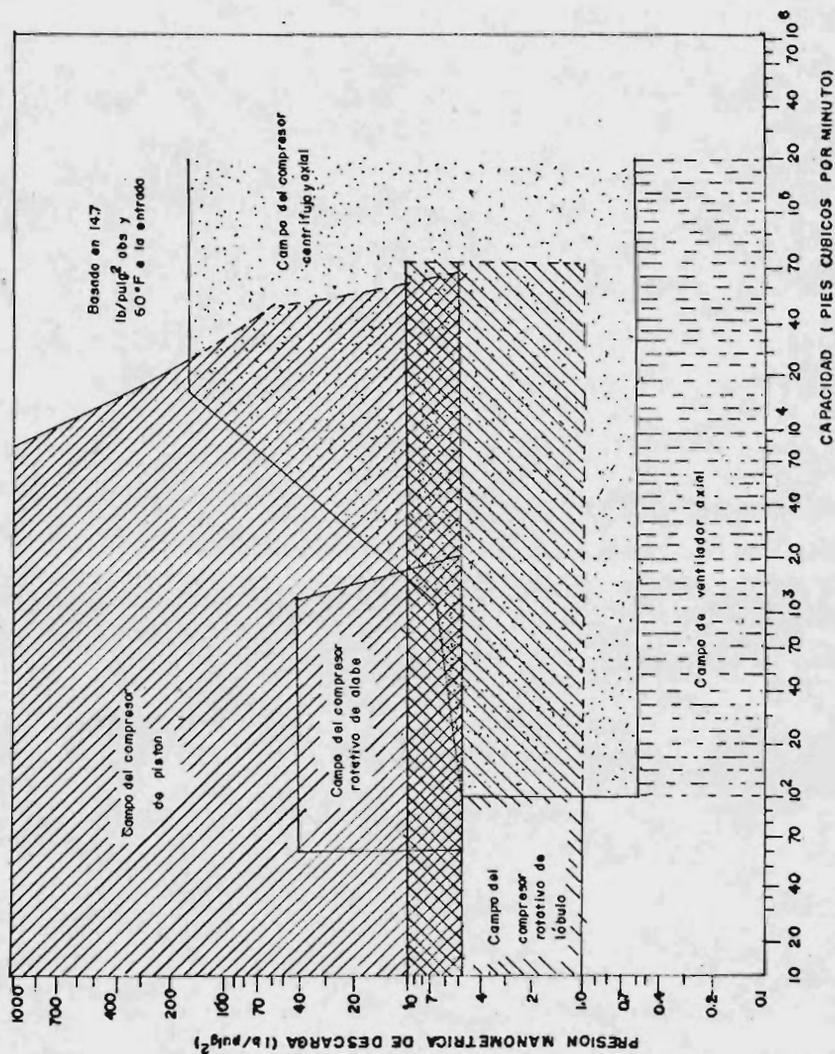


FIGURA 3.6.- GRAFICA PARA SELECCIONAR EL COMPRESOR

Cubre rango desde capacidades muy bajas hasta  $85.0 \text{ m}^3/\text{min}$ . (3000 ICFM). Compresores más grandes si se encuentran disponibles pero generalmente no se desean en los procesos debido a que el tipo - centrífugo es preferible.

Compresores Centrífugos Radiales. - Son esencialmente máquinas de capacidad variable y presión constante; requieren menos mantenimiento que los reciprocantes y se encuentran disponibles para flujos de  $85.0$  a  $4245.0 \text{ m}^3/\text{min}$  (3000 a 150 000 ICFM) a las condiciones de entrada.

Compresores Centrífugos Axiales. - Son máquinas de capacidad constante y presión variable; se encuentran comercialmente disponibles para flujos de entrada de  $566.0$  a  $11\ 320.0 \text{ m}^3/\text{min}$ . (20 000 a 400 000 - ICFM)

### 3. 2. 3. - COMPRESIÓN DE GASES IDEALES.

Se le da el nombre de un gas ideal o perfecto a un gas hipotético, cuya existencia se admite para mayor comodidad de ciertos cálculos, - compuesto de moléculas esféricas, indeformables, elásticas y exceptas de atracciones mutuas.

Dicho gas reúne además, las siguientes propiedades:

1. - A temperatura constante los volúmenes de una misma masa gaseosa son inversamente proporcionales a las presiones absolutas a que se halla sometida (Ley de Mariotte o Ley de Boyle).

2. - A presión constante, con una variación de condición o estado, el volumen variará en proporción directa a su temperatura absoluta (1er. enunciado; Ley de Charles o Ley de Gay Lussac)

3. - A volumen constante, con una variación de condición o estado, la presión variará en proporción directa a su temperatura absoluta (2o. enunciado; Ley de Charles o Ley de Gay Lussac)

Las tres magnitudes; presión (P), volumen (V) y temperatura (T), se encuentran relacionadas en la ecuación de los gases ideales  $PV=RT$ ; en la cual (R) es la constante de los gases perfectos.

En el diagrama de la figura 3.7 se muestra la compresión de un gas perfecto en un ciclo ideal.

### 3.2.3.1. - POTENCIA DE COMPRESION.

La compresión adiabática de un gas ideal es la más representativa en los procesos de compresión, la cual se calcula con la siguientes expresión:

$$P_2 = \frac{K P_1 V_1}{K - 1} \left[ \left[ \frac{P_2}{P_1} \right]^{(K-1)/K} - 1 \right]$$

Donde:

- |       |                                 |                       |
|-------|---------------------------------|-----------------------|
| $P_1$ | Presión absoluta de succión     | (Nw/m <sup>2</sup> )  |
| $P_2$ | Presión absoluta en la descarga | (Nw/m <sup>2</sup> )  |
| $V_1$ | Flujo de gas en la succión      | (m <sup>3</sup> /seg) |
| K     | Indice adiabático del gas       |                       |

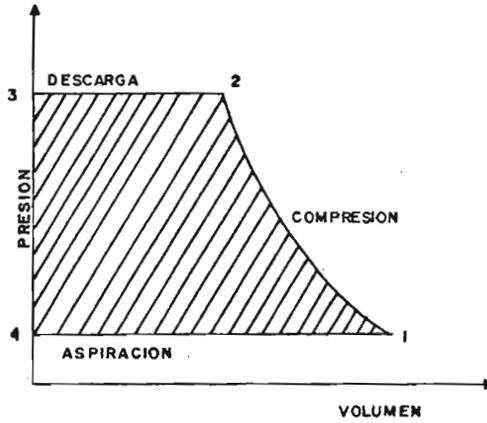


FIG. 3.7.- COMPRESION DE UN GAS PERFECTO EN UN CICLO IDEAL

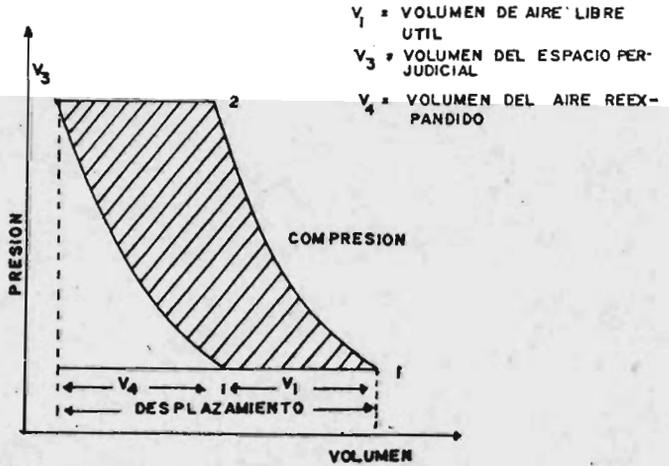


FIG. 3.8.- COMPRESION EN UN CICLO REAL

### 3.2.3.2. - VOLUMEN DEL GAS EN LA DESCARGA.

El volumen final del gas en la compresión ideal lo conocemos por:

$$V_2 = V_1(P_1/P_2)^{1/K}$$

Donde:

$V_2$  Flujo volumétrico del gas en la descarga ( $m^3/seg$ ).

### 3.2.3.3. - TEMPERATURA DEL GAS EN LA DESCARGA.

La temperatura final del gas después de la compresión ideal, la calculamos con la ecuación siguiente:

$$T_2 = T_1 (P_2/P_1)^{(K-1)/K}$$

Donde:

$T_1$  Temperatura absoluta del gas en la succión ( $^{\circ}K$ )

$T_2$  Temperatura absoluta del gas en la descarga ( $^{\circ}K$ )

### 3.2.4. - COMPRESION DE GASES REALES.

Todos los gases dejan de satisfacer, en un considerable intervalo, las condiciones definidas por la ecuación  $P V = R T$ . Sus desviaciones son grandes cerca de las condiciones críticas de presión y temperatura y, en muchos gases, pueden ser de importancia en las condiciones que se encuentra a menudo en la práctica. Con gases cuyas propiedades físicas no son muy conocidas o no se encuentran con facilidad, es práctica común confiar en la información específica relacionada con la llamada Comprensibilidad de los Gases, que se define por el factor "Z" de la ecuación

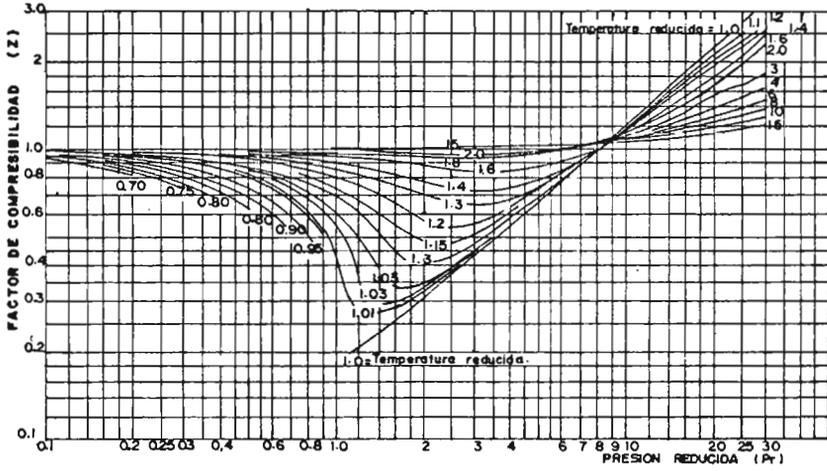


FIG. 3.9.- CARTA GENERALIZADA DE COMPRESIBILIDAD

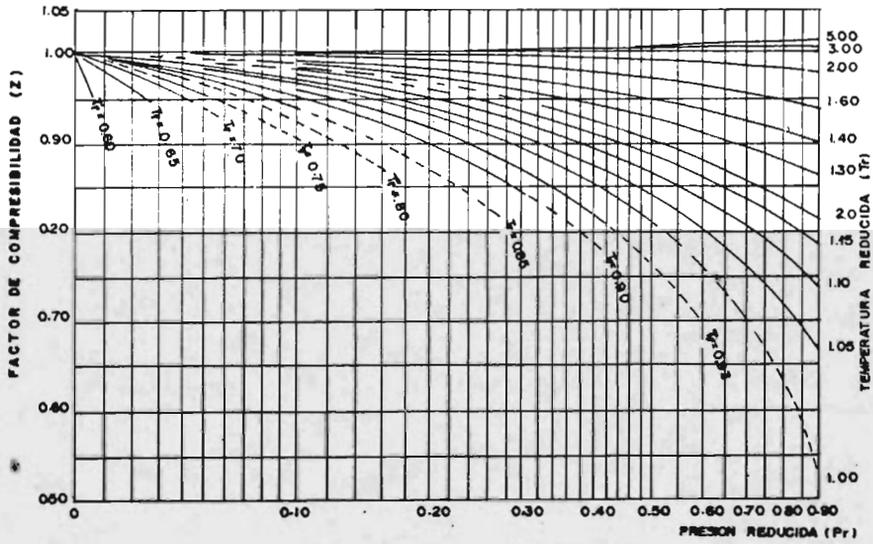


FIG. 3.10.- CARTA DE COMPRESIBILIDAD A BAJA PRESION

$$PV = Z R T .$$

Se utilizan gráficas generalizadas en las que se dá el Factor de Compresibilidad en función de la presión y la temperatura reducidas. (ver figuras 3.9 y 3.10). Se basan en la Ley de los Estados Correspondientes, que supone que todos los gases se comportan aproximadamente igual cuando son iguales sus presiones y temperaturas reducidas.

Las relaciones adimensionales de dichas cantidades reducidas se expresan por:

$$P_r = P / P_c$$

$$T_r = T / T_c$$

Dónde:

$P_c$  Presión crítica (Kg/cm<sup>2</sup> abs)

$T_c$  Temperatura Crítica (°K)

### 3.2.4.1. - POTENCIA DE COMPRESION

En los compresores de pistón, la compresión real se aproxima a la adiabática, por lo que los cálculos se hacen con base isoentrópica.

La potencia de compresión de un gas real se expresa por la siguiente ecuación, deducida por Ridgway:

$$P_{ar} = \frac{Z_1 + Z_2}{2} \frac{K P_1 V_1}{K - 1} \left[ \left[ \frac{P_2}{P_1} \right]^{(K-1) / K} - 1 \right]$$

Dónde:

$P_1$	Presión absoluta de succión	(Nw/m <sup>2</sup> )
$P_2$	Presión absoluta en la descarga	(Nw/m <sup>2</sup> )
$V_1$	Flujo del gas en la succión	(m <sup>3</sup> /seg)
$Z_1$	Factor de compresibilidad en la succión	
$Z_2$	Factor de compresibilidad en la descarga	
$K$	Indice adiabático del gas.	

Los factores de compresibilidad tanto de la succión como de la descarga, los encontramos del diagrama de la figura 3.10 entrando con la presión y la temperatura reducidas.

### 3.2.4.2. - TEMPERATURA DEL GAS EN LA DESCARGA

Por lo general no es fácil conocer el valor de la temperatura final del gas después de la compresión, pero, puede obtenerse a partir de la relación del gas ideal.

$$T_2 = T_1 (P_2/P_1)^{(K-1)/K}$$

Donde:

$T_2$  Temperatura absoluta del gas en la descarga (°K)

$T_1$  Temperatura absoluta del gas en la succión (°K)

### 3.2.4.3. - VOLUMEN DEL GAS EN LA DESCARGA.

El flujo volumétrico de gas que tendremos en la descarga se determina por:

$$V_2 = V_1 (P_1/P_2) (T_2/T_1) (Z_2/Z_1)$$

Donde:

$V_2$  Flujo del gas en la descarga ( $m^3/seg$ )

#### 3.2.4.4. - DESPLAZAMIENTO.

El volumen desplazado o cilindrada, se define como el volumen barrido por la cara del émbolo en una carrera. Para estar seguros de que el émbolo no choque con la culata del cilindro al final de la carrera y para que quede espacio para las válvulas es esencial dejar un volumen muerto o espacio perjudicial.

El espacio perjudicial del cilindro se llena de gas comprimido, el cual se reexpande en la carrera de regreso. El gas que se recibe durante la carrera de succión ve disminuido su volumen por una cantidad que es igual al volumen de este gas reexpandido.

De la figura 3.8 vemos que el desplazamiento está dado por la siguiente expresión:

$$D = V_4 + V_1$$

Donde:

$V_4$  Volumen del gas reexpandido

El volumen del gas reexpandido lo calculamos con la fórmula sig.:

$$V_4 = V_3 (P_2/P_1) (T_1/T_2) (Z_1/Z_2)$$

Donde:

$V_3$  Volumen del espacio muerto.

El volumen del espacio perjudicial lo consideraremos del 8% del volumen de succión.

### 3.2.4.5. - ESPACIO PERJUDICIAL.

En los grandes compresores, el espacio muerto varía del 3% al 8 % del volumen desplazado por el compresor.

$$C = V_3 / (V_4 + V_1)$$

### 3.2.4.6. - EFICIENCIA DEL COMPRESOR

La eficiencia isoentrópica o adiabática de un compresor real con respecto a la compresión ideal, está dada por la media de los Factores de Compresibilidad.

$$\eta_c = (Z_1 + Z_2) / 2$$

### 3.2.4.7. - EFICIENCIA VOLUMETRICA.

Es la relación entre el volumen real en la descarga y las condiciones iniciales del desplazamiento.

$$\eta_v = \frac{\text{Volumen real en la descarga}}{\text{Desplazamiento}}$$

$$\eta_v = 1 - C \left[ (Z_1 / Z_2) (P_2 / P_1) (T_1 / T_2) - 1 \right]$$

### 3.3. - CAMBIADORES DE CALOR

Los cambiadores de calor constituyen uno de los equipos más empleados en la industria, su nombre es empleado incluyendo a todos los aparatos que son empleados para el propósito de transferencia de calor de un fluido caliente a uno frío, bajo una amplia gama de condiciones de temperaturas y presiones.

En todos estos equipos, los fluidos son separados por una pared limitante, la cual tiene dos objetivos:

- a) Mantener a los fluidos separados
- b) Permitir el flujo de calor del fluido caliente al frío.

El mecanismo más común por el cual el calor es transferido, es el de convección forzada, ya que ambos fluidos están usualmente bajo flujo forzado, aunque el calor se transfiera a través de la pared limitante por conducción.

#### 3.3.1. - TIPOS DE CAMBIADORES DE CALOR.

Se fabrican tipos muy diversos de cambiadores de calor, de los cuales los más importantes son los siguientes:

##### 1. - CAMBIADOR DE CALOR DE DOBLE TUBO.

Este cambiador de calor consiste en dos tubos concéntricos. Un fluido circula en el tubo interior, y otro en la sección anular delimitada

entre los tubos interior y exterior. Estos cambiadores se disponen más comúnmente en forma de "U".

Este tipo de equipo, generalmente se ocupa para uso de laboratorios y en donde se requieren pequeñas superficies de transferencia de calor (menos de  $10.0 \text{ m}^2$ ), o cuando los flúidos están a una presión muy alta.

## 2 . - CAMBIADORES DE CALOR DE DOBLE TUBO CON SUPERFICIE AUMENTADA.

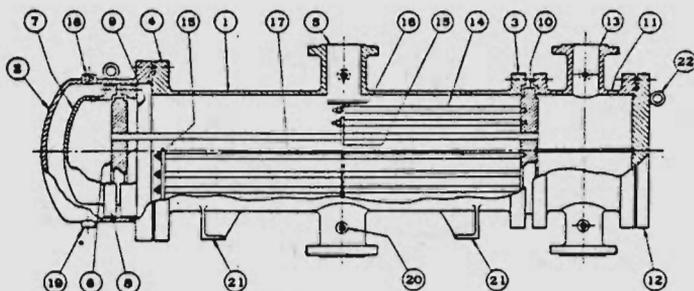
En el diseño de estos cambiadores se utilizan con frecuencia aletas longitudinales para obtener una mayor superficie de transferencia de calor. Las ventajas de estos equipos es su bajo costo y su facilidad para ser conectados en serie.

La superficie máxima de transferencia de calor que pueden manejar este tipo de cambiadores es de  $92.0 \text{ m}^2$ .

## 3. - CAMBIADORES DE CALOR DE ENVOLVENTE Y TUBOS.

Es el tipo de cambiadores de calor más ampliamente utilizados en la industria y son precisamente los que utilizaremos en este proyecto. (Ver figura 3. 11)

Conforme los requerimientos de superficie de intercambio de calor, se vuelven grandes. los diseños de cambiadores de calor de doble tubo demanda excesivo espacio. En estos casos, se emplean cambiadores de tubo y envolventes que proporcionan una gran área superficial por volumen unitario de espacio ocupado.



NOMENCLATURA

- |   |   |                            |
|---|---|----------------------------|
| 1. Carcasa  | 8. Brida del cabezal flotante                     | 16. Deflector de choque    |
| 2. Tapa de la carcasa                               | 9. Dispositivo de soporte del cabezal flotante    | 17. Deflector longitudinal |
| 3. Brida de la carcasa en el extremo de la garganta | 10. Placa tubular estacionaria                    | 18. Conexion de viento     |
| 4. Brida de la carcasa en el extremo de la tapa     | 11. Garganta                                      | 19. Conexion de purga      |
| 5. Orificio de la carcasa                           | 12. Tapa de la garganta                           | 20. Conexion de muestreo   |
| 6. Placa tubular flotante                           | 13. Orificio de la garganta                       | 21. Asientos de soporte    |
| 7. Cabezal flotante                                 | 14. Tirantes y espaciadores                       | 22. Anillo de elevacion    |
|   | 15. Deflectores transversales o placas de soporte |                            |

FIGURA 3.II.- PARTES Y NOMENCLATURAS DE UN CAMBIADOR DE CALOR DE TUBOS Y ENVOLVENTE

La superficie de calentamiento consiste en un número de tu bos espaciados, encerrados en una coraza circular con un fluido circ<sup>u</sup>lando dentro de los tubos y otro fuera de ellos.

### 3.3.2. - CLASIFICACION DE CAMBIADORES DE CALOR DE TUBOS Y ENVOLVENTES.

En la industria se utilizan muchos tipos de equipos para transferencia de calor y son clasificados según el uso que se les dé dentro -- del proceso.

CONDENSADOR. - Condensa un vapor o una mezcla de vapo<sup>r</sup>es utilizando un fluido como medio de enfriamiento. El agua es la -- más utilizada, aunque también se puede ocupar algún gas.

CALENTADOR. - Imparte calor sensible a un líquido o a un -- gas por medio de vapor saturado.

VAPORIZADOR. - Es similar a un calentador, únicamente -- que en éste se vaporiza una parte del líquido.

### 3.3.3. - FACTORES QUE AFECTAN EL DISEÑO DE CAMBIADORES DE CALOR DE TUBOS Y ENVOLVENTES.

A continuación, se dán las variables que tienen mayor influencia en el tamaño, por lo tanto, en el costo de un cambiador.

#### 3.3.3.1. - CAIDA DE PRESION.

La selección de caídas de presión óptimas ( $\Delta P$ ), involucra con

siderar el proceso como un todo, por experiencia, se sabe que caídas de presión grandes dan por resultado cambiadores de calor pequeños, pero el ahorro en inversión se hace a expensas de los gastos de operación.

En algunos casos no es práctico utilizar todas las  $\Delta P$  disponibles debido a que las altas velocidades resultantes pueden causar problemas de erosión.

A continuación se muestra una lista de  $\Delta P$  razonable para varios niveles de presión.

TABLA 3.13

NIVELES DE PRESION	$\Delta P$ . RECOMENDABLES
Subatmosférica	1/10 de Presión Absoluta
0.07 a 0.7 Kg/cm <sup>2</sup>	1/2 de Presión Man. de Operación
De 0.7 Kg/cm <sup>2</sup> en adelante	0.35 Kg/cm <sup>2</sup> y Mayor

Un diseño para caídas de presión más pequeños son generalmente antieconómicos por la gran área requerida.

### 3.3.3.2. - DIFERENCIA MEDIA DE TEMPERATURAS.

Las temperaturas de entrada y salida de los flúidos de proceso y los niveles de temperatura de los flúidos de servicio, se seleccionan normalmente en las primeras etapas de diseño de la planta. En esta etapa se debe tomar en cuenta el efecto de la diferencia media de temperatura en el costo del cambiador, debido a que el nivel de temperaturas en la -

transferencia de calor tiene una gran influencia en el área de transmisión de calor requerida.

Las siguientes, son algunas sugerencias para determinar la diferencia entre las temperaturas de entrada y salida de los distintos - - fluídos.

1 . - La mayor diferencia de temperaturas en el fluído del proceso deberá ser de 20.0 °C. cuando menos.

2 . - La menor diferencia de temperaturas deberá ser de 5.0°C como mínimo. Cuando se esté intercambiando calor entre dos corrientes del proceso, la diferencia de temperatura mínima deberá ser de 20.0 °C como mínimo.

3 . - Cuando se enfría una corriente de proceso con agua, la temperatura de salida del agua no deberá exceder la temperatura de salida de la corriente del proceso.

4 . - Cuando se enfría un fluído, la temperatura del medio de enfriamiento deberá ser cuando menos 5.0°C mayor que el punto de congelación del fluído enfriado.

### 3.3.3.3. - TIPOS DE FLUJO.

En un cambiador de calor, la transmisión de calor puede hacerse en paralelo o en contracorriente.

Con un arreglo a contracorriente, el intercambio de calor es más eficiente; consiste en que uno de los fluidos circula en dirección opuesta del otro.

En flujo paralelo, el fluido caliente no puede ser enfriado abajo de la temperatura de salida del fluido frío, de ésta forma, la habilidad del flujo en paralelo para recuperar calor es limitada.

### 3.3.3.4. - PROPIEDADES DE LOS FLUIDOS.

Los datos de propiedades físicas de los fluidos deberán ser tan exactos como sea posible, Para calcular cambiadores de calor de tubos y envolventes, se necesitan datos de: Calor específico, densidades, conductividad térmica y viscosidad.

Para determinar que fluido debe ir en la envolvente, y cuál fluido en los tubos, se deben considerar los factores siguientes:

1 . - CORROSION. - Se necesitan menos aleaciones costosas cuando el fluido corrosivo va dentro de los tubos.

2 . - INCRUSTACION. - Esta puede ser disminuída poniendo el fluido incrustante del lado de los tubos.

3 . - TEMPERATURA. - Cuando debido a altas temperaturas se necesitan aleaciones especiales, se ocupará menos componentes de aleación especial cuando el fluido caliente va por los tubos.

4 . - PRESION. - Si se coloca la corriente de alta presión del lado de los tubos, se tendrá menos componentes de alta presión.

5 . - CAIDA DE PRESION. - Cuando un fluido tenga una caída de presión muy pequeña, se deberá poner en el lado de los tubos.

6 . - VISCOSIDAD. - Se obtienen mayores velocidades, y mayor transferencia de calor, si se pone el fluido viscoso del lado de la envolvente.

7 . - FLUIDOS TOXICOS Y LETALES. - Generalmente, el fluido tóxico se pone del lado de los tubos debiendo usarse doble espejo para minimizar la posibilidad de fugas.

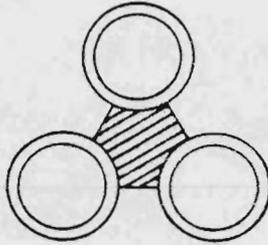
8 . - FLUJO. - Poniendo el fluido con flujo menor del lado de la envolvente se obtiene un diseño más económico.

### 3.3.3.5. - TAMAÑO DE LOS TUBOS.

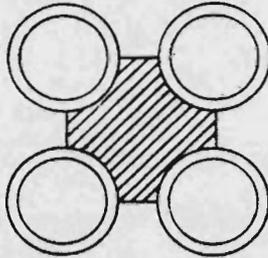
El diámetro de tubo más pequeño usado normalmente en la industria es de 15.875 mm, aunque existen aplicaciones especiales en que se utilizan tubos de 12.7 mm, 9.525 mm ó de 6.35 mm. Los tubos de 19.05 mm y 25.4 mm, son los utilizados cuando se espera existan incrustaciones debido a que los diámetros más pequeños son imprácticos para ser limpiados mecánicamente.

Debido a que la inversión por unidad de área de transferencia de calor es menor para cambiadores largos con diámetros de la envolvente

A1. - TRIANGULAR



B1. - CUADRADO



C1. - ROMBODAL

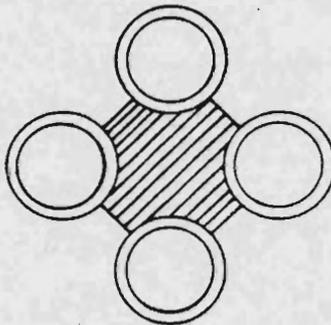


FIG. 3-12 ARREGLO DE LOS TUBOS

relativamente pequeños, las restricciones con respecto a la longitud de los tubos son mínimas.

### 3.3.3.6. - ARREGLO DE LOS TUBOS.

Los tubos pueden tener arreglo triangular, cuadrado o rómbico. (Ver. figura 3.12)

El arreglo triangular da mejores coeficientes del lado de la envolvente y dá más área de transferencia de calor para el mismo diámetro, y se utiliza únicamente cuando no es necesario hacer limpieza del exterior de los tubos, ya sea mecánica o manualmente, debido a que esta distribución no permite el acceso a los tubos. Sin embargo, los tubos pueden ser limpiados por medios químicos, haciendo circular un solvente adecuado a través de la envolvente sin necesidad de desmantelar la unidad.

Los arreglos cuadrados y romboidal dan menores  $\Delta P$ , aunque coeficientes más bajos que el arreglo triangular. Son utilizados cuando se requiere limpieza mecánica del lado de la envolvente.

### 3.3.4. - SECUENCIA DE CALCULO PARA CONDENSADORES DE TUBOS Y ENVOLVENTE

El método de Seider y Tate es el que emplearemos, para obtener el predimensionamiento del equipo, el coeficiente individual de transferencia de calor y la caída de presión para el lado de los tubos.

1.-Determinar que fluido va por los tubos y cual por la envoltura de acuerdo con las consideraciones antes expresadas.

2.-Cálculo de la Carga Térmica

$$Q = \lambda m_v + W_1 C_p \text{ liq. } (T_1 - T_2)$$

Donde:

$\lambda$	Calor latente de vaporización	(Kj/Kg)
$m_v$	Gasto masa de vapor	(Kg/seg)
$W_1$	Gasto masa del líquido	(Kg/seg)
$C_p \text{ liq.}$	Calor específico del líquido.	(Kj/Kg °C)

Se obtiene de la fig. 3.13, con la temperatura del líquido a la salida.

$T_1$	Temperatura de entrada del vapor	(°C)
$T_2$	Temperatura de salida del líquido	(°C)

3.-Gasto necesario de agua de enfriamiento.

$$W_t = Q / (C_{p,t} \cdot (T_2 - T_1))$$

Donde:

$C_{p,t}$	Calor específico del agua	(4.1869 Kj/Kg°C)
$t_2$	Temperatura de salida del agua	(°C)
$t_1$	Temperatura de entrada del agua	(°C)

4. - Cálculo de la Diferencia Media Logarítmica de Temperaturas.

$$\Delta T_{ml} = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln \left( \frac{T_1 - t_2}{T_2 - t_1} \right)}$$

5 . - Obtener el factor Ft, debido al número de pasos en los tubos, usando las figuras 3. 14 a 3. 17, y eliminar todos los condensadores que tengan un valor de Ft menor de 0. 85.

$$R = (T_1 - T_2) / (t_2 - t_1)$$

$$S = (t_2 - t_1) / (T_1 - t_1)$$

6.-Cálculo de la Diferencia Media de Temperaturas Efectivas.

$$LMTD = \Delta T_{ml} \times F_t$$

7.-Obtención del Factor "T"

$$TMT = (t_1 + t_2) / 2$$

$$TME = (T_1 + T_2) / 2$$

$$MTD_1 = \frac{(T_1 - T_2)}{\ln((T_1 - TMT) / (T_2 - TMT))}$$

$$MTD_2 = \frac{(T_1 - TME)}{\ln((T_1 - TMT) / (TME - TMT))}$$

$$MTD_3 = \frac{(TME - T_2)}{\ln((TME - TMT) / (T_2 - TMT))}$$

$$T = \frac{(1000/MTD_1)}{(750/MTD_2) / (250/MTD_3)}$$

8 . - Obtención de la LMTD por intervalos.

$$LMTD_i = LMTD \times T$$

9 . - Encontrar el Area de Transferencia de Calor.

$$A = (Q/U_D LMTD_i)$$

Donde:

$U_D$  Coeficiente Global de Transferencia de Calor en  $(Kw/m^2 \text{ } ^\circ C)$ , utilizando los valores mostrados en la tabla 3. 14. El propano y el butano son sustancias orgánicas ligeras.

10 . - Fijar las características de los tubos de acuerdo a los criterios expuestos anteriormente, seleccionando longitud (L), diámetro nominal (d), arreglo y espesor de pared (BWG).

11 . - Obtener el número de tubos.

$$N_t = A / (ae \times L)$$

Donde:

ae Area exterior por unidad de longitud del tubo en  $(m^2/m)$  de la tabla 3. 15.

12 . - Cálculo del área de flujo de los tubos.

$$af = (N_t \times a'f) / n$$

Donde:

n Número de pasos en los tubos

a'f Area de flujo por  $(m^2)$ , de la tabla 3. 15

13 . - Cálculo de la velocidad del agua de enfriamiento

$$v = Gt / \rho_{H_2O}$$

$$Gt = Wt / af$$

Donde:

$$\rho_{H_2O} = 1000 \text{ Kg/m}^3$$

Como se utilizará agua dentro de los tubos, como mínimo se tendrá una velocidad de 0.9144 m/seg. (3.0 pies/seg), para evitar la incrustación, y como máximo 3.048 m/seg (10.0 pies/seg) para evitar la erosión.

14 . - Obtener el diámetro interior de la envolvente ( $D_i$ ), y el diámetro límite de los tubos ( $D_{otl}$ ), de la tabla 3. 16.

15 . - Obtención del coeficiente individual de transferencia de calor para los tubos. Cuando se utiliza agua, el valor de ( $h_{io}$ ) se puede obtener de la figura 3. 18, con la velocidad de los tubos (pies/seg) y la media de temperatura de entrada y salida del agua ( $^{\circ}F$ ).

16 . - Cálculo del número de Reynold.

$$Re = (d_i \times G_t) / u$$

Donde:

$d_i$  Diámetro interior del tubo en (m), de la tabla 3. 15.

$u$  Viscosidad del líquido

17 . - Caída de presión en la sección recta de los tubos.

$$\Delta P_t = (f G_t^2 L_n) / (2 g d_i \phi_t)$$

Donde:

$g$  Aceleración de la gravedad ( $9.81 \text{ m/seg}^2$ )

$\phi_t$  Factor de corrección por la variación de la viscosidad

La consideraremos de 1.0

f Factor de fricción. Lo obtenemos de la figura 3.19

18.- Caída de Presión en la Sección de Retorno.

$$\Delta Pr = (4n V^2 Q) / (2 g S)$$

Donde:

S Gravedad específica del agua (1.0)

19.- Caída de Presión Total en los Tubos.

$$\Delta PT = \Delta Pt + \Delta Pr$$

TABLA 3.14

TABLA 3.14 VALORES APROXIMADOS DE LOS COEFICIENTES TOTALES PARA DISEÑO. LOS VALORES INCLUYEN UN FACTOR DE OBSTRUCCION TOTAL DE 0.003 Y CAIDA DE PRESION PERMISIBLE DE 5 A 10 LB/PLG<sup>2</sup> EN LA CORRIENTE QUE CONTROLE

Enfriadores

Fluido caliente	Fluido frío	$U_D$ total
Agua	Agua	250-500*
Metanol	Agua	250-500*
Amoniaco	Agua	250-500*
Soluciones acuosas	Agua	250-500*
Sustancias orgánicas ligeras <sup>1</sup>	Agua	75-150
Sustancias orgánicas medias <sup>2</sup>	Agua	50-125
Sustancias orgánicas pesadas <sup>3</sup>	Agua	5-75
Gases	Agua	2-50
Agua	Salmuera	100-200
Sustancias orgánicas ligeras	Salmuera	40-100

Calentadores

Fluido caliente	Fluido frío	$U_D$ total
Vapor de agua	Agua	200-700*
Vapor de agua	Metanol	200-700*
Vapor de agua	Amoniaco	200-700*
Vapor de agua	Soluciones acuosas:	
Vapor de agua	menos de 2.0 cp	200-700
Vapor de agua	Más de 2.0 cp	100-500*
Vapor de agua	Sustancias orgánicas ligeras	50-100
Vapor de agua	Sustancias orgánicas medias	100-200
Vapor de agua	Sustancias orgánicas pesadas	6-60
Vapor de agua	Gases	5-50*

Intercambiadores

Fluido caliente	Fluido frío	$U_D$ total
Agua	Agua	250-500*
Soluciones acuosas	Soluciones acuosas	250-500*
Sustancias orgánicas ligeras	Sustancias orgánicas ligeras	40-75
Sustancias orgánicas medias	Sustancias orgánicas medias	20-60
Sustancias orgánicas pesadas	Sustancias orgánicas pesadas	10-40
Sustancias orgánicas pesadas	Sustancias orgánicas ligeras	30-60
Sustancias orgánicas ligeras	Sustancias orgánicas pesadas	10-40

<sup>1</sup> Las sustancias orgánicas ligeras son fluidos con viscosidades menores de 0.5 centipoises e incluyen benceno, tolueno, acetona, etanol, metil-etil-cetona, gasolina, kerosén y nafta.

<sup>2</sup> Las sustancias orgánicas medias tienen viscosidades de 0.5 a 1.0 centipoises e incluyen kerosén, strawoil, gasoil caliente, aceite de absorbedor caliente y algunos crudos.

<sup>3</sup> Sustancias orgánicas pesadas tienen viscosidades mayores de 1.0 centipoises e incluyen gasoil frío, aceites lubricantes, petróleo combustible, petróleo crudo reducido, brasas y asfaltos.

\* Factor de obstrucción 0.001.

\* Caída de presión de 20 a 30 lb/plg<sup>2</sup>.

\* Estas tasas están influenciadas grandemente por la presión de operación.

TABLA 3.15

DATOS DE TUBOS PARA CONDENSADORES E INTERCAMBIADORES DE CALOR

Tubo do, plg	BWG	Espesor de la pared,	di, plg	Area de flujo por tubo, plg <sup>2</sup>	Superficie por pie lin. pies <sup>2</sup>		Peso por pie lineal, lb, de acero
					Exterior	Interior	
1/2	12	0.109	0.282	0.0625	0.1309	0.0748	0.493
	14	0.083	0.334	0.0876		0.0874	0.403
	16	0.065	0.370	0.1076		0.0969	0.329
	18	0.049	0.402	0.127		0.1052	0.258
	20	0.035	0.430	0.145		0.1125	0.190
3/4	10	0.134	0.482	0.182	0.1963	0.1263	0.965
	11	0.120	0.510	0.204		0.1335	0.884
	12	0.109	0.532	0.223		0.1393	0.817
	13	0.095	0.560	0.247		0.1466	0.727
	14	0.083	0.584	0.268		0.1529	0.647
	15	0.072	0.606	0.289		0.1587	0.571
	16	0.065	0.620	0.302		0.1623	0.520
	17	0.058	0.634	0.314		0.1660	0.469
	18	0.049	0.652	0.334		0.1707	0.401
	1	8	0.165	0.670	0.355	0.2618	0.1754
9		0.148	0.704	0.389		0.1843	1.47
10		0.134	0.732	0.421		0.1916	1.36
11		0.120	0.760	0.455		0.1990	1.23
12		0.109	0.782	0.479		0.2048	1.14
13		0.095	0.810	0.515		0.2121	1.00
14		0.083	0.834	0.546		0.2183	0.890
15		0.072	0.856	0.576		0.2241	0.781
16		0.065	0.870	0.594		0.2277	0.710
17		0.058	0.884	0.603		0.2314	0.639
18	0.049	0.902	0.639		0.2361	0.545	
1 1/4	8	0.165	0.920	0.165	0.3271	0.2409	2.09
	9	0.148	0.954	0.711		0.2498	1.91
	10	0.134	0.982	0.757		0.2572	1.75
	11	0.120	1.01	0.800		0.2644	1.58
	12	0.109	1.03	0.836		0.2701	1.45
	13	0.095	1.06	0.884		0.2775	1.28
	14	0.083	1.08	0.923		0.2839	1.13
	15	0.072	1.11	0.960		0.2896	0.991
	16	0.065	1.12	0.985		0.2932	0.900
	17	0.058	1.13	1.01		0.2969	0.808
18	0.049	1.15	1.04		0.3015	0.688	
1 1/2	8	0.165	1.17	1.075	0.3925	0.3063	2.57
	9	0.148	1.20	1.14		0.3152	2.34
	10	0.134	1.23	1.19		0.3225	2.14
	11	0.120	1.26	1.25		0.3299	1.98
	12	0.109	1.28	1.29		0.3356	1.77
	13	0.095	1.31	1.35		0.3430	1.56
	14	0.083	1.33	1.40		0.3492	1.37
	15	0.072	1.36	1.44		0.3555	1.20
	16	0.065	1.37	1.47		0.3587	1.09
	17	0.058	1.38	1.50		0.3623	0.978
18	0.049	1.40	1.54		0.3670	0.831	

TABLA 3.16

Di (in)	Do1 (in)	do (in)	P (in)	Número de pasos en los tubos.				
				1 paso	2 pasos	4 pasos	6 pasos	8 pasos
8.071	6.821	3/4	15/16 Δ	38	32	26	24	18
		3/4	1 □	32	26	20	20	
		3/4	1 Δ	37	30	24	24	
		1	1 1/4 □	21	16	16	14	
		1	1 1/4 Δ	22	18	16	14	
10.02	8.770	3/4	15/16 Δ	62	56	47	42	36
		3/4	1 □	52	52	40	36	
		3/4	1 Δ	61	52	48	48	
		1	1 1/4 □	32	32	26	24	
		1	1 1/4 Δ	37	32	28	28	
12.00	10.750	3/4	15/16 Δ	109	98	86	82	60
		3/4	1 □	80	72	68	68	
		3/4	1 Δ	90	84	72	70	70
		1	1 1/4 □	48	44	40	37	
		1	1 1/4 Δ	57	52	44	42	
13.25	12.00	3/4	15/16 Δ	127	114	96	90	86
		3/4	1 □	95	90	81	77	70
		3/4	1 Δ	110	101	90	80	74
		1	1 1/4 □	60	56	51	46	44
		1	1 1/4 Δ	67	63	56	54	50

Di (in)	Do1 (in)	do (in)	P (in)	1 paso	2 pasos	4 pasos	6 pasos	8 pasos
15.25	14.00	3/4	15/16 Δ	170	160	140	136	128
		3/4	1 □	138	132	116	112	108
		3/4	1 Δ	163	152	136	133	110
		1	1 1/4 □	88	82	75	70	64
		1	1 1/4 Δ	96	92	86	84	72
17.25	16.00	3/4	15/16 Δ	239	224	194	188	178
		3/4	1 □	188	178	168	164	142
		3/4	1 Δ	211	201	181	176	166
		1	1 1/4 □	112	110	102	98	82
		1	1 1/4 Δ	130	124	116	110	94
19.25	18.00	3/4	15/16 Δ	301	282	252	244	234
		3/4	1 □	236	224	216	208	188
		3/4	1 Δ	273	256	242	236	210
		1	1 1/4 □	148	142	136	129	116
		1	1 1/4 Δ	172	162	152	148	128
21.00	19.25	3/4	15/16 Δ	361	342	314	306	290
		3/4	1 □	276	264	246	240	234
		3/4	1 Δ	318	308	279	269	260
		1	1 1/4 □	170	168	157	150	148
		1	1 1/4 Δ	199	188	170	164	160
23.25	21.	3/4	15/16 Δ	442	420	386	378	364
		3/4	1 □	341	321	308	296	292
		3/4	1 Δ	381	369	349	326	
		1	1 1/4 □	210	199	197	186	184
		1	1 1/4 Δ	247	230	216	208	202

TABLA 3.16  
(CONTINUACION)

Di (in)	Dot1 (in)	do (in)	P (in)	1 paso	2 pasos	4 pasos	6 pasos	8 pasos
25.00	23-3/8	3/4	15/16 Δ		506	468	446	434
		3/4	1 □	397	391	370	360	343
		3/4	1 Δ	470	452	422	394	382
		1	1 1/4 □	250	248	224	216	
		1	1 1/4 Δ	294	282	256	252	242
27.00	25-3/8	3/4	15/16 Δ	637	602	550	536	524
		3/4	1 □	465	452	427	418	408
		3/4	1 Δ	559	534	488	474	464
		1	1 1/4 □	286	275	267	257	260
		1	1 1/4 Δ	349	334	302	296	286
29.00	27-3/8	3/4	15/16 Δ	721	692	640	620	594
		3/4	1 □	554	542	525	509	500
		3/4	1 Δ	630	604	556	538	508
		1	1 1/4 □	348	340	322	314	311
		1	1 1/4 Δ	397	376	388	334	316
31.00	29-3/8	3/4	15/16 Δ	847	822	766	722	720
		3/4	1 □	633	616	590	586	570
		3/4	1 Δ	745	728	678	666	640
		1	1 1/4 □	390	366	366	366	348
		1	1 1/4 Δ	472	454	430	420	400
33.00	31-3/8	3/4	15/16 Δ	974	938	872	852	826
		3/4	1 □	742	713	687	683	672
		3/4	1 Δ	856	830	774	760	732
		1	1 1/4 □	460	453	430	420	
		1	1 1/4 Δ	538	522	486	470	454

Di (in)	Dot1 (in)	do (in)	P (in)	1 paso	2 pasos	4 pasos	6 pasos	8 pasos
35.00	33-3/8	3/4	15/16 Δ	1,102	1,068	1,004	988	958
		3/4	1 □	827	811	773	762	756
		3/4	1 Δ	970	938	882	864	848
		1	1 1/4 □	517	513	487	486	480
		1	1 1/4 Δ	608	592	566	546	532
37.00	35-1/4	3/4	15/16 Δ	1,142	1,200	1,144	1,104	1,078
		3/4	1 □	926	902	880	870	852
		3/4	1 Δ	1,090	1,042	982	966	958
		1	1 1/4 □	588	580	555	544	538
		1	1 1/4 Δ	678	664	632	614	598
39.00	37-1/4	3/4	15/16 Δ	1,377	1,330	1,258	1,248	1,212
		3/4	1 □	1,025	1,012	984	984	982
		3/4	1 Δ	1,206	1,176	1,128	1,100	1,070
		1	1 1/4 □	645	637	619	610	605
		1	1 1/4 Δ	766	736	700	688	672
42.0	40-1/4	3/4	1 Δ	1,201	1,171	1,144	1,109	1,111
		1	1 1/4 □	745	728	708	686	685

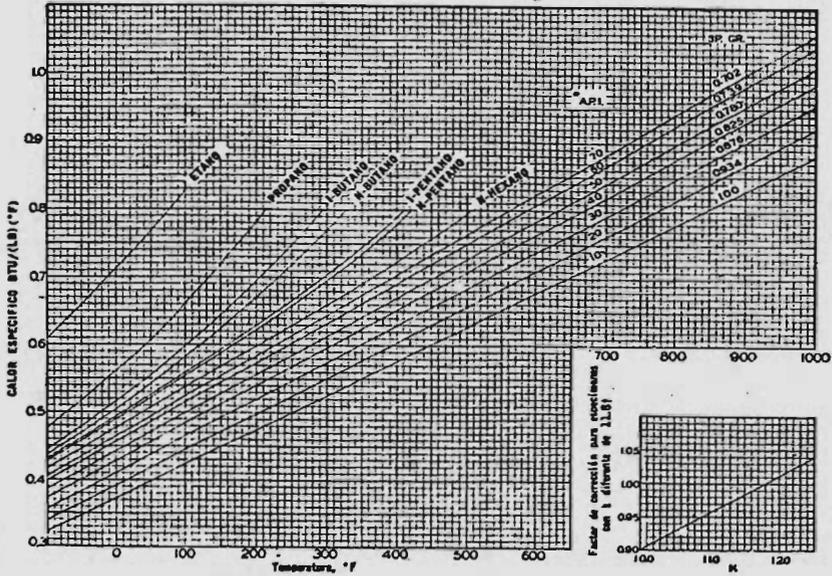


FIGURA 3.13.- CALORES ESPECIFICOS DE HIDROCARBUROS LIQUIDOS

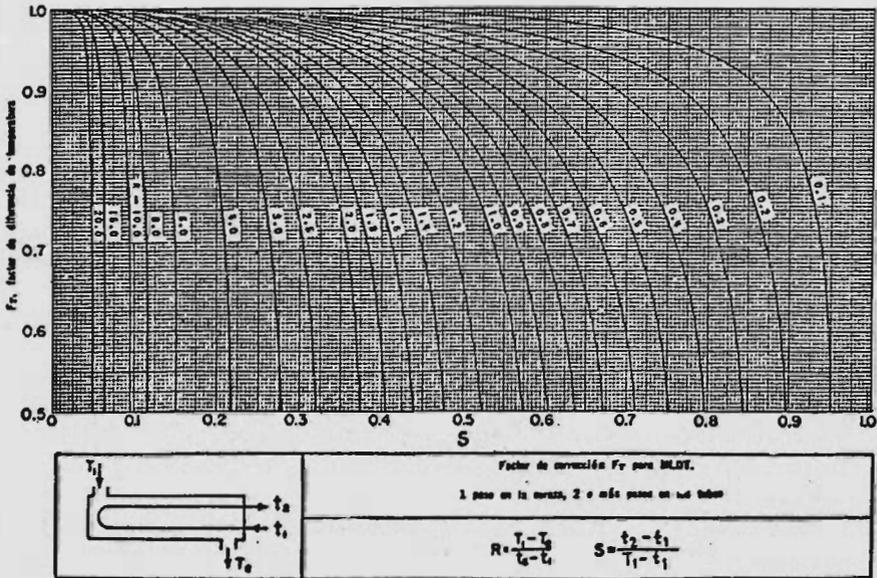


FIGURA 3.14 FACTORES DE CORRECCION MLDT PARA INTERCAMBIADORES 1-2

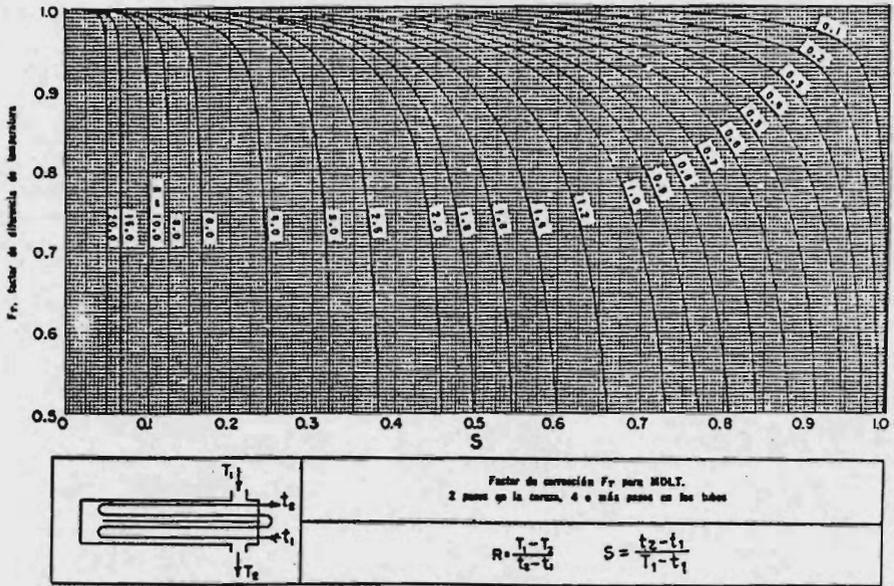


FIGURA 3.16 FACTORES DE CORRECCION MLDT PARA INTERCAMBIADORES 2-4

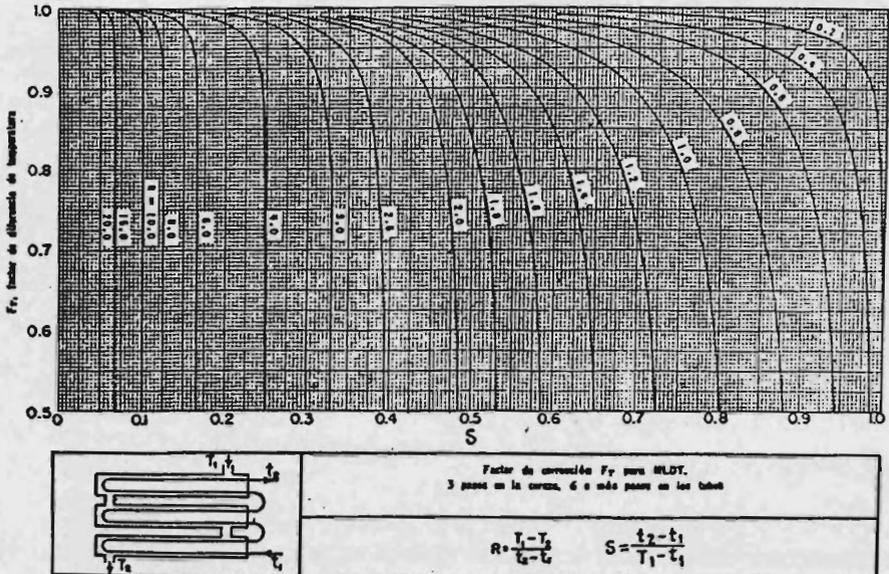


FIGURA 3.16 FACTORES DE CORRECCION MLDT PARA INTERCAMBIADORES 3-6

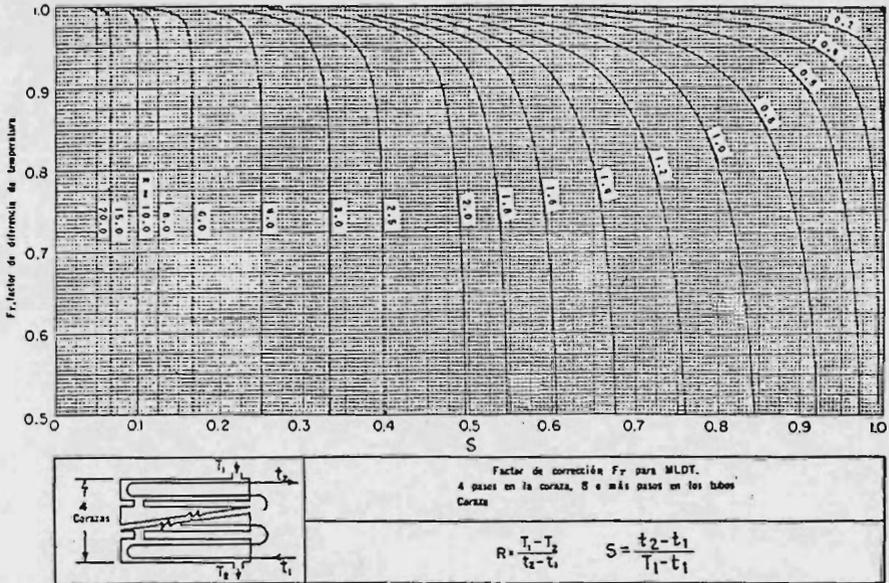


FIGURA 3.17 FACTORES DE CORRECCION MLDT PARA INTERCAMBIADORES 4-8

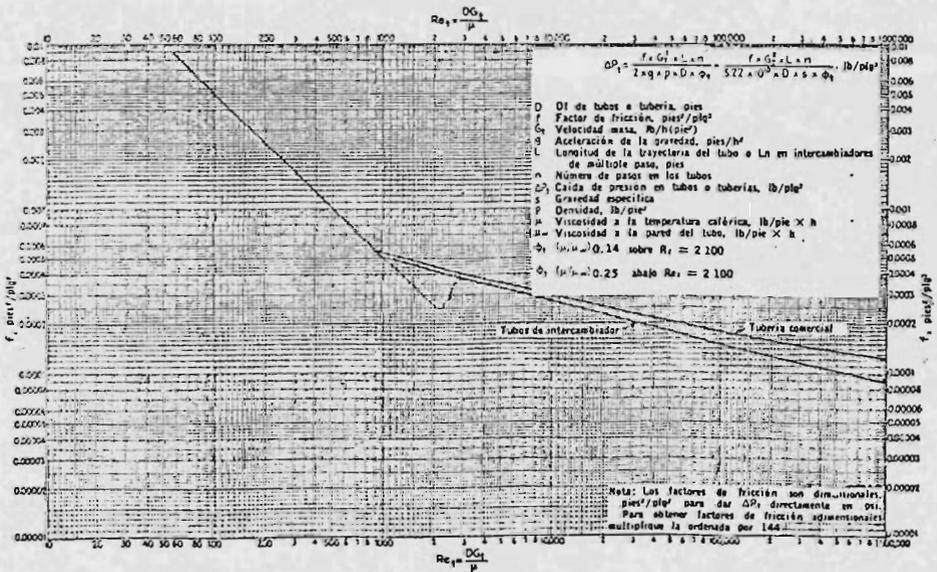


FIGURA 3.19.- FACTORES DE FRICCIÓN, PARA LAZO DE TUBO

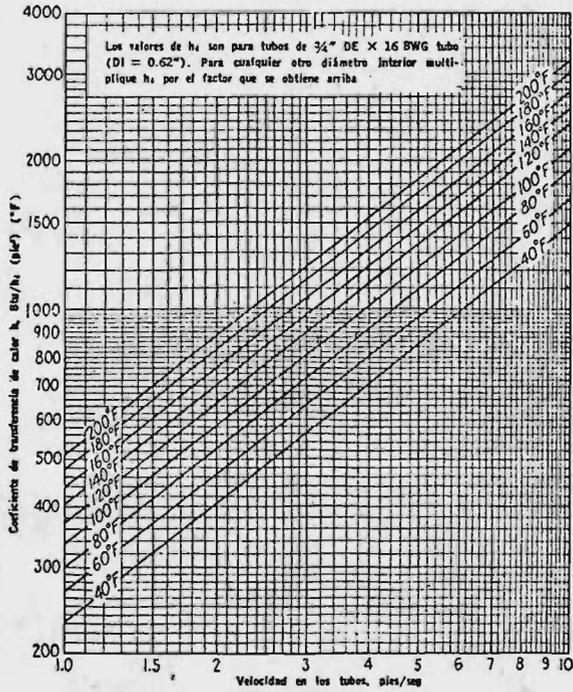


FIGURA 3.18 CURVA DE TRANSFERENCIA DE CALOR, AGUA EN LOS TUBOS

### 3.4. B O M B A S .

Las plantas modernas de proceso no funcionarían si no fuera por las bombas, las que mantienen un flujo estable de los fluídos a través de la planta.

Existen tres clases principales de bombas que son: Rotatorias, Reciprocantes y Centrífugas.

#### 3.4.1. - BOMBAS ROTATORIAS.

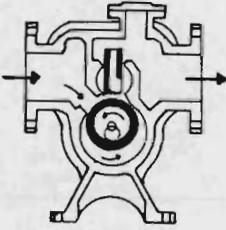
Las bombas rotatorias que generalmente son unidades de desplazamiento positivo, consisten en una caja fija que contiene engranes, aspas, levas, tornillos, etc., que operan con un claro mínimo.

En lugar de "aventar" el líquido como en una bomba centrífuga, una bomba rotatoria lo atrapa, lo empuja contra la caja fija en forma muy similar a como lo hace el pistón de una bomba reciprocante.

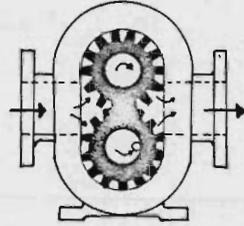
Pero, a diferencia de una bomba de pistón, la bomba rotatoria descarga un fluído continuo. Aunque generalmente se les considera como bombas para líquidos viscosos, pueden manejar casi cualquier líquido que este libre de sólidos abrasivos.

#### 3.4.1.1. - TIPOS DE BOMBAS ROTATORIAS.

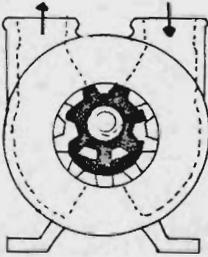
Existen varios tipos de bombas rotatorias, de las cuales las más importantes se explican a continuación (ver figura 3.20).



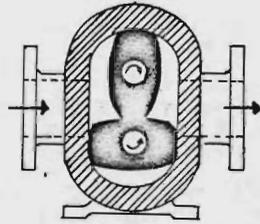
BOMBA DE LEVA Y PISTON



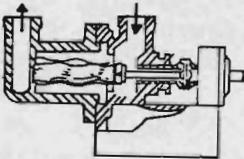
BOMBA DE ENGRANES EXTERNOS



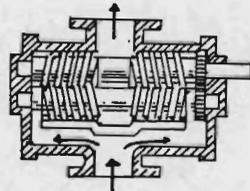
BOMBA DE ENGRANES INTERNOS



BOMBA DE DOS LOBULOS



BOMBA DE UN TORNILLO



BOMBA DE DOS TORNILLOS

FIGURA 3.20.- TIPOS DE BOMBAS ROTATORIAS

**BOMBAS DE LEVA Y PISTON.** - También se llaman bombas de ém bolo rotatorio, y consiste en un excentrico con un brazo ranurado - en la parte superior. La rotación de la flecha hace que el excentrico atrape el líquido contra la caja. Conforme continúa la rotación, el líquido se fuerza de la caja a través de la ranura a la salida de la bomba.

**BOMBAS DE ENGRANES EXTERNOS.** - Estas constituyen el tipo rotatorio más simple. Conforme los dientes de los engranes se separan en el lado de la succión de la bomba, el líquido llena el espa cio entre ellos. Este se conduce en trayectoria circular hacia afue- ra y es exprimido al engranar nuevamente los dientes.

**BOMBAS DE ENGRANES INTERNOS.** - Este tipo de bombas - tienen un rotor con dientes cortados internamente y que encajan en un engrane loco, cortado externamente. Puede usarse una partición en forma de luna creciente para evitar que el líquido pase de nuevo al - lado de succión de la bomba.

**BOMBAS DE LOBULOS.** - Estas se asemejan a las bombas del tipo de engrane en su forma de acción, tiene dos o más rotores corta dos con tres, cuatro o más lóbulos en cada rotor. Los rotores se - sincronizan para obtener una rotación positiva por medio de engranes externos. El fujo en la descarga del tipo lobular no es tan constante como en la bomba de engrane.

BOMBAS DE TORNILLO. - Estas bombas tienen de uno a tres tornillos roscados convenientemente que giran en una caja fija. Las bombas de un solo tornillo tienen un rotor en forma espiral que gira excentricamente en un estator de hélice interna o cubierta. Las bombas de dos y tres tornillos tienen uno o dos engranes locos, respectivamente, el flujo se establece entre las roscas de los tornillos, y a lo largo del eje de los mismos.

### 3.4.1.2. - MATERIALES DE CONSTRUCCION

Las bombas rotatorias, según su material de construcción, están clasificadas por el Instituto Hidráulico como:

1. - TODAS DE FIERRO. - En una bomba de esta clase, todas y cada una de las partes de la unidad en contacto directo con el líquido están hechas de metal ferroso.

2. - CON ADITAMENTOS DE BRONCE. - En este caso, la carcasa está hecha de metal ferroso y algunas partes sujetas a desgaste, tales como rotores, álabes y otras partes móviles están hechas de bronce.

3. - TODA DE BRONCE. - Las bombas todas de bronce, tienen todas y cada una de las partes de la unidad que se encuentren en contacto directo con el líquido, hechas de bronce.

### 3.4.1.3. - APLICACIONES DE LAS BOMBAS ROTATORIAS.

La mayor parte de las bombas rotatorias son autocebantes, y pueden, de ser necesario, trabajar con gas o aire. Las aplicaciones típicas incluyen el paso de líquidos de todas las viscosidades, procesos químicos, alimentos, descarga de barcos, lubricación a presión, pintura a presión, sistemas de enfriamiento, manejo de grasa, y un gran número de otros servicios industriales.

### 3.4.2. - BOMBAS RECIPROCANTES.

Las bombas reciprocantes son unidades de desplazamiento - positivo, descargan una cantidad definida de líquido durante el movimiento del pistón o émbolo a través de la distancia de la carrera. Sin embargo, no todo el líquido llega necesariamente al tubo de descarga debido a escapes o arreglos de pasos de alivio que pueden -- evitarlo.

#### 3.4.2.1. - TIPOS DE BOMBAS RECIPROCANTES.

Existen básicamente dos tipos de bombas reciprocantes: las de acción directa, movidas por vapor y las bombas de potencia. Pero existen muchas modificaciones de los diseños básicos, construídas para servicios especiales en diferentes campos.

**BOMBAS DE ACCION DIRECTA.** - En este tipo, una varilla común de pistón conecta un pistón de vapor y uno de líquido o émbolo. Las bombas de acción directa se construyen simplex (un pistón de vapor y un pistón de líquido) y duplex (dos pistones de vapor y dos de líquido).

Las bombas de émbolo, se usan generalmente para presiones más altas que las tipo pistón. A igual que todas las bombas recíprocantes, las unidades de acción directa tienen un flujo de descarga pulsante.

**BOMBAS DE POTENCIA.** - Son bombas que sirven para manejar altas presiones. Tienen un cigueñal movido por una fuente externa, generalmente un motor eléctrico. Frecuentemente se usan engranes entre el motor y el cigueñal para reducir la velocidad de salida del elemento motor.

Cuando se mueven a velocidad constante, las bombas de potencia proporcionan un gasto casi constante para una amplia variación de columna y tienen buena eficiencia.

El extremo líquido, que puede ser del tipo pistón o émbolo, desarrollará una presión elevada cuando se cierra la válvula de descarga. Por esta razón, es práctica común el proporcionar una válvula para descarga, con objeto de proteger la bomba y su tubería.

#### 3.4.2.2. - APLICACIONES DE LAS BOMBAS RECÍPROCANTES.

Las bombas de acción directa horizontales simplex y duplex, han sido por mucho tiempo muy apreciadas para diferentes servicios, incluyendo alimentación de calderas en presiones de baja a medianas, manejo de lodos, bombeo de aceite y agua, y muchos otros. Se carac-

terizan por la facilidad de ajuste de columna, velocidad y capacidad. Tienen buena eficiencia a lo largo de una extensa región de capacidades.

Las bombas de potencia se encuentran particularmente bien adaptadas para servicio de alta presión y tienen algunos usos en la alimentación de calderas, bombeo en líneas de tubería, procesos de petróleos y aplicaciones similares.

### 3.4.3. - BOMBAS CENTRIFUGAS.

Una bomba centrífuga consta primordialmente de un rodete portador de los álabes o paletas, llamado impulsor, y de una caja, envolvente o carcasa. El impulsor imparte presión y energía cinética al fluido bombeado y la carcasa guía al fluido hacia el impulsor y a partir de él.

El desarrollo de la bomba centrífuga ha sido extraordinario; actualmente se les usa para cualquier tipo de servicio. Casi todos los fabricantes producen bombas centrífugas de capacidades desde - - -  $0.018 \text{ m}^3/\text{min}$ . (5.0 GPM) y presiones manométricas en la descarga de  $0.1406 \text{ Kg}/\text{cm}^2$  (2.0 PSI), hasta bombas de pasos múltiples de - -  $11.37 \text{ m}^3/\text{min}$ . (3000.0 PSI). Se tienen diseños que manejan fluidos hasta de  $450.0^\circ\text{C}$ . altamente volátiles y lechosos.

#### 3.4.3.1. - TIPOS DE BOMBAS CENTRIFUGAS.

El Instituto Hidráulico de los Estados Unidos de Norteamérica

clasifica a las bombas centrífugas de acuerdo al diseño del impulsor.

**FLUJO RADIAL.** - Este rodete envía por fuerza centrífuga, el flujo del fluido en dirección radial hacia la periferia de aquel. La carga de velocidad es convertida en carga de presión en la descarga de la bomba. Por lo general, las aletas de estos rodetes están curvadas hacia atrás y tienen curvatura simple. El rodete radial ha sido el tipo más comunmente usado en las plantas de proceso.

**FLUJO AXIAL.** - Casi toda la carga producida por este rodete es debida a la acción impelente de las aletas. El fluido entra y sale del rodete en dirección axial. Este tipo de rodete puede manejar flujos extremadamente grandes y cargas bajas.

**FLUJO MIXTO.** - La carga se desarrolla con un rodete delgado, en parte por fuerza centrífuga y en parte por el empuje de las aletas. Esto se consigue construyendo aletas de curva doble o en forma de hélice, de tal manera que la descarga es una combinación de flujo axial y radial.

### 3.4.3.2. - MATERIALES DE CONSTRUCCION.

Una ventaja que distingue a las bombas centrífugas es la gran variedad de materiales que pueden emplearse en la construcción de sus partes.

Con respecto a los materiales de construcción, el Instituto Hi

dráulico usa las designaciones siguientes:

1. - CON ADITAMENTOS DE BRONCE. - Las bombas con aditamentos de bronce tienen una carcasa de hierro vaciado, impulsor de bronce y anillos impulsores y cubreflechas de bronce, si se usan.

2. - TODA DE BRONCE. - Cada parte de la bomba que se encuentre en contacto con el líquido, están hechas con bronce normal.

3. - BRONCE DE COMPOSICION ESPECIFICA. - Las partes de la bomba que se encuentre en contacto con el líquido están hechas de - una composición de bronce adecuada a la aplicación de la bomba.

4. - TODA DE FIERRO. - Tienen las partes de metal ferroso - en contacto con el líquido que se está bombeando.

5. - CON ADITAMENTOS DE ACERO INOXIDABLE. - En este - caso, la carcasa está hecha de un material adecuado al servicio, en - tanto que los impulsores, anillos y cubreflechas, si se usan, están hechos de un acero resistente a la corrosión adecuado para el líquido -- que se maneja.

6. - TODA DE ACERO INOXIDABLE. - Las partes en contacto - con el líquido estan hechas de acero resistente a la corrosión y adecuado a la aplicación, en que la flecha está hecha de un acero resistente a la corrosión, de grado igual a las otras partes de la bomba.

### 3.4.3.3. - CAVITACION.

La presión estática en una corriente cerrada de fluido desciende a medida que se incrementa localmente la velocidad de circulación. Las velocidades del fluido en una corriente cerrada alcanzan un límite superior concreto tan pronto como la presión absoluta se hace igual a la presión de vapor del fluido. Cuando se alcanza este límite, el fluido vaporiza, formando bolsas de vapor en la corriente que perturban la - circulación, y por su colapso subsiguiente, producen vibraciones, ruidos y la destrucción de las paredes circundantes. Esta forma de vaporización en una corriente rápida de fluido recibe el nombre de Cavita--ción.

Puesto que cualquier bomba puede sufrir Cavitación, debe te--nerse cuidado en la forma de selección de la unidad y la planificación de la instalación. Para las bombas centrífugas, Fairbanks, Morse and Co., recomienda que se eviten las cinco condiciones siguientes hasta donde sea posible.

1. - Columnas mucho más bajas que la columna de máxima eficiencia de la bomba.
2. - Capacidades mucho mayores que la capacidad de máxima eficiencia de la bomba.
3. - Elevación de succión mayor o columna positiva menor que la recomendada por el fabricante.

4. - Temperaturas de líquidos mayores a las de diseño de la bomba.

5. - Velocidades más altas que las recomendadas por el fabricante.

### 3. 4. 3. 4. - POTENCIA DE LA BOMBA.

La potencia hidráulica que la bomba comunica al fluido por medio de la fuerza centrífuga de los alabes del impulsor se calcula con la siguiente fórmula:

$$PB = \rho Q HT$$

$$HT = H_s + H_d$$

Donde:

$\rho$	Densidad del fluido	(Kg/m <sup>3</sup> )
Q	Gasto manejado por la bomba	(m <sup>3</sup> /seg)
HT	Carga total en el sistema	(m)
H <sub>s</sub>	Perdidas totales en la succión	(m)
H <sub>d</sub>	Perdidas totales en la descarga	(m)

### 3. 4. 4. - COLUMNA DE UNA BOMBA.

La columna de un líquido en un tubo vertical desarrolla una -- cierta presión sobre la superficie horizontal en el fondo del tubo. Esta presión puede expresarse en kilogramo por centímetro cuadrado -- (Kg/cm<sup>2</sup>) o como el número de metros de líquido que ejerce una presión igual sobre la misma superficie. Nótese que el peso del líquido --

que actúa sobre la superficie es lo que produce la presión.

Así, columna y presión son términos intercambiables, siempre y cuando se expresen en sus unidades correctas. Para convertir una a la otra úsese la fórmula:

$$\text{Columna líquida en metros} = \frac{10 (\text{Presión en Kg/cm}^2)}{\text{Densidad Relativa del Líquido}}$$

A continuación, se hace una pequeña descripción de los términos usados en bombeo, para las columnas (Ver fig. 3.21.)

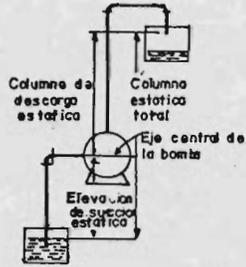
**ELEVACION ESTÁTICA DE SUCCION.** - Es la distancia vertical, en metros del nivel de suministro de líquido al eje central de la bomba, encontrándose ésta arriba del nivel de suministro.

**COLUMNA ESTÁTICA DE SUCCION.** - Cuando la bomba se encuentra más abajo del nivel de suministro de líquido. Numéricamente, es la distancia vertical en metros, entre el nivel de suministro de líquido y el eje central de la bomba.

**COLUMNA ESTÁTICA DE DESCARGA.** - Es la distancia vertical en metros, del eje central de la bomba al punto de entrega libre del líquido.

**COLUMNA ESTÁTICA TOTAL.** - Es la distancia vertical, en metros, entre el nivel de suministro y el nivel de descarga del líquido que se maneja.

**PRESION DE VAPOR.** - Todo líquido, a cualquier temperatura -



(a)



(b)



(c)

FIGURA 3.21- TERMINOS USADOS EN BOMBEO PARA LAS COLUMNAS

arriba de su punto de congelación, ejerce una presión debida a la formación de vapor en su superficie libre. Esta presión es función de la temperatura del líquido; mientras más alta sea la temperatura, mayor será la presión de vapor (Ver figura 3.22.)

**COLUMNA DE FRICCION.** - Se mide en metros de líquido, y es la columna equivalente necesaria para vencer la resistencia de las tuberías, válvulas y aditamentos del sistema de bombeo. La columna de fricción existe tanto en el extremo de succión como en el de descarga de una bomba, y varía con la velocidad del líquido, tamaño del tubo, tipo de tubo y naturaleza del líquido que se maneja.

**COLUMNA DE VELOCIDAD.** - Un líquido que se mueve en un tubo a cualquier velocidad, posee una energía cinética debido a su movimiento. La columna de velocidad es la distancia de caída necesaria para que un líquido adquiriera una velocidad dada, y se expresa por la fórmula:  $h_{vel} = V^2/2g$ .

**PERDIDAS DE ADMISION Y SALIDA.** - Igual que un líquido fluye en un tubo, existe una pérdida de fricción cuando un líquido entra al tubo de una fuente libre o sumergida, o descarga a una región similar. Las pérdidas que ocurren en la entrada del tubo se conocen como Pérdidas de Admisión, mientras que las de salida se conocen como Pérdidas de Salida.

### 3.4.5. - CARGA NETA POSITIVA DE SUCCION.

La Carga Neta Positiva de Succión (CNPS), es la presión dispo-

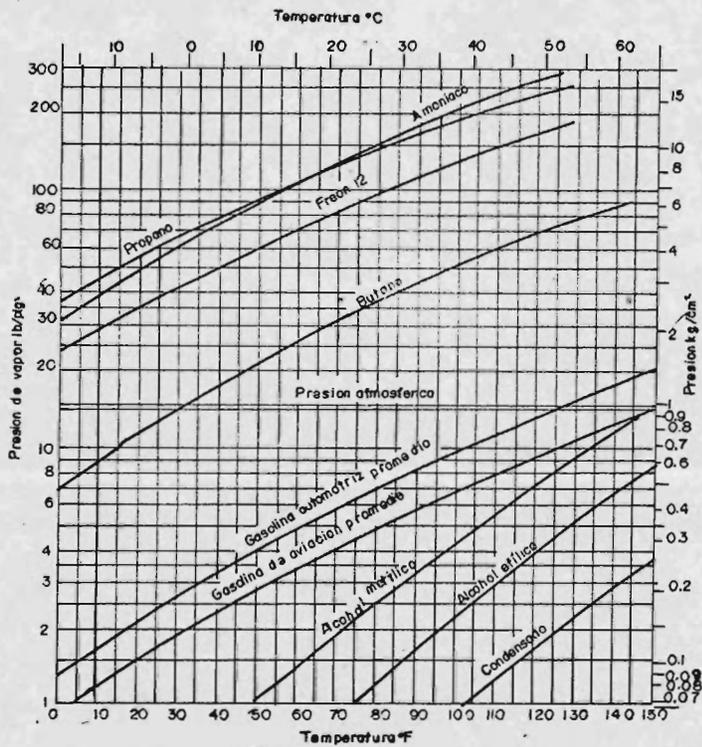


FIGURA 3-22 PRESION APROXIMADA DE VAPORIZACION PARA VARIOS

LIQUIDOS

nible o requerida para forzar un gasto (Q) a través de la tubería de succión hacia el ojo del impulsor, cilindro o carcasa de una bomba, se da en unidades de columna líquida que equivalen a unidades de presión convencionales.

La Carga Neta Positiva de Succión Disponible (CNPSd), depende de la succión, de la carga de fricción y de la presión de vaporización del líquido a manejar, es decir, que depende del sistema dónde se va a conectar la bomba.

La Carga Neta Positiva de Succión Requerida (CNPSr) sólo depende del diseño de la bomba y se obtiene del fabricante para cada bomba en particular.

Para que un arreglo bomba-sistema funcione, siempre se debe cumplir:

$$\text{CNPSd} > \text{CNPSr}$$

Para calcular la Carga Neta Positiva de Succión de nuestro sistema, se utiliza la siguiente ecuación:

$$\text{CNPSd} = P_s + \text{CES} - P_{ps} - P_{ss} - P_v$$

Donde:

$P_s$	Presión absoluta en el tanque	(m)
$\text{CES}$	Carga estática de succión	(m)
$P_{ps}$	Pérdidas primarias en la succión	(m)
$P_{ss}$	Pérdidas secundarias en la succión	(m)
$P_v$	Presión de vapor absoluta	(m)

### 3. 4. 5. 1. - PERDIDAS PRIMARIAS EN TUBERIAS.

Las pérdidas primarias son las pérdidas de superficie en el contacto del fluido con la tubería (capa límite), rozamiento de unas capas de fluido con otras (régimen laminar) o de las partículas del fluido entre sí (régimen turbulento). Tiene lugar en flujo uniforme, por lo tanto, principalmente en los tramos de tubería de sección constante.

Las pérdidas primarias se calculan con la ecuación de Darcy-Weisbach:

$$P_p = f (L/D) (V^2/2g)$$

DONDE::

L	Longitud de la tubería	(m)
D	Diámetro de la tubería	(m)
V	Velocidad del fluido	(m/seg)
g	Aceleración de la gravedad	(m/seg <sup>2</sup> )
f	Factor de fricción	

El factor de fricción lo calculamos del Diagrama de Moody, (figura 3.23) y depende de la rugosidad relativa del tubo ( $\xi/D$ ) y del número de Reynolds (Re)

La rugosidad relativa depende del material y del diámetro del tubo (Ver figura 3.24).

El número de Reynolds lo calculamos con la siguiente ecuación:

$$Re = V D / \nu$$

$$\nu = u / \rho$$

Donde:

V	Velocidad del fluido	(m/seg)
D	Diámetro del tubo	(m)
$\nu$	Viscosidad cinemática	(m <sup>2</sup> /seg)
u	Viscosidad absoluta	(Kg/m seg)
$\rho$	Densidad del líquido	(Kg/m <sup>3</sup> )

#### 3. 4. 5. 2. - PERDIDAS SECUNDARIAS EN TUBERIAS.

Las pérdidas secundarias son las pérdidas de forma, que tienen lugar en las transiciones (estrechamientos o expansiones), codos, válvulas y en toda clase de accesorios de tuberías.

Uno de los métodos más sencillos para estimar las pérdidas -- por fricción en los accesorios, es considerándolos como longitudes -- equivalentes en metros de un tamo de tubería del mismo diámetro que produciría la misma pérdida de carga que el accesorio en cuestión (ver figura 3.25). Posteriormente, estas longitudes equivalentes, se sustituyen en la Ecuación de Darcy-Weisbach.

Para poder determinar las pérdidas secundarias y primarias, es necesario tener un diagrama del sistema de bombeo.

En la figura 3.26, se tiene un isométrico de la línea de succión de las Bombas de Recirculación, y en la figura 3.27, se muestra la lí-

nea de descarga de estas mismas bombas.

Los isométricos de las líneas de succión y descarga de las Bombas de Carga a Barcos se muestra en las figuras 3, 28 y 3, 29, respectivamente.

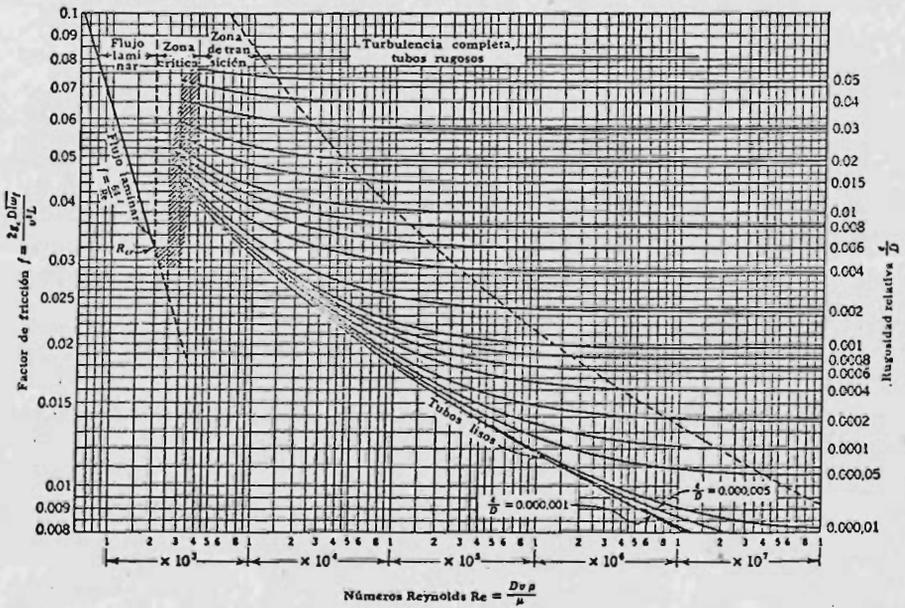


FIGURA 3.23.-GRAFICA DE MOODY PARA FACTORES DE FRICCIÓN



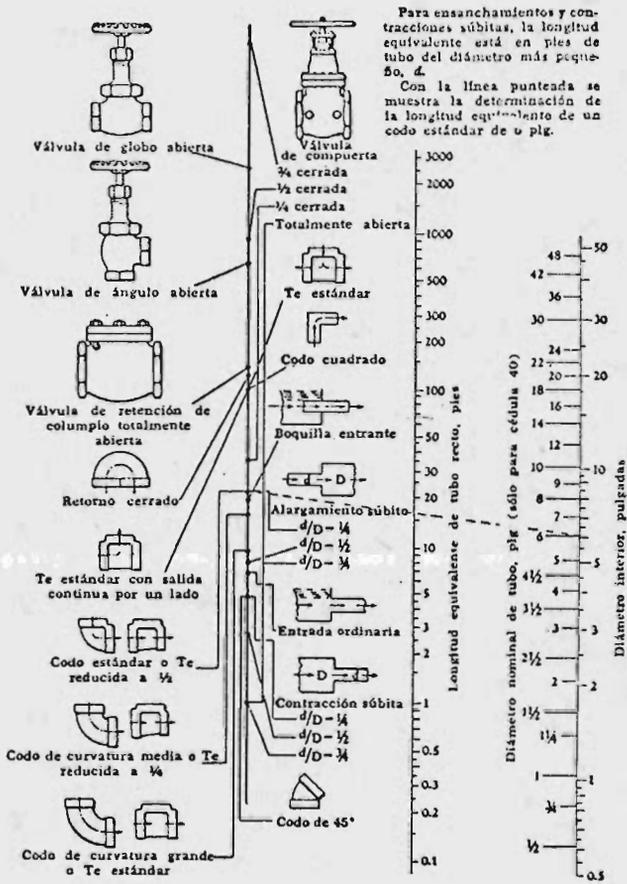
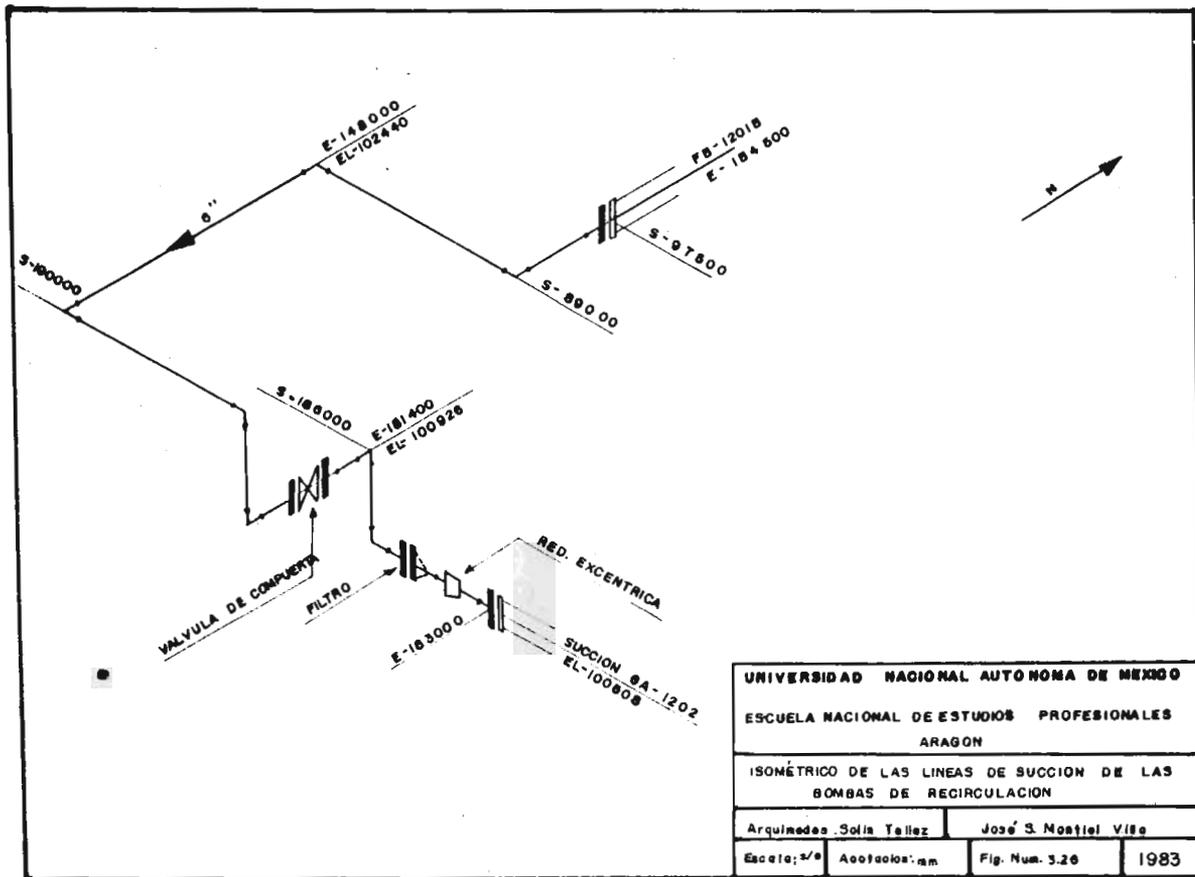
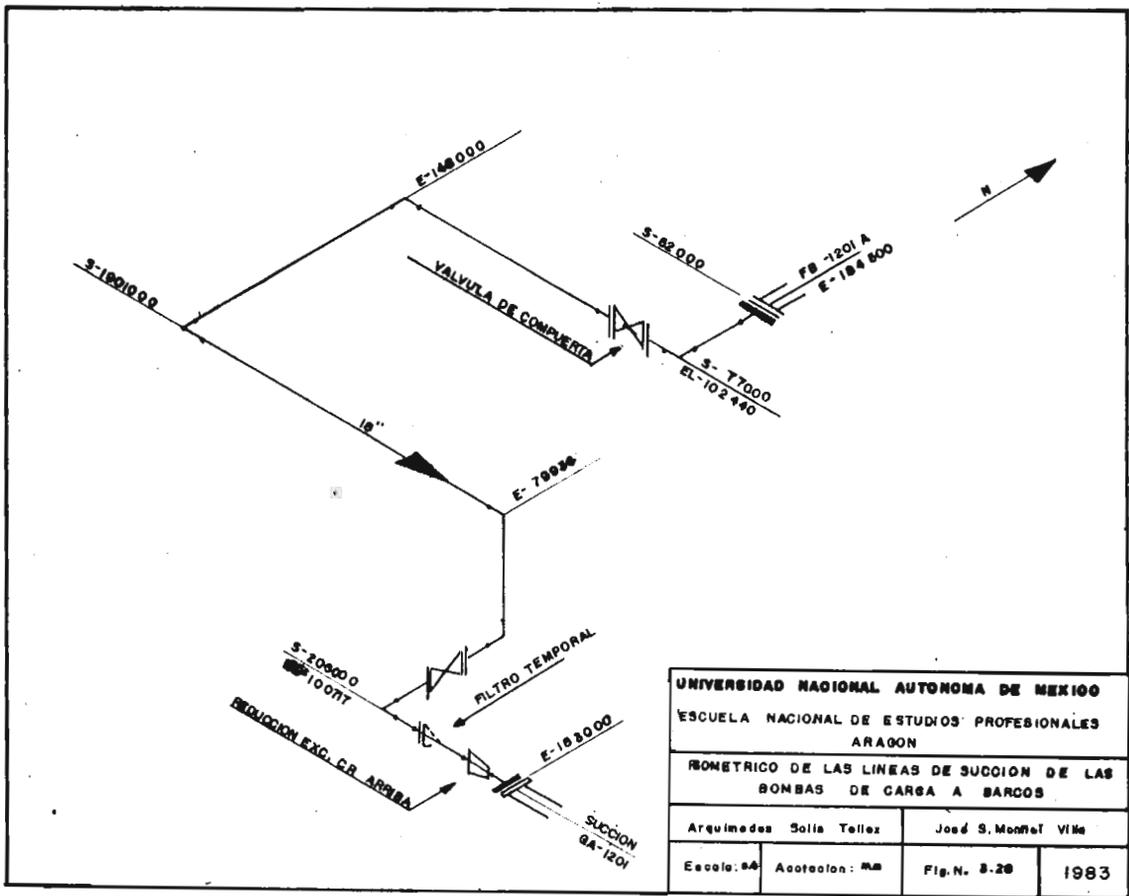


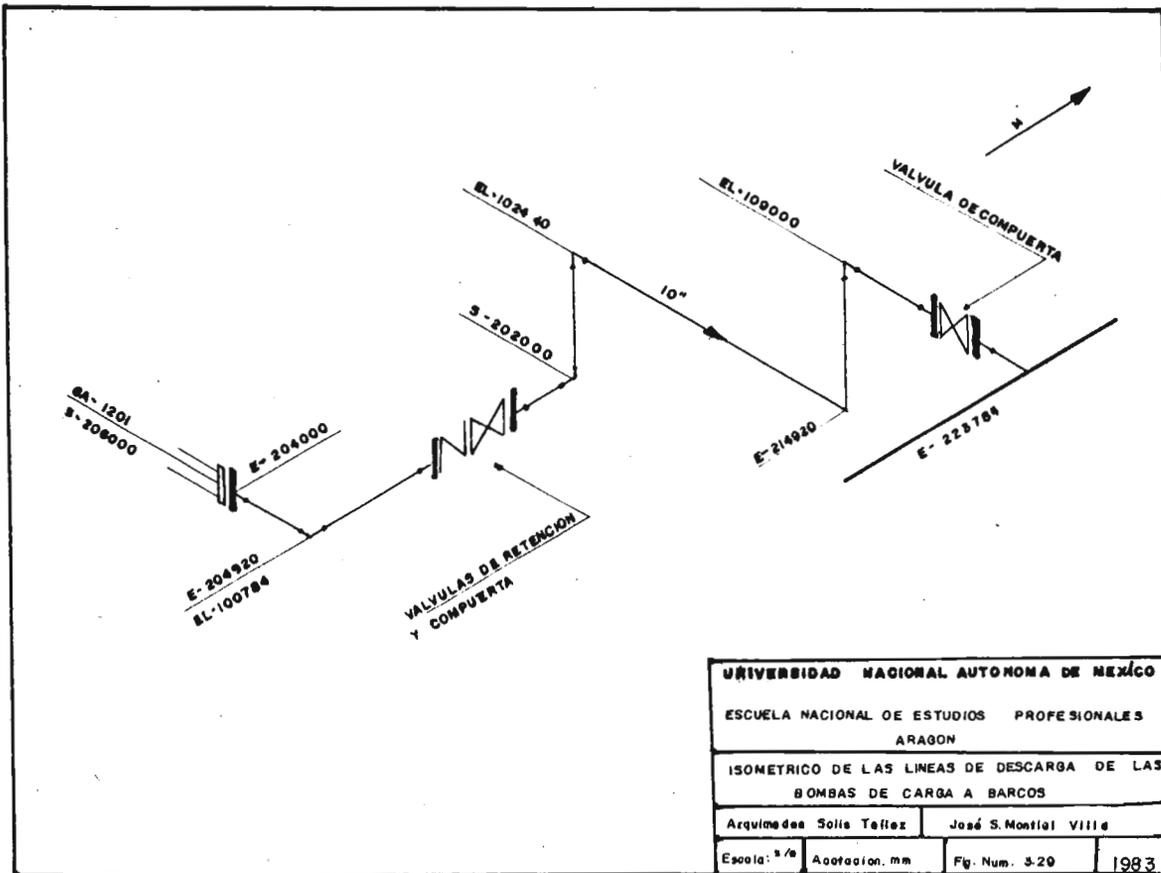
FIG. 325. RESISTENCIA DE VALVULAS Y ACCESORIOS







UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO			
ESCUELA NACIONAL DE ESTUDIOS PROFESIONALES ARAGON			
BAROMETRICO DE LAS LINEAS DE SUCCION DE LAS BOMBAS DE CARGA A BARGOS			
Arquimedes Solis Tellez		Jose S. Monreal Villa	
Escala: 64	Acotacion: MM	Fig. N. 3-28	1983



-129-

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO			
ESCUELA NACIONAL DE ESTUDIOS PROFESIONALES			
ARAGON			
ISOMETRICO DE LAS LINEAS DE DESCARGA DE LAS BOMBAS DE CARGA A BARCOS			
Arquimedes Solis Tellez		José S. Montiel Villa	
Escola: 5/6	Adaptacion: mm	Fig. Num. 3-20	1983

### 3.5. - CALCULO Y SELECCION DE EQUIPO EN LA SECCION DE ALMACENAMIENTO DE PROPANO.

#### 3.5.1. - TANQUE DE ALMACENAMIENTO DE PROPANO.

Se van a almacenar 40 000 toneladas métricas de propano en dos tanques refrigerados a presión atmosférica, a una temperatura de  $-44.0^{\circ}\text{C}$ . la temperatura máxima ambiente es de  $44.0^{\circ}\text{C}$ . , la presión de diseño es de  $0.0703 \text{ Kg/cm}^2$ . Cada tanque almacenará 20000 toneladas métricas de propano líquido.

1. - Tipo de Tanque. - Depende del volumen de almacenamiento, el cual, se determinará de acuerdo con la densidad del propano líquido.

$$V = W / Q_p$$

Donde:

$$W = 20\,000\,000 \text{ Kg}$$

$$Q_p = 580.38 \text{ Kg/m}^3$$

$$V = 20\,000\,000 \text{ Kg} / 580.38 \text{ Kg/m}^3$$

$$V = 34\,460.18 \text{ m}^3$$

De la figura 3.1 vemos que se requiere un cilindro de fondo plano, como la temperatura es menor de  $-32.0^{\circ}\text{C}$ , concluimos que necesitamos un cilindro de pared doble.

2. - Dimensiones del tanque. - Para esta capacidad, la (L/D) recomendada es de 0.25. Al volumen se le sumará el 1% de espacio para vapores.

$$V \text{ Total} = (34\,460.18 \text{ m}^3) (1.01) = 34\,804.78 \text{ m}^3$$

$$L/D = 0.25$$

$$L = 0.25 D$$

El volumen de un cilindro está dado por:

$$V = (\pi D^2 L) / 4$$

$$34\,804.78 = (3.1416) (D^2) (0.25D) / 4$$

$$34\,804.78 = 0.19635 D^3$$

$$D^3 = 177\,258.87$$

$$D = \sqrt[3]{177\,258.87}$$

$$D = 56.17 \text{ m (184.28 ft)}$$

Redondeamos este valor a 186.0 ft.

$$D = 56.69 \text{ m (186.0 ft)}$$

$$L = 14.33 \text{ m (47.0 ft)}$$

3. - Espesor mínimo de placa. - Este espesor depende del diámetro del tanque. De la tabla 3.4, obtenemos el espesor mínimo de placa, que es de 12.7 mm (1/2 in)

4. - Material usado en la fabricación del tanque. - De la tabla 3.1, seleccionamos acero al carbón.

5. - Espacio libre para vapores. - El espacio para vapores es de 1% del cilindro más el volumen del domo.

$$E. L. V. = V \text{ total} \times 0.01 + V \text{ domo}$$

Como es un cilindro de grandes dimensiones, el domo va a ser elíptico.

$$V \text{ Domo elíptico} = (\pi R^3)/6$$

DONDE:

$$R = \text{Radio del cilindro} = 28.345 \text{ m}$$

$$V \text{ Domo elíptico} = ((3.1416)(28.345)^3)/6$$

$$V \text{ Domo elíptico} = 11\,924.21 \text{ m}^3$$

$$E. L. V. = (34\,804.78)(0.01) + 11\,924.21$$

$$E. L. V. = 12\,272.26 \text{ m}^3$$

6. - Formación de vapores en el tanque. - De acuerdo a la can tidad de formación de vapores recomendada para nuestra temperatura de almacenamiento, la cual es de 0.15% en un día.

$$\%v = (w/W) \quad 100$$

DONDE:

$$\%v = 0.15$$

$$w = (\%v W) / 100$$

$$w = ((0.15)(20\,000\,000 \text{ Kg})) / 100$$

$$w = 30\,000 \text{ Kg/día}$$

$$w = 1\,250 \text{ Kg/hr.}$$

7. - Calor absorbido por el tanque.

$$Q = w \lambda$$

DONDE:

$$w = 1\,250.0 \text{ Kg/hr.}$$

$$\lambda = 425.39 \text{ Kj/Kg}$$

$$Q = (1\,250.0 \text{ Kg/hr})(425.39 \text{ Kj/Kg})$$

$$Q = 531\,737.50 \text{ Kj/hr}$$

$$Q = 147.70 \text{ Kw}$$

8. - Area total de transferencia de calor. - Como es un cilindro de fondo plano, hay que considerar el área de los lados, la del fondo y la del techo.

$$A \text{ Domo} = 1,28 \pi R^2 = (1,28)(3,1416)(28,345)^2 = 3\,230,83 \text{ m}^2$$

$$A \text{ Lados} = \pi DL = (3,14,16)(56,69)(14,33) = 2\,552,13 \text{ m}^2$$

$$A \text{ Base} = (\pi/4)(D^2) = (3,1416/4)(56,69)^2 = 2\,524,10 \text{ m}^2$$

$$A \text{ total} = 8\,307,06 \text{ m}^2$$

9. - Diferencia de temperaturas. - Es la diferencia entre la temperatura ambiente y la temperatura de almacenamiento.

$$\Delta T = T_e - T_o$$

DONDE:

$$T_e = 44,0^\circ\text{C}$$

$$T_o = -44,0^\circ\text{C}$$

$$\Delta T = 44,0^\circ\text{C} - (-44,0^\circ\text{C})$$

$$\Delta T = 88,0^\circ\text{C}$$

10. - Espesor del aislante.

$$X = (K \Delta T A \text{ total}) / Q$$

DONDE:

$$Q = 147,70 \text{ Kw}$$

$$\Delta T = 88,0^\circ\text{C}$$

$$A \text{ Total} = 8\,307,06 \text{ m}^2$$

Como un cilindro de fondo plano de pared doble, el espacio anular lo rellenos de perlita con un valor de (K) tomado a una temperatura media entre las temperaturas extremas, o sea a:  $0,0^\circ\text{C}$ ,

$$K = 0.00458 \quad (\text{Kw} - \text{cm}/\text{m}^2 \text{ } ^\circ\text{C})$$

$$X = \frac{(0.00458 \text{ Kw} - \text{cm}/\text{m}^2 \text{ } ^\circ\text{C.}) (88.0^\circ\text{C}) (8307.06 \text{ m}^2)}{147.70 \text{ Kw}}$$

$$X = 22.67 \text{ cm.}$$

Para que la formación de vapores en el tanque no se sobrepase de la recomendada, aumentaremos el espesor del aislante a - - - 30.48 cm(1.0 ft).

11. - Formación de vapores durante el llenado. - Los vapores producidos por el flujo de líquido proveniente del tanque de flasheo de propano, lo calculamos de la siguiente manera:

$$W_f = (Q_v / Q_l) \text{ ml}$$

DONDE:

$$Q_v = 2.40 \text{ Kg}/\text{m}^3$$

$$\text{ml} = 297\,912.23 \text{ Kg}/\text{hr.}$$

$$w_f = (2.40 \text{ Kg}/\text{m}^3 / 580.38 \text{ Kg}/\text{m}^3) (297\,912.23 \text{ Kg}/\text{hr})$$

$$w_f = 1\,231.93 \text{ Kg}/\text{hr.}$$

12. - La formación de vapores por el retorno de la línea del serpentín del recipiente FA-1103, la consideramos de 50.0 Kg/hr.

13. - La formación de vapores producidos por las bombas de recirculación la suponemos de 500.0 Kg/hr.

14. - Formación de vapores en los buques tanques. - La calculamos cuando se esté bombeando el máximo flujo de líquido a buques tanques.

$$w_{fb} = (2.40 \text{ Kg}/\text{m}^3 / 580.38 \text{ Kg}/\text{m}^3) (2\,000\,000 \text{ Kg}/\text{hr})$$

$$w_{fb} = 8\,270.45 \text{ Kg}/\text{hr.}$$

### 3.5.2. - TANQUE DE FLASHEO DE PROPANO.

El tanque de flasheo de propano FA-1101, es un recipiente separador de vapor líquido del tipo vertical.

La capacidad que se recibe de los límites de batería es de 288 195.0 Kg/hr (75 000 BPD) de propano líquido. Como este recipiente recibe también líquido del tanque acumulador de propano, - consideraremos el flujo de este último como 5% del flujo de recibo cuando la planta está operando a su máxima capacidad, o sea, cuando se está bombeando a buques tanques 2 000 TPH de propano líquido.

Para diseñar este recipiente, se requieren los siguientes datos: La temperatura de operación es de  $-6,6^{\circ}\text{C}$ , la presión de operación  $3.5 \text{ Kg/cm}^2$  man, la densidad del propano líquido  $580.38 \text{ Kg/m}^3$  y la densidad del propano gas  $9.0 \text{ Kg/m}^3$ .

1 . - Flujo másico total.

$$\dot{m} = (288\,195.0 \text{ Kg/hr})(1.05)$$

$$\dot{m} = 302604.75 \text{ Kg/hr}$$

2 . - Tiempo de residencia

$$T_s = 20 \text{ min.}$$

3 . - Presión de diseño

$$P_d = 6.0 \text{ Kg/cm}^2$$

4 . - Temperatura de diseño

$$T_d = 15^{\circ}\text{C.}$$

5 . - Material de Construcción. - Como la temperatura de -  
diseño está dentro del rango de  $-29^{\circ}\text{C}.$  a  $340^{\circ}\text{C}.$ , utilizamos acero  
al carbón, SA-285-B, con un esfuerzo permisible de  $878.75 \text{ Kg/cm}^2$   
(12 500 PSI).

6 . - Eficiencia de soldadura. - La consideraremos de 80%

7 . - Corrosión permisible. - Se maneja un fluido que no es  
corrosible, pero para efectos de dimensionamiento la considerare-  
mos de 3.175 mm (1/8 in)

8 . - Formación de vapores en el recipiente.

$$wf = (\rho_v / \rho_L) \dot{m}$$

DONDE:

$$\rho_v = 9.0 \text{ Kg/m}^3$$

$$\rho_L = 580.38 \text{ Kg/m}^3$$

$$\dot{m} = 302604.75 \text{ Kg/hr.}$$

$$wf = (9.0/580.38)(302604.75 \text{ Kg/hr.})$$

$$wf = 4692.52 \text{ Kg/hr}$$

9. - Flujo volumétrico de vapores

$$\dot{V}_v = wf / \rho_v$$

$$\dot{V}_v = (4692.52 \text{ Kg/hr}) / (9.0 \text{ Kg/m}^3)$$

$$\dot{V}_v = 521.39 \text{ m}^3/\text{hr.}$$

$$\dot{V}_v = 0.1448 \text{ m}^3/\text{seg.}$$

10. - Flujo másico de líquido.

$$\dot{m}_L = \dot{m} - w_f$$

$$\dot{m}_L = 302\,604.75 \text{ Kg/hr} - 4\,692.52 \text{ Kg/hr.}$$

$$\dot{m}_L = 297\,912.23 \text{ Kg/hr.}$$

11. - Volumen de líquido.

$$V_L = \dot{m}_L \cdot T_s / \rho_l$$

DONDE:

$$T_s = 20 \text{ min} = 0.3333 \text{ hr.}$$

$$V_L = (297\,912.23 \text{ Kg/hr})(0.3333 \text{ hr}) / 580.38 \text{ Kg/m}^3$$

$$V_L = 171.10 \text{ m}^3$$

12. - Volumen total del recipiente. - El nivel máximo de líquido está aproximadamente a 60% de la longitud del tanque.

$$V_T = (171.10 \text{ m}^3) / 0.6$$

$$V_T = 285.17 \text{ m}^3$$

$$V_T = 10077.80 \text{ ft}^3$$

13. - Diámetro óptimo.

$$F = \frac{P}{CSE}$$

DONDE:

$$P = 6.0 \text{ Kg/cm}^2$$

$$S = 878.75 \text{ Kg/cm}^2$$

$$C = 0.3175 \text{ cm}$$

$$E = 0.8$$

$$F = \frac{6.0 \text{ Kg/cm}^2}{(0.3175 \text{ cm})(878.75 \text{ Kg/cm}^2)(0.8)}$$

$$F = 0.0269 \text{ cm}^{-1}$$

$$F = 0.0106 \text{ in}^{-1}$$

Entramos a la gráfica de Abakians con

$VT = 10077.80 \text{ ft}^3$  y  $F = 0.0106 \text{ in}^{-1}$  y obtenemos el diámetro interior del recipiente.

$$D = 16 \text{ ft}$$

$$D = 4.8769 \text{ m}$$

14. - Tipo de cabeza. - Como la presión diseño es de - -  $7.033 \text{ Kg/cm}^2$  abs, seleccionamos una cabeza elíptica.

15. - Longitud el cilindro. - Para poder determinar la longitud del cilindro, necesitamos conocer el volumen de las dos cabezas del recipiente.

$$V_c = 2(\pi R^3/4)$$

DONDE:

$$R = \text{radio del cilindro} = 2.4385 \text{ m.}$$

$$V_c = (3.1416)(2.4385)^3/2$$

$$V_c = 22.7752 \text{ m}^3$$

El volumen del cilindro es:

$$V_d = VT - V_c$$

$$V_d = 285.17 \text{ m}^3 - 22.7752 \text{ m}^3$$

$$V_d = 262.3948 \text{ m}^3$$

El área transversal del cilindro

$$A_t = \pi D^2/4$$

$$At = 18.68 \text{ m}^2$$

$$Vd = At \cdot Ld$$

$$Ld = Vd/At$$

$$Ld = 262.3948 \text{ in}^3 / 18.68 \text{ m}^2$$

$$Ld = 14.0468 \text{ m.}$$

O sea, 46.0847 ft, redondeamos a 46 ft para poder combinar placas comerciales, por lo tanto, la longitud final es de:

$$Ld = 14.021 \text{ m.}$$

Comprobamos si estamos dentro del rango para recipientes de proceso.

$$(14.021\text{m}) / (4.8769 \text{ m}) = 2.9$$

Como los valores están dentro del rango, determinamos los resultados finales.

$$\text{Diámetro} = 4.8769 \text{ m (16 ft)}$$

$$\text{Longitud} = 14.021 \text{ m (46 ft)}$$

16. - Espesor de placa del cascarón del cilindro.

$$td = \frac{P R}{SE - 0.6 P} + C$$

DONDE:

$$R = 244.0 \text{ cm}$$

$$td = \frac{(6.0 \text{ Kg/cm}^2)(244.0 \text{ cm})}{(878.15 \text{ Kg/cm}^2)(0.8) - 0.6(6.0 \text{ Kg/cm}^2)} + 0.3175 \text{ cm}$$

$$td = 2.41 \text{ cm}$$

Usar espesor comercial de 2.54 cm (1 in)

17. - Espesor de las cabezas del recipiente.

$$t_c = \frac{P D}{2SE - 0.2P} + C$$

DONDE:

$$D = 488 \text{ cm}$$

$$E = 1.0$$

$$T_c = \frac{(6.0 \text{ Kg/cm}^2)(488 \text{ cm})}{2(878.75 \text{ Kg/cm}^2)(1.0) - 1.2(6.0 \text{ Kg/cm}^2)} + 0.3175 \text{ cm}$$

$$t_c = 1.98 \text{ cm}$$

Usar espesor comercial de 2.54 cm (1 in)

### 3.5.3. - TANQUE DE SUCCION DE COMPRESORES.

El tanque de succión de compresores FA-1103, es un separador vertical de vapor líquido.

Para diseñar este recipiente, es necesario conocer la formación total de vapores que ocurre en nuestro sistema.

El cálculo de la formación de vapores en los tanques de almacenamiento de propano, lo conocemos, precisamente de la sección correspondiente a estos recipientes. Los resultados son los siguientes:

a). - Por absorción de calor del recipiente

$$1250.0 \text{ Kg/hr}$$

b). - Durante el llenado

1 231.93 Kg/hr

c) Por las bombas de recirculación

500 Kg/hr

d) Por retorno del recipiente FA - 1103

66 Kg/hr.

Para obtener el total de la formación de vapores, los sumamos y el resultado lo multiplicamos por 2, por ser el mismo número de tanques de almacenamiento de propano. A este resultado le sumamos la cantidad de vapores que retorna de los buques tanques al tanque de almacenamiento. De las operaciones simultáneas sabemos que se tienen dos que son:

1 . - Llenado de un tanque y envío del otro tanque de 1 000 TPH de propano a buques tanques.

2 . - Llenado de un tanque y envío del otro tanque de 2 000 TPH de propano a buques tanques.

Para diseño tomaremos el flujo máximo que es el de 2 000 TPH de propano. Conocemos que la cantidad de vapores que retorna de los buques tanques al tanque de almacenamiento es de - - - -  
8 270.45 Kg/hr.

$$F. T. V. = 2(1250.0 \text{ Kg/hr} + 1231.93 \text{ Kg/hr} + 66 \text{ Kg/hr} + 500 \text{ Kg/hr}) + 8 270.45 \text{ Kg/hr.}$$

$$F. T. V. = 14 366.31 \text{ Kg/hr.}$$

La capacidad del recipiente va a ser de 14 366.31 Kg/hr, la temperatura de operación -44°C. la presión de operación de 0.0 Kg/cm<sup>2</sup> man.

1.-Tiempo de residencia  $T_s = 20 \text{ min}$

2.-Presión de diseño  $P_d = 3.0 \text{ Kg/cm}^2$

3.-Temperatura de diseño  $T_d = -44^\circ\text{C}$

4.-Material de construcción. - Como la temperatura de diseño es menor de -29°C., utilizaremos acero con 2 1/2% de níquel SA -203-A, con un esfuerzo permisible de 1146.0 Kg/cm<sup>2</sup> (16 300 PSI)

5.-Eficiencia de soldadura. - La suponemos de 80%

6.- Corrosión permisible. - Con fines de dimensionamiento, la consideramos de 3.175 mm (1/8 in).

7.-Flujo másico de líquido .- Consideraremos que el arrastre de líquido es de 20% del flujo total.

$$\dot{m}_L = (14366.31 \text{ Kg/hr})(0.20)$$

$$\dot{m}_L = 2873.26 \text{ Kg/hr}$$

8.-Volumen de líquido

$$V_L = \dot{m}_L \cdot T_s / \rho_1$$

DONDE:

$$T_s = 20 \text{ min} = 0.333 \text{ hr.}$$

$$\rho_1 = 580.38 \text{ Kg/m}^3$$

$$V_L = (2873.26 \text{ Kg/hr})(0.333 \text{ Hr}) / 580.38 \text{ Kg/m}^3$$

$$VL = 1.65 \text{ m}^3$$

9.-Volumen total de recipiente. - El nivel máximo de líquido está aproximadamente a 10% del volumen total del re recipiente.

$$VT = (1.65 \text{ m}^3) / 0.10$$

$$VT = 16.50 \text{ m}^3$$

$$VT = 583.19 \text{ ft}^3$$

10.-Diámetro óptimo

$$F = \frac{P}{C S E}$$

DONDE:

$$P = 3.0 \text{ Kg/cm}^2$$

$$C = 0.3175 \text{ cm}$$

$$S = 1146.0 \text{ Kg/cm}^2$$

$$E = 0.8$$

$$F = \frac{3.0 \text{ Kg/cm}^2}{(0.3175 \text{ cm})(1146.0 \text{ Kg/cm}^2)(0.8)}$$

$$F = 0.0103 \text{ cm}^{-1}$$

$$F = 0.004 \text{ in}^{-1}$$

Entramos a la gráfica de Abakians con  $VT=583.19 \text{ ft}^3$  y

$F = 0.004 \text{ in}^{-1}$  y obtenemos el diámetro interior del recipiente.

$$D = 7 \text{ ft}$$

$$D = 2.134 \text{ m.}$$

11. - Tipo de Cabeza. - Como trabaja a presión el recipien

te, seleccionamos una cabeza elíptica.

12. - Longitud del cilindro. - Para determinarlo, necesitamos conocer el volumen de las dos cabezas del recipiente.

$$V_c = 2(\pi R^3/4)$$

DONDE:

$$R = \text{radio del cilindro} = 1.067 \text{ m}$$

$$V_c = (3.1416)(1.067 \text{ m}^3)/2$$

$$V_c = 1.908 \text{ m}^3$$

El volumen del cilindro es:

$$V_d = V_T - V_c$$

$$V_d = 16.50 \text{ m}^3 - 1.908 \text{ m}^3$$

$$V_d = 14.60 \text{ m}^3$$

El área transversal del cilindro está dada por:

$$A_t = \pi D^2/4$$

$$A_t = (3.1416)(2.134)^2/4$$

$$A_t = 3.577 \text{ m}^2$$

$$V_d = A_t \cdot L_d$$

$$L_d = V_d/A_t$$

$$L_d = 14.60 \text{ m}^3/3.577 \text{ m}^2$$

$$L_d = 4.08 \text{ m.}$$

O sea, 13.39 ft, redondeamos a 14 ft para poder combinar placas comerciales, por lo tanto, la longitud final es de:

$$L_d = 4.267 \text{ m}$$

Comprobamos si estamos dentro del rango para recipientes de proceso.

$$4.267 \text{ m} / 2.134 \text{ m} = 2$$

Como los valores están dentro del rango, determinamos los resultados finales.

$$\text{Diámetro} = 2.134 \text{ m (7ft)}$$

$$\text{Longitud} = 4.267 \text{ m (14 ft)}$$

13. - Espesor de placa del cascarón del cilindro

$$td = \frac{PR}{SE - 0.6 P} + C$$

DONDE:

$$R = 106.7 \text{ m}$$

$$td = \frac{(3.0 \text{ Kg/cm}^2)(106.7 \text{ cm})}{(1146.0 \text{ Kg/cm}^2)(0.8) - 0.6(3.0 \text{ Kg/cm}^2)} + 0.3175 \text{ cm}$$

$$td = 0.6673 \text{ cm}$$

Usar espesor comercial de 0.6746 cm (17/64 in)

14. - Espesor de las Cabezas del Recipiente

$$tc = \frac{PD}{2SE - 0.2P} + C$$

DONDE:

$$D = 213.4 \text{ cm}$$

$$E = 1.0$$

$$tc = \frac{(3.0 \text{ Kg/cm}^2)(213.4 \text{ cm})}{2(1146.0 \text{ Kg/cm}^2)(1) - 0.2(3.0 \text{ Kg/cm}^2)} + 0.3175 \text{ cm}$$

$$t_c = 0.5969 \text{ cm}$$

Usar espesor comercial de 0.6746 cm (17/64 in)

### 3.5.4. - COMPRESOR DE LLENADO DE PROPANO.

El compresor de llenado de propano GB-1101, va a ser del tipo reciprocante, debido a la alta presión que se tendrá en la descarga. Este compresor va a constar de dos etapas de compresión. La primera va a manejar la mitad de la cantidad total de la formación de vapores, y la segunda va a comprimir el flujo de gases, que fluyen del tanque de flasheo de propano FA-1101, junto con el flujo que sale de la primera etapa de compresión.

Cálculo de la Primera Etapa. - La presión de succión - - - 0.0 Kg/cm<sup>2</sup> man. La presión de descarga 3.5 Kg/cm<sup>2</sup> man., la temperatura de succión -33°C.

1. - Flujo volumétrico en la succión.

$$V_1 = \dot{m}v / \rho v$$

DONDE:

$$\dot{m}v = 7183.155 \text{ Kg/hr.}$$

$$\rho v = 2.40 \text{ m}^3/\text{kg}$$

$$V_1 = 7183.155 \text{ Kg/hr.} / 2.40 \text{ Kg/m}^3$$

$$V_1 = 2992.98 \text{ m}^3/\text{hr.}$$

$$V_1 = 0.8314 \text{ m}^3/\text{seg.}$$

2. - Factor de compresibilidad en la succión.

$$PrI = P1/Pc ; TrI = T1/Tc$$

DONDE:

$$P1 = 1.033 \text{ Kg/cm}^2 \text{ abs.}$$

$$Pc = 42.36 \text{ Kg/cm}^2 \text{ abs.}$$

$$T1 = 240^\circ\text{K.}$$

$$Tc = 370^\circ\text{K.}$$

$$PrI = 1.033/42.36 = 0.024$$

$$TrI = 240/370 = 0.649$$

Con estos valores, entramos a la gráfica y obtenemos:

$$Z1 = 0.95$$

3. - Relación de compresión. - Es la relación de la presión absoluta en la descarga y la presión absoluta en la succión.

$$r = P2/P1$$

DONDE:

$$P1 = 1.033 \text{ Kg/cm}^2 \text{ abs.}$$

$$P2 = 4.533 \text{ Kg/cm}^2 \text{ abs.}$$

$$r = 4.533/1.033 = 4.39$$

4. - Temperatura del gas en la descarga.

$$T2 = T1(r)^{\frac{k-1}{k}}$$

DONDE:

$$T1 = 240^{\circ}\text{K}$$

$$r = 4.39$$

$$k = 1.15$$

$$T2 = 240^{\circ}\text{K} (4.39)^{0.1304}$$

$$T2 = 291^{\circ}\text{K}$$

5. - Factor de compresibilidad en la descarga. - De la figura 3.10 con  $Pr_2$  y  $Tr_2$ .

$$Pr_2 = P2/Pc ; Tr_2 = T2/Tc$$

DONDE:

$$P2 = 4.533 \text{ Kg/cm}^2 \text{ abs.}$$

$$T2 = 291^{\circ}\text{K.}$$

$$Pr_2 = 4.533/42.36 = 0.107$$

$$Tr_2 = 291/370 = 0.79$$

Con estos valores entramos a la gráfica y obtenemos:

$$Z_2 = 0.91$$

6. - Potencia del compresor:

$$Par = \left[ \frac{Z1 + Z2}{2} \right] \left[ \frac{K}{K-1} \right] \left[ P1V1 \right] \left[ (r)^{\frac{k-1}{k}} - 1 \right]$$

DONDE:

$$P1 = 103\,300 \text{ (Nw/m}^2\text{)}$$

$$V1 = 0.8314 \text{ (m}^3\text{/seg).}$$

$$\text{Par} = \left[ \frac{0.95+0.91}{2} \right] \left[ \frac{1.15}{1.15-1} \right] (103\ 300 \text{ Nw/m}^2) 0.8314 \text{ m}^3 \text{ seg} \left[ \frac{1.15-1}{(4.39)^{1.15}-1} \right]$$

$$\text{Par} = (0.93)(7.67)(85883.62 \text{ Joul/seg.})(0.2128)$$

$$\text{Par} = 130\ 364.78 \text{ watts.}$$

$$\text{Par} = 174.82 \text{ H. P.}$$

6. - Flujo del gas en la descarga.

$$V_2 = V_1 (P_1/P_2)(T_2/T_1)(Z_2/Z_1)$$

$$V_2 = 0.8314 \text{ m}^3/\text{seg} (1.033/4.533)(291/240)(0.89/0.85)$$

$$V_2 = 0.8314 \text{ m}^3/\text{seg}. (0.2279)(1.213)(1.047)$$

$$V_2 = 0.2406 \text{ m}^3/\text{seg.}$$

7. - Volumen del espacio perjudicial.

$$V_3 = (0.08)(V_1)$$

$$V_3 = (0.08)(0.8314 \text{ m}^3/\text{seg}).$$

$$V_3 = 0.0665 \text{ m}^3/\text{seg.}$$

8. - Volumen reexpandido del espacio perjudicial.

$$V_4 = V_3(P_2/P_1)(T_1/T_2)(Z_1/Z_2)$$

$$V_4 = (0.0665 \text{ m}^3/\text{seg})(4.39)(0.8244)(0.955)$$

$$V_4 = 0.2298 \text{ m}^3/\text{seg.}$$

9. - Desplazamiento del pistón en el cilindro.

$$D = V_4 + V_1$$

$$D = 0.2298 \text{ m}^3/\text{seg.} + 0.8314 \text{ m}^3/\text{seg.}$$

$$D = 1.0612 \text{ m}^3/\text{seg.}$$

$$D = 2250.17 \text{ ft}^3/\text{min.}$$

10. - Espacio perjudicial.

$$C = V_3/(V_4+V_1)$$

$$C = (0.0665 \text{ m}^3/\text{seg.})/(1.0612 \text{ m}^3/\text{seg.})$$

$$C = 6\%$$

11. - Eficiencia del compresor.

$$\eta_c = (Z_1+Z_2)/2$$

$$\eta_c = (0.95+0.91)/2$$

$$\eta_c = 0.93$$

$$\eta_c = 93\%$$

12. - Eficiencia volumétrica en el cilindro.

$$\eta_v = 1 - C \left[ (Z_1/Z_2)(P_2/P_1)(T_1/T_2) - 1 \right]$$

$$\eta_v = 1 - 0.06 \left[ (0.955)(4.39)(0.8244) - 1 \right]$$

$$\eta_v = 1 - 0.06(2.456)$$

$$\eta_v = 0.85$$

$$\eta_v = 85\%$$

Cálculo de la segunda etapa. - El flujo de gases del compresor de la primera etapa es de:  $0.2406 \text{ m}^3/\text{seg.}$ , el que fluye del tanque -

de flasheo de propano es de:  $0.1448 \text{ m}^3/\text{seg}$ . El flujo total va a ser igual a:  $0.3854 \text{ m}^3/\text{seg}$ .

La capacidad del compresor	$0.3854 \text{ m}^3/\text{seg}$ .
La presión de succión	$3.5 \text{ Kg}/\text{cm}^2 \text{ man.}$
La presión de descarga	$20.8 \text{ Kg}/\text{cm}^2 \text{ man.}$
Temperatura de descarga	$88^\circ\text{C}$
Temperatura de succión	$18^\circ\text{C}$

1. - Factor de compresibilidad en la succión.

$$Pr1 = P1/Pc$$

$$Tr1 = T1/Tc.$$

DONDE:

$$P1 = 4.533 \text{ Kg}/\text{cm}^2 \text{ abs.}$$

$$Pc = 42.36 \text{ Kg}/\text{cm}^2 \text{ abs.}$$

$$T1 = 291^\circ \text{ K.}$$

$$Tc = 370^\circ \text{ K.}$$

$$Pr1 = 4.533/42.36 = 0.107$$

$$Tr1 = 291/310 = 0.79$$

Con estos valores, obtenemos:  $Z1 = 0.91$

2. - Factor de compresibilidad en la descarga

$$Pr2 = P2/Pc ; Tr2 = T2/Tc.$$

DONDE:

$$P_2 = 21.833 \text{ Kg/cm}^2 \text{ abs.}$$

$$T_2 = 357^\circ\text{K.}$$

$$Pr_2 = 21.833/42.36 = 0.52$$

$$Tr_2 = 357/370 = 0.96$$

Con estos valores obtenemos:  $Z_2 = 0.77$

3. - Relación de compresión.

$$r = P_2/P_1$$

$$r = 21.833 \text{ Kg/cm}^2 \text{ abs.} / 4.533 \text{ Kg/cm}^2 \text{ abs.}$$

$$r = 4.82$$

4. - Potencia del compresor.

$$Par = \left[ \frac{Z_1 + Z_2}{2} \right] \left[ \frac{K}{K-1} \right] \left[ P_1 V_1 \right] \left[ (r)^{\frac{k-1}{k}} - 1 \right]$$

DONDE:

$$P_1 = 453\,300 \text{ Nw/m}^2$$

$$V_1 = 0.3854 \text{ m}^3/\text{seg.}$$

$$Par = \left[ \frac{0.91 + 0.77}{2} \right] \left[ \frac{1.15}{1.15-1} \right] (453\,300 \text{ Nw/m}^2)(0.3854 \text{ m}^3/\text{seg.}) \left[ (4.82)^{\frac{1.15-1}{1.15}} - 1 \right]$$

$$Par = (0.84)(7.67)(174\,701.82 \text{ Joul/seg.})(0.2276)$$

$$Par = 256\,179.47 \text{ watts.}$$

$$Par = 343.54 \text{ H. P.}$$

5. - Flujo del gas en la descarga.

$$V_2 = V_1(P_2/P_1)(T_2/T_1)(Z_2/Z_1)$$

$$V_2 = (0.3854 \text{ m}^3/\text{seg.})(0.2075)(1.223)(0.846)$$

$$V_2 = 0.0827 \text{ m}^3/\text{seg.}$$

6. - Volumen del espacio perjudicial.

$$V_3 = (0.08)(V_1)$$

$$V_3 = 0.08(0.3854 \text{ m}^3/\text{seg.})$$

$$V_3 = 0.0308 \text{ m}^3/\text{seg.}$$

7. - Volumen reexpandido del espacio perjudicial.

$$V_4 = V_3(P_2/P_1)(T_1/T_2)(Z_1/Z_2)$$

$$V_4 = (0.0308 \text{ m}^3/\text{seg.})(4.82)(0.8177)(1.182)$$

$$V_4 = 0.1435 \text{ m}^3/\text{seg.}$$

8. - Desplazamiento del pistón en el cilindro.

$$D = V_4 + V_1$$

$$D = 0.1435 \text{ m}^3/\text{seg.} + 0.3854 \text{ m}^3/\text{seg.}$$

$$D = 0.5289 \text{ m}^3/\text{seg.}$$

9. - Espacio perjudicial.

$$C = V_3/(V_4 + V_1)$$

$$C = 0.0308 \text{ m}^3/\text{seg.} / 0.5289 \text{ m}^3/\text{seg.}$$

$$C = 0.058$$

$$C = 6 \%$$

10. - Eficiencia del compresor.

$$\eta_c = (Z1 + Z2)/2$$

$$\eta_c = (0.92 + 0.77)/2$$

$$\eta_c = 0.84$$

$$\eta_c = 84 \%$$

11. - Eficiencia volumétrica en el cilindro.

$$\eta_v = 1 - C \left[ (Z1/Z2)(P2/P1)(T1/T2) - 1 \right]$$

$$\eta_v = 1 - 0.06 \left[ (1.18)(4.82)(0.8177) - 1 \right]$$

$$\eta_v = 1 - 0.60 (3.65)$$

$$\eta_v = 0.78$$

$$\eta_v = 78 \%$$

### 3.5.5. - CONDENSADOR DE LLENADO DE PROPANO.

El condensador de llenado de propano EA - 1101, condensará el flujo de gases que salen del compresor de llenado de propano, - - - - 297.72 m<sup>3</sup>/hr. Para obtener el flujo masico, multiplicamos esta cantidad por la densidad del gas propano a las condiciones de salida del compresor (21.833 Kg/cm<sup>2</sup> abs. y 84°C), la cual es de 39.888 Kg/m<sup>3</sup>.

$$\dot{m}_v = (294.18 \text{ m}^3/\text{hr.})(39.888 \text{ Kg/m}^3)$$

$$\dot{m}_v = 11\,875.46 \text{ Kg/hr.}$$

Se utilizarán dos condensadores de tubos y envolvente, cada uno manejará la mitad del flujo total, o sea, 5 937.73 Kg/hr.

La capacidad del condensador es de 5 937.73 Kg/hr., utilizando

agua como medio de enfriamiento. La temperatura de entrada del vapor 84°C., la temperatura del líquido a la salida 41°C., como hay cambio de fase, el calor latente es de 425.39 Kj/Kg. Las características del agua:

Temperatura de entrada	32°C.
Temperatura de salida	41°C.
Calor específico	4.1869 Kj/Kg °C.

La viscosidad a una temperatura promedio de 36.5°C. es 0.000 75Kg/m-seg.

1. - El agua circulará por los tubos debido a que tiene un alto grado de incrustación, siendo más fácil y económico limpiar los tubos, ya que de otra manera, habría que limpiar no sólo la envolvente, sino que también, el exterior de los tubos.

2. - Carga térmica.

$$Q = \lambda \dot{m}_v + W_1 C_p \text{ liq. } (T_1 - T_2)$$

DONDE:

$$\lambda = 425.39 \text{ Kj/Kg.}$$

$$\dot{m}_v = 1.65 \text{ Kg/seg.}$$

$$W_1 = 1.65 \text{ Kg/seg.}$$

$$C_p \text{ liq} = 0.67 \text{ BTU/Lb}^\circ\text{F.}$$

$$C_p \text{ liq} = 2.81 \text{ Kj/Kg } ^\circ\text{C.}$$

$$T_1 = 84 ^\circ\text{C.}$$

$$T_2 = 41 ^\circ\text{C.}$$

$$Q = (425.39 \text{ Kj/Kg})(1.65 \text{ Kg/seg}) + (1.65 \text{ Kg/seg})(2.81 \text{ Kj/Kg } ^\circ\text{C.})(84^\circ\text{C.} - 41^\circ\text{C.})$$

$$Q = 701.89 \text{ Kj/seg.} + 199.37 \text{ Kj/seg.}$$

$$Q = 901.26 \text{ Kw.}$$

3. - Gasto necesario de agua de enfriamiento.

$$Wt = \frac{Q}{C_{pt} (t_2 - t_1)}$$

DONDE:

$$C_{pt} = 4.1869 \text{ Kj/Kg}^\circ\text{C.}$$

$$t_2 = 41 \text{ }^\circ\text{C.}$$

$$t_1 = 32 \text{ }^\circ\text{C.}$$

$$Wt = \frac{901.26 \text{ Kj/seg}}{4.1869 \text{ Kj/Kg}^\circ\text{C.} (41^\circ\text{C} - 32^\circ\text{C})}$$

$$Wt = 23.92 \text{ Kg/seg.}$$

$$Wt = 86102.85 \text{ Kg/hr.}$$

4. - Diferencia media logarítmica de temperaturas.

$$\Delta T_{mL} = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\text{Ln} \frac{(T_1 - t_2)}{(T_2 - t_1)}}$$

$$\Delta T_{mL} = \frac{(84 - 41) - (41 - 32)}{\text{Ln} \frac{(84-41)}{(41-32)}}$$

$$\Delta T_{mL} = 21.74^\circ\text{C.}$$

5. - Obtención del factor Ft.

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} \quad \cdot \quad R = \frac{84^\circ\text{C.} - 41^\circ\text{C.}}{41^\circ\text{C.} - 32^\circ\text{C.}} = 4.8$$

$$S = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} \quad . \quad . \quad S = \frac{41^\circ\text{C.} - 32^\circ\text{C.}}{89^\circ\text{C.} - 32^\circ\text{C.}} = 0.17$$

$$F_t = 0.95$$

6. - Número de pasos de los tubos. - El número de pasos en los tubos es de 4 y en la envolvente de 2.

7. - Diferencia media de temperatura efectiva.

$$LMTD = \Delta T_{mL} \times F_t$$

$$LMTD = (21.74^\circ\text{C.}) (0.95)$$

$$LMTD = 20.65^\circ\text{C.}$$

8. - Obtención del factor "T"

$$TMT = \frac{t_1 + t_2}{2}$$

$$TMT = \frac{32 + 46}{2} = 36.5^\circ\text{C.}$$

$$TME = \frac{T_1 + T_2}{2}$$

$$TME = \frac{84 + 41}{2} = 62.5^\circ\text{C.}$$

$$MTD_1 = \frac{T_1 - T_2}{L_n \frac{T_1 - TMT}{T_2 - TMT}}$$

$$MTD_1 = \frac{84 - 41}{L_n \frac{84 - 36.5}{41 - 36.5}} = 18.25^\circ\text{C.}$$

$$MTD_2 = \frac{T_1 - TME}{L_n \frac{T_1 - TMT}{TME - TMT}}$$

$$MTD_2 = \frac{84 - 62.5}{L_n \frac{84 - 36.5}{62.5 - 36.5}} = 35.68^\circ\text{C.}$$

$$MTD_3 = \frac{TME - T_2}{L_n \frac{TME - TMT}{T_2 - TMT}}$$

$$MTD_3 = \frac{62.5 - 41}{L_n \frac{62.5 - 36.5}{41 - 36.5}} = 12.26^\circ\text{C.}$$

$$T = \frac{\frac{1\ 000}{MTD_1}}{\frac{750}{MTD_2} + \frac{250}{MTD_3}} \quad T = \frac{\frac{1\ 000}{18.25}}{\frac{750}{35.68} + \frac{250}{12.26}} = 1.32$$

9. - Obtención de la LMTD por intervalos.

$$LMTD_i = LMTD \times T$$

$$LMTD_i = (20.65^\circ\text{C})(1.32)$$

$$LMTD_i = 27.26^\circ\text{C}.$$

10. - Area de transferencia de calor.

Suponemos:  $U_D = 104 \text{ BTU/Ft}^2\text{hr. } ^\circ\text{F.} = 0.5906 \text{ Kw/m}^2\text{ } ^\circ\text{C}.$

$$A = \frac{Q}{U_D LMTD_i}$$

$$A = \frac{901.26 \text{ Kw}}{(0.5906 \text{ Kw/m}^2\text{ } ^\circ\text{C.})(27.26)}$$

$$A = 55.98 \text{ m}^2$$

11. - Seleccionamos tubos de 3/4 de pulgada (19.05 mm), de diámetro en arreglo triangular, con un espaciado de los tubos de 1 pulgada (25.4 mm), calibre 16 BWG y una longitud de 10 ft. (3.048 m)

12. - Número de tubos.

$$N_t = \frac{A}{ae \times L}$$

DONDE:

$$ae = 0.1963 \text{ ft}^2/\text{ft.}$$

$$ae = 0.05981 \text{ m}^2/\text{m.}$$

$$Nt = \frac{55.98 \text{ m}^2}{(0.05981 \text{ m}^2/\text{m})(3.048 \text{ m})}$$

$$Nt = 308$$

13. - Area de flujo.

$$af = \frac{Nt \times a'f}{n}$$

DONDE:

$$a'f = 0.301 \text{ in}^2$$

$$a'f = 0.0001948 \text{ m}^2$$

$$n = 4$$

$$af = \frac{(308)(0.0001948 \text{ m}^2)}{4}$$

$$af = 0.015 \text{ m}^2$$

14. - Obtención del diámetro interior de la envolvente y el diámetro límite de los tubos.

$$Di = 0.591 \text{ m (23.25 in)}$$

$$Dotl = 0.533 \text{ m (21 in)}$$

15. - Masa velocidad del agua de enfriamiento.

$$Gt = Wf/af$$

$$Gt = 23.92 \text{ Kg/seg.}/0.015 \text{ m}^2$$

$$Gt = 1594.67 \text{ Kg/seg} \cdot \text{m}^2$$

16. - Velocidad del agua de enfriamiento.

$$V = Gt/\rho_{H_2O}$$

DONDE:

$$\rho_{H_2O} = 1000 \text{ Kg/m}^3$$

$$V = 1\,594.67 \text{ Kg/seg} \cdot \text{m}^2 / 1\,000 \text{ Kg/m}^3$$

$$V = 1.594\,67 \text{ m/seg.}$$

$$V = 5.23 \text{ ft/seg.}$$

17. - Obtención del número de Reynolds.

$$Re = \frac{di \, Gt}{\mu}$$

DONDE:

$$di = 0.62 \text{ in}$$

$$di = 0.015\,75 \text{ m.}$$

$$\mu = 0.000\,75 \text{ Kg/m} \cdot \text{seg.}$$

$$Re = \frac{(0.015\,75 \text{ m})(1\,594.67 \text{ Kg/seg} \cdot \text{m}^2)}{0.000\,75 \text{ Kg/m} \cdot \text{seg.}}$$

$$Re = 33\,488.0$$

18. - Obtención del coeficiente individual de transferencia de calor para los tubos.

$$h_{io} = 1\,250 \text{ BTU/hr. ft}^2 \cdot \text{F.} = 7.10 \text{ Kw/m}^2 \cdot \text{C.}$$

19. - Obtención del factor de fricción en los tubos.

$$f = 0.000\,20 \text{ ft}^2/\text{in}^2 = 0.000\,002\,88 \text{ m}^2/\text{cm}^2$$

20. - Caída de presión en la sección recta.

$$\Delta P_t = \frac{f \, Gt^2 \, L \, n}{2 \, g \, Q \, di \, \phi t}$$

DONDE:

$$g = 9.81 \text{ m/seg}^2$$

$$\phi t = 1$$

$$\Delta P_t = \frac{(0.00000288 \text{ m}^2/\text{cm}^2)(1594.67 \text{ Kg/seg} \cdot \text{m}^2)^2 (3.048\text{m})(4)}{2(9.81 \text{ m/seg}^2)(1000 \text{ Kg/m}^3)(0.01575 \text{ m})(1)}$$

$$\Delta P_t = 0.2889 \text{ Kg/cm}^2$$

21. - Caída de presión en la sección de retorno.

$$\Delta P_r = \frac{4 n v^2 \rho}{2 g s}$$

DONDE:

$$S = 1$$

$$\Delta P_r = \frac{4(4)(1.59467 \text{ m/seg})^2 (1000 \text{ Kg/m}^3)}{2(9.81 \text{ m/seg}^2)(1)}$$

$$\Delta P_r = 2073.78 \text{ Kg/m}^2$$

$$\Delta P_r = 0.2074 \text{ Kg/cm}^2$$

22. - Caída de presión total en los tubos.

$$\Delta P_T = \Delta P_t + \Delta P_r$$

$$\Delta P_T = 0.2889 \text{ Kg/cm}^2 + 0.2074 \text{ Kg/cm}^2$$

$$\Delta P_T = 0.4963 \text{ Kg/cm}^2$$

### 3.5.6. - TANQUE ACUMULADOR DE LLENADO DE PROPANO.

El tanque acumulador de llenado de propano, FA - 1101, es un recipiente de balance de tipo horizontal.

Este recipiente va a almacenar el líquido de los dos condensadores de llenado de propano, para posteriormente, alimentar el tanque de flasheo de propano.

La capacidad del recipiente es de 11 875.46 Kg/hr., la tempera-

tura de operación, es de 41°C., la presión de operación es de - -  
20.1 Kg/cm<sup>2</sup> man.

1. - Tiempo de residencia  $T_s = 30 \text{ min.}$

2. - Presión de diseño  $P_d = 22.0 \text{ Kg/cm}^2$

3. - Temperatura de diseño  $T_d = 56^\circ\text{C.}$

4. - Material de construcción. - Utilizamos acero al carbón -  
SA - 285-C, con un esfuerzo permisible de 970.14 Kg/cm<sup>2</sup> (13 800 PSI)

5. - Eficiencia de la soldadura. - La consideramos del 80%

6. - Corrosión permisible. - Para efectos de dimensionamiento  
la consideramos de 3.175 mm (1/8 in).

7. - Volumen del líquido

$$V_L = \dot{m}_L \cdot T_s / Q_1$$

DONDE:

$$\dot{m}_L = 11\,875.46 \text{ Kg/hr.}$$

$$T_s = 30 \text{ min.} = 0.50 \text{ hr.}$$

$$Q_1 = 580.38 \text{ Kg/m}^3$$

$$V_L = (11\,875.46 \text{ Kg/hr.})(0.50 \text{ hr.}) / 580.38 \text{ Kg/m}^3$$

$$V_L = 10.23 \text{ m}^3$$

8. - Volumen total del recipiente. - El nivel máximo de líquido  
está a una altura de 0.85 D, que corresponde aproximadamente al 80%  
del volumen total.

$$V_T = 10.23 \text{ m}^3 / 0.80$$

$$VT = 12.79 \text{ m}^3$$

$$VT = 451.91 \text{ ft}^3$$

9. - Diámetro óptimo.

$$F = \frac{P}{C S E}$$

DONDE:

$$P = 22.0 \text{ Kg/cm}^2$$

$$S = 970.14 \text{ Kg/cm}^2$$

$$C = 0.3175 \text{ cm}$$

$$E = 0.8$$

$$F = \frac{22.0 \text{ Kg/cm}^2}{(0.3175 \text{ cm})(970.14 \text{ Kg/cm}^2)(0.8)}$$

$$F = 0.0893 \text{ cm}^{-1}$$

$$F = 0.035 \text{ in}^{-1}$$

Entramos a la gráfica de Abakians con  $VT = 451.91 \text{ ft}^3$  y

$F = 0.035 \text{ in}^{-1}$  y obtenemos el diámetro interior del recipiente:

$$D = 6 \text{ ft}$$

$$D = 1.829 \text{ m.}$$

10. - Tipo de cabeza. - El recipiente trabaja a presión, por lo tanto, la cabeza va a ser elíptica.

11. - Longitud del cilindro. - Para determinar la longitud del cilindro, necesitamos conocer el volumen de las dos cabezas.

$$V_c = 2(\pi R^3/4)$$

DONDE:

$$R = \text{radio del cilindro} = 0.9145 \text{ m.}$$

$$V_c = (3.1416)(0.9145)^3 / 2$$

$$V_c = 1.2014 \text{ m}^3$$

El volumen del cilindro está dado por:

$$V_d = V_T - V_c$$

$$V_d = 12.79 \text{ m}^3 - 1.2014 \text{ m}^3$$

$$V_d = 11.59 \text{ m}^3$$

El área transversal del cilindro:

$$A_t = \pi D^2 / 4$$

$$A_t = (3.1416)(1.829)^2 / 4$$

$$A_t = 2.627 \text{ m}^2$$

$$V_d = A_t \cdot L_d$$

$$L_d = V_d / A_t$$

$$L_d = 11.59 \text{ m}^3 / 2.627 \text{ m}^2$$

$$L_d = 4.412 \text{ m.}$$

O sea, 14.47 ft., redondeamos a 16 ft. para poder combinar placas comerciales, por lo tanto, la longitud final es de:

$$L_d = 4.8769 \text{ m.}$$

Comprobamos si estamos dentro del rango para recipientes de proceso.

$$4.8769 \text{ m} / 1.829 \text{ m} = 2.67$$

Como los valores están dentro del rango, determinamos los

resultados finales.

$$\text{Diámetro} = 1.829 \text{ m (6 ft)}$$

$$\text{Longitud} = 4.877 \text{ m (16 ft)}$$

12. - Espesor de placa del cascarón del cilindro.

$$t_d = \frac{PR}{SE - 0.6 P} + C$$

DONDE:

$$R = 91.45 \text{ cm.}$$

$$t_d = \frac{(22 \text{ Kg/cm}^2)(91.45 \text{ cm})}{(970.14 \text{ Kg/cm}^2)(0.8) - 0.6 (22 \text{ Kg/cm}^2)} + 0.3175 \text{ cm.}$$

$$t_d = 2.9546 \text{ cm.}$$

Usar espesor comercial de 2.9765 cm. (1-11/64 in)

13. - Espesor de las cabezas del recipiente.

$$t_c = \frac{PD}{2SE - 0.2P} + C$$

DONDE:

$$D = 182.9 \text{ cm.}$$

$$E = 1.0$$

$$t_c = \frac{(22 \text{ Kg/cm}^2)(182.9 \text{ cm})}{2(970.14 \text{ Kg/cm}^2)(1) - 0.2 (22 \text{ Kg/cm}^2)} + 0.3175 \text{ cm.}$$

$$t_c = 2.396 \text{ cm.}$$

Usar espesor comercial de 2.9765 cm. (1-11/64 in).

### 3.5.7. - COMPRESOR DE REFRIGERACION DE PROPANO.

El compresor de refrigeración de propano GB - 1102, va a ser del tipo recíprocante, debido a la alta presión que se tendrá en la descarga. Este compresor va a constar de dos etapas de compresión. La primera va a manejar la mitad de la cantidad total de la formación de vapores, y la segunda va a comprimir el flujo de gases que fluyen del tanque separador de interfases de propano FA-1105, junto con el flujo que sale de la primera etapa de compresión.

Cálculo de la primera etapa. - La capacidad del compresor es:  $0.8314 \text{ m}^3/\text{seg.}$ , la presión de succión  $0.0 \text{ Kg/cm}^2 \text{ man.}$ , la presión de descarga  $3.5 \text{ Kg/cm}^2 \text{ man.}$ , la temperatura de succión  $-33^\circ\text{C}$ .

Esta etapa tiene las mismas condiciones de operación que la primera etapa del compresor de llenado de propano, por lo tanto, los resultados serán iguales.

A continuación damos los siguientes resultados, que se obtuvieron en la etapa antes dicha:

1. - Potencia del compresor.

Par = 130 364.78 watts.

Par = 174.82 H. P.

2. - Temperatura del gas en la descarga.

T2 =  $18^\circ\text{C}$ .

3. - Flujo de gas en la descarga.

$$V_2 = 0.2406 \text{ m}^3/\text{seg.}$$

4. - Desplazamiento del pistón en el cilindro.

$$D = 1.0612 \text{ m}^3/\text{seg.}$$

Calculo de la segunda etapa. - El flujo de gases del compresor de la primera etapa es de  $0.2406 \text{ m}^3/\text{seg.}$ , el que fluye del tanque separador de interfases de propano, es aproximadamente  $0.0036 \text{ m}^3/\text{seg.}$  El flujo total va a ser igual a  $0.2442 \text{ m}^3/\text{seg.}$

La capacidad del compresor  $0.02442 \text{ m}^3/\text{seg.}$ , la presión de succión  $3.5 \text{ Kg/cm}^2 \text{ man.}$ , la presión de descarga  $20.8 \text{ Kg/cm}^2 \text{ man.}$ , la temperatura de descarga  $84^\circ\text{C.}$ , la temperatura de succión  $18^\circ\text{C.}$  -

1. - Factor de compresibilidad en la succión.

$$Pr_1 = P_1/P_c \quad ; \quad Tr_1 = T_1/T_c$$

DONDE:

$$P_1 = 4.533 \text{ Kg/cm}^2 \text{ abs.}$$

$$P_c = 42.36 \text{ Kg/cm}^2 \text{ abs.}$$

$$T_1 = 291^\circ \text{ K.}$$

$$T_c = 370^\circ \text{ K.}$$

$$Pr_1 = 4.533/42.36 = 0.107$$

$$Tr_1 = 291/370 = 0.79$$

Con estos valores obtenemos :  $Z_1 = 0.91$

2. - Factor de compresibilidad en la descarga.

$$Pr_2 = P_2/P_c \quad ; \quad Tr_2 = T_2/T_c$$

DONDE:

$$P_2 = 21.833 \text{ Kg/cm}^2 \text{ abs.}$$

$$T_2 = 357 \text{ K.}$$

$$Pr_2 = 21.833/42.36 = 0.52$$

$$Tr_2 = 357/370 = 0.96$$

Con estos valores obtenemos  $Z_2 = 0.77$

3. - Relación de compresión.

$$r = P_2/P_1$$

$$r = 21.833 \text{ Kg/cm}^2 \text{ abs.} / 4.533 \text{ Kg/cm}^2 \text{ abs.}$$

$$r = 4.82$$

4. - Potencia del compresor

$$Par = \left[ \frac{Z_1 + Z_2}{2} \right] \left[ \frac{K}{K-1} \right] \left[ P_1 V_1 \right] \left[ \frac{r^{k-1}}{(r)^k} - 1 \right]$$

DONDE:

$$P_1 = 453 \text{ 300 Nw/m}^2$$

$$V_1 = 0.2442 \text{ m}^3/\text{seg.}$$

$$Par = \left[ \frac{0.91 + 0.77}{2} \right] \left[ \frac{1.15}{1.15-1} \right] (453 \text{ 300 Nw/m}^2)(0.2442 \text{ m}^3/\text{seg.}) \left[ \frac{1.15-1}{(4.82)^{1.15}} - 1 \right]$$

$$Par = (0.84)(7.67)(110 \text{ 695.86 Joul /seg.})(0.2276)$$

$$Par = 162 \text{ 322.34 watts.}$$

$$Par = 217.67 \text{ H. P.}$$

5. - Flujo del gas en la descarga.

$$V_2 = V_1(P_1/P_2)(T_2/T_1)(Z_2/Z_1)$$

$$V_2 = (0.2442 \text{ m}^3/\text{seg.})(0.2075)(1.223)(0.846)$$

$$V_2 = 0.05243 \text{ m}^3/\text{seg.}$$

6. - Volumén del espacio perjudicial

$$V_3 = 0.08 (V_1)$$

$$V_3 = (0.08)(0.2442 \text{ m}^3/\text{seg.})$$

$$V_3 = 0.01954 \text{ m}^3/\text{seg.}$$

7. - Volumén reexpandido del espacio perjudicial.

$$V_4 = V_3(P_2/P_1)(T_1/T_2)(Z_1/Z_2)$$

$$V_4 = (0.01954 \text{ m}^3/\text{seg.})(4.82)(0.8177)(1.182)$$

$$V_4 = 0.091 \text{ m}^3/\text{seg.}$$

8. - Desplazamiento del pistón en el cilindro.

$$D = V_4 + V_1$$

$$D = 0.091 \text{ m}^3/\text{seg.} + 0.2442 \text{ m}^3/\text{seg.}$$

$$D = 0.3352 \text{ m}^3/\text{seg.}$$

9. - Espacio perjudicial.

$$C = V_3/(V_4 + V_1)$$

$$C = (0.01954 \text{ m}^3/\text{seg.})/(0.3352 \text{ m}^3/\text{seg.})$$

$$C = 0.058$$

$$C = 6\%$$

10. - Eficiencia del compresor.

$$\eta_c = (Z_1 + Z_2)/2$$

$$\eta_c = (0.91 + 0.77)/2$$

$$\eta_c = 0.84$$

$$\eta_c = 84 \%$$

11. - Eficiencia volumétrica en el cilindro.

$$\eta_v = 1 - C \left[ (Z_1/Z_2)(P_2/P_1)(T_1/T_2) - 1 \right]$$

$$\eta_v = 1 - 0.06 \left[ (1.18)(4.82)(0.8177) - 1 \right]$$

$$\eta_v = 1 - 0.06 (3.65)$$

$$\eta_v = 0.78$$

$$\eta_v = 78 \%$$

### 3.5.8. - CONDENSADOR DE REFRIGERACION DE PROPANO.

El condensador de refrigeración de propano EA - 1102, condensará el flujo de gases que salen del compresor de refrigeración de propano ( $188.75 \text{ m}^3/\text{hr}$ ). Para obtener el flujo másico, multiplicamos esta cantidad por la densidad del gas propano, a las condiciones de salida del compresor ( $21.833 \text{ Kg/cm}^2 \text{ abs.}$  y  $84^\circ\text{C.}$ ), la cual es de - - -  $39.888 \text{ Kg/m}^3$ .

$$\dot{m}_v = (188.75 \text{ m}^3/\text{hr.})(39.888 \text{ Kg/m}^3)$$

$$\dot{m}_v = 7528.86 \text{ Kg/hr.}$$

La capacidad del condensador es de  $7528.86 \text{ Kg/hr.}$ , utilizando agua como medio de enfriamiento. La temperatura de entrada del vapor es de  $84^\circ\text{C.}$ , la temperatura del líquido a la salida de  $41^\circ\text{C.}$ , como hay cambio de fase, el calor latente será de  $425.39 \text{ Kj/Kg}$ . Las ca

racterísticas del agua:

Temperatura de entrada	32°C.
Temperatura de salida	41°C.
Calor específico	4.186 9 Kj/Kg °C.

La viscosidad a una temperatura promedio de 36.5°C. es de 0.000 75 Kg/m<sup>3</sup> seg.

1. - El agua circulará por los tubos, debido a que tiene un alto grado de incrustación, siendo más fácil y económico limpiar los tubos.

2. - Carga térmica.

$$Q = \lambda mv + W1 Cp liq. (T1 - T2)$$

DONDE:

$$\lambda = 425.39 \text{ Kj/Kg.}$$

$$mv = 2.10 \text{ Kg/seg.}$$

$$W1 = 2.10 \text{ Kg/seg.}$$

$$Cp liq = 0.67 \text{ BTU/Lb}^\circ\text{F.}$$

$$Cp liq = 2.81 \text{ Kj/Kg }^\circ\text{C.}$$

$$T1 = 84 \text{ }^\circ\text{C.}$$

$$T2 = 41 \text{ }^\circ\text{C.}$$

$$Q = (425.39 \text{ Kj/Kg})(2.10 \text{ Kg/seg}) + (2.10 \text{ Kg/seg})(2.81 \text{ Kj/Kg }^\circ\text{C})(84^\circ\text{C} - 41^\circ\text{C})$$

$$Q = 893.319 \text{ Kj/seg.} + 253.743 \text{ Kj/seg.}$$

$$Q = 1147.062 \text{ Kw.}$$

3. - Gasto necesario de agua de enfriamiento.

$$Wt = \frac{Q}{Cpt(t2-t1)}$$

DONDE:

$$C_{pt} = 4.1869 \text{ Kj/Kg}^\circ\text{C.}$$

$$t_2 = 41^\circ\text{C.}$$

$$t_1 = 32^\circ\text{C.}$$

$$W_t = \frac{1147.062 \text{ Kw.}}{4.1869 \text{ Kj/Kg}^\circ\text{C.} (41^\circ\text{C} - 32^\circ\text{C.})}$$

$$W_t = 30.44 \text{ Kg/seg.}$$

$$W_t = 109584 \text{ Kg/hr.}$$

4. - Diferencia media logarítmica de temperaturas.

$$\Delta T_{mL} = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln \frac{(T_1 - t_2)}{(T_2 - t_1)}}$$

$$\Delta T_{mL} = \frac{(84 - 41) - (41 - 32)}{\ln \frac{(84 - 41)}{(41 - 32)}}$$

$$\Delta T_{mL} = 21.74^\circ\text{C.}$$

5. - Obtención del factor Ft.

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} \quad \cdot \quad R = \frac{84^\circ\text{C} - 41^\circ\text{C}}{41^\circ\text{C} - 32^\circ\text{C}} = 4.8$$

$$S = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} \quad \cdot \quad S = \frac{41^\circ\text{C} - 32^\circ\text{C}}{84^\circ\text{C} - 32^\circ\text{C}} = 0.17$$

$$F_t = 0.95$$

6. - Número de pasos de los tubos. - El número de pasos en los tubos es de cuatro y en la envolvente de dos.

7. - Diferencia media de temperaturas efectiva

$$LMTD = \Delta T_{mL} \times Ft$$

$$LMTD = (21.74^\circ C)(.95)$$

$$LMTD = 20.65^\circ C.$$

8. - Obtención del factor T.

$$TMT = \frac{t1 + t2}{2}$$

$$TMT = \frac{32 + 41}{2} = 36.5^\circ C.$$

$$TME = \frac{T1 + T2}{2}$$

$$TME = \frac{84 + 41}{2} = 62.5^\circ C.$$

$$MTD1 = \frac{T1 - T2}{\ln \frac{T1 - TMT}{T2 - TMT}}$$

$$MTD1 = \frac{84 - 41}{\ln \frac{84 - 36.5}{41 - 36.5}} = 18.25^\circ C.$$

$$MTD2 = \frac{T1 - TME}{\ln \frac{T1 - TMT}{TME - TMT}}$$

$$MTD2 = \frac{84 - 62.5}{\ln \frac{84 - 36.5}{62.5 - 36.5}} = 35.68^\circ C.$$

$$MTD3 = \frac{TME - T2}{\ln \frac{TME - TMT}{T2 - TMT}}$$

$$MTD3 = \frac{62.5 - 41}{\ln \frac{62.5 - 36.5}{41 - 36.5}} = 12.26^\circ C$$

$$T = \frac{\frac{1000}{MTD1}}{\frac{750}{MTD2} + \frac{250}{MTD3}}$$

$$T = \frac{\frac{1000}{18.25}}{\frac{750}{35.68} + \frac{250}{12.26}} = 1.32$$

9. - Obtención de la LMTD por intervalos.

$$LMTDi = LMTD \times T$$

$$LMTDi = (20.65^\circ C)(1.32)$$

$$LMTDi = 27.26^\circ C.$$

10. - Area de transferencia de calor.

$$\text{Suponemos } U_D = 104 \text{ BTU/Ft}^2\text{hr } ^\circ F. = 0.5906 \text{ Kw/m}^2 \cdot C.$$

$$A = \frac{Q}{U_D \text{ LMTD}_i}$$

$$A = \frac{1\ 147.062 \text{ Kw}}{(0.590\ 6 \text{ Kw/m}^2\text{°C.})(27.26\text{°C})}$$

$$A = 71.25 \text{ m}^2$$

11. - Seleccionamos tubos de 3/4 de pulgada (19.05mm) de diámetro en arreglo triangular, con un espaciado de los tubos de 1 pulgada (25.4 mm), calibre de 16 BWG y una longitud de 10 ft (3.048 m).

12. - Número de tubos.

$$N_t = \frac{A}{ae \times L}$$

DONDE:

$$ae = 0.1963 \text{ ft}^2/\text{ft.}$$

$$ae = 0.05981 \text{ m}^2/\text{m.}$$

$$N_t = \frac{71.25 \text{ m}^2}{(0.05981 \text{ m}^2/\text{m})(3.048 \text{ m})}$$

$$N_t = 392$$

13. - Area de flujo.

$$af = \frac{N_t \times a'f}{n}$$

DONDE:

$$a'f = 0.302 \text{ in}^2$$

$$a'f = 0.0001948 \text{ m}^2$$

$$n = 4$$

$$af = \frac{(392)(0.0001948 \text{ m}^2)}{4}$$

$$af = 0.01909 \text{ m}^2$$

14. - Obtención del diámetro interior de la envolvente y el diámetro límite de los tubos.

$$Di = 0.635 \text{ m (25 in)}$$

$$Dotl = 0.594 \text{ m (23-3/8 in)}$$

15. - Masa velocidad del agua de enfriamiento.

$$Gt = Wt/af$$

$$Gt = 30.44 \text{ Kg/seg} / 0.01909 \text{ m}^2$$

$$Gt = 1594.55 \text{ Kg/seg} \cdot \text{m}^2$$

16. - Velocidad del agua de enfriamiento.

$$V = Gt/\rho_{H_2O}$$

DONDE:

$$\rho_{H_2O} = 1000 \text{ Kg/m}^3$$

$$V = 1598.74 \text{ Kg/seg} \cdot \text{m}^2 / 1000 \text{ Kg/m}^3$$

$$V = 1.5946 \text{ m/seg.}$$

$$V = 5.23 \text{ pies/seg.}$$

17. - Obtención del número de Reynolds.

$$Re = \frac{di \cdot Gt}{\mu}$$

DONDE:

$$di = 0.62 \text{ in}$$

$$d_i = 0.01575 \text{ m.}$$

$$\mu = 0.00075 \text{ Kg/m} \cdot \text{seg.}$$

$$Re = \frac{(0.01575 \text{ m})(1594.55 \text{ Kg/seg} \cdot \text{m}^2)}{0.00075 \text{ Kg/m} \cdot \text{seg.}}$$

$$Re = 33486.0$$

18. - Obtención del coeficiente individual de transferencia de calor para los tubos.

$$h_{io} = 1250 \text{ BTU/hr ft}^2 \text{ }^\circ\text{F.} = 7.10 \text{ Kw/m}^2 \text{ }^\circ\text{C.}$$

19. - Obtención del factor de fricción en los tubos.

$$f = 0.00020 \text{ ft}^2/\text{in}^2 = 0.00000288 \text{ m}^2/\text{cm}^2$$

20. - Caída de presión en la sección recta.

$$P_t = \frac{f G t^2 L n}{2 g \rho d_i \phi t}$$

DONDE:

$$g = 9.81 \text{ m/seg}^2$$

$$\phi t = 1$$

$$\Delta P_t = \frac{(0.00000288 \text{ m}^2/\text{cm}^2)(1594.55 \text{ Kg/seg} \cdot \text{m}^2)^2 (3.048 \text{ m})(4)}{2(9.81 \text{ m/seg}^2)(1000 \text{ Kg/m}^3)(0.01575 \text{ m})(1)}$$

$$\Delta P_t = 0.2889 \text{ Kg/cm}^2$$

21. - Caída de presión en la sección de retorno

$$\Delta P_r = \frac{4 n v^2 \rho}{2 g s}$$

DONDE:

$$s = 1$$

$$\Delta Pr = \frac{(4)(4)(1.5946 \text{ m/seg})^2(1000 \text{ Kg/m}^3)}{2(9.81 \text{ m/seg}^2)(1)}$$

$$\Delta Pr = 2073.60 \text{ Kg/m}^2$$

$$\Delta Pr = 0.2074 \text{ Kg/cm}^2$$

22. - Caída de presión total en los tubos.

$$\Delta PT = \Delta Pt + \Delta Pr$$

$$\Delta PT = 0.2889 \text{ Kg/cm}^2 + 0.2074 \text{ Kg/cm}^2$$

$$\Delta PT = 0.4963 \text{ Kg/cm}^2$$

### 3.5.9. - TANQUE ACUMULADOR DE REFRIGERACION DE PROPANO.

El tanque acumulador de refrigeración de propano FA - 1104, - es un recipiente de balance para líquidos del tipo horizontal.

Este recipiente va a almacenar el líquido proveniente del condensador de refrigeración de propano, para posteriormente alimentar el tanque separador de interfases de propano.

La capacidad del recipiente es de 7528.86 Kg/hr., la temperatura de operación 41°C., la presión de operación 20.1 Kg/cm<sup>2</sup>man.

1. - Tiempo de residencia  $T_s = 30 \text{ min.}$

2. - Presión de diseño  $P_d = 22.0 \text{ Kg/cm}^2$

3. - Temperatura de diseño  $T_d = 56^\circ\text{C.}$

4. - Material de construcción. - Utilizamos acero al carbón, SA - 285 - C, con un esfuerzo permisible de 970.14 Kg/cm<sup>2</sup>(13800 PSI)

5. - Eficiencia de soldadura. - La consideramos de 80%

6. - Corrosión permisible. - Para efecto de dimensionamiento la consideramos de 3.175 mm (1/8 in).

7. - Volumen del líquido.

$$VL = \dot{m}L \quad Ts / QL$$

DONDE:

$$\dot{m}L = 7528.86 \text{ Kg/hr.}$$

$$Ts = 30 \text{ min} = 0.50 \text{ hr.}$$

$$QL = 580.38 \text{ Kg/m}^3$$

$$VL = (7528.86 \text{ Kg/hr})(0.5 \text{ hr}) / 580.38 \text{ Kg/m}^3$$

$$VL = 6.49 \text{ m}^3$$

8. - Volumen total del recipiente. - El nivel máximo de líquido está a una altura de 0.85 D, que corresponde aproximadamente al 80 % del volumen total.

$$VT = 6.49 \text{ m}^3 / 0.8$$

$$VT = 8.11 \text{ m}^3$$

$$VT = 286.70 \text{ ft}^3$$

9. - Diámetro óptimo.

$$F = \frac{P}{CSE}$$

DONDE:

$$P = 22.0 \text{ Kg/cm}^2$$

$$S = 970.14 \text{ Kg/cm}^2$$

$$C = 0.3175 \text{ cm.}$$

$$E = 0.8$$

$$F = \frac{22.0 \text{ Kg/cm}^2}{(0.3175 \text{ cm})(970.14 \text{ Kg/cm}^2)(0.8)}$$

$$F = 0.0893 \text{ cm}^{-1}$$

$$F = 0.035 \text{ in}^{-1}$$

Entramos a la gráfica de Abakians con  $VT = 286.70 \text{ ft}^3$  y  $F = 0.035 \text{ in}^{-1}$ , y obtenemos el diámetro interior del recipiente.

$$D = 5 \text{ ft}$$

$$D = 1.524 \text{ m.}$$

10. - Tipo de cabeza. - El recipiente trabaja a presión, por lo tanto, la cabeza va a ser elíptica.

11. - Longitud del cilindro. - Para determinar la longitud del cilindro, necesitamos conocer el volumen de las dos cabezas.

$$V_c = 2(\pi R^3/4)$$

DONDE:

$$R = \text{radio del cilindro} = 0.762 \text{ m.}$$

$$V_c = (3.1416)(0.762)^3/2$$

$$V_c = 0.695 \text{ m}^3$$

El volumen del cilindro está dado por:

$$V_d = VT - V_c$$

$$Vd = 8.11 \text{ m}^3 - 0.695 \text{ m}^3$$

$$Vd = 7.415 \text{ m}^3$$

El área transversal del cilindro.

$$At = \pi D^2/4$$

$$At = (3.1416)(1.524)^2/4$$

$$At = 1.824 \text{ m}^2$$

$$Vd = At \cdot Ld$$

$$Ld = Vd/At$$

$$Ld = 7.415 \text{ m}^3/1.824 \text{ m}^2$$

$$Ld = 4.065 \text{ m.}$$

O sea, 13.33 ft, redondeamos a 14 ft., para poder combinar placas comerciales, por lo tanto, la longitud final es de:

$$Ld = 4.267 \text{ m.}$$

Comprobamos si estamos dentro del rango para recipientes de proceso.

$$4.267 \text{ m}/1.524 \text{ m} = 2.8$$

Como los resultados están dentro del rango, determinamos los resultados finales.

$$\text{Diámetro} = 1.524 \text{ m (5ft).}$$

$$\text{Longitud} = 4.267 \text{ m (14 ft)}$$

12. - Espesor de la placa del cascarón del cilindro.

$$td = \frac{PR}{SE - 0.6 P} + C$$

DONDE:

$$R = 76.2 \text{ cm.}$$

$$td = \frac{(22 \text{ Kg/cm}^2)(76.2 \text{ cm})}{(970.14 \text{ Kg/cm}^2)(0.8) - 0.6 (22 \text{ Kg/cm}^2)} + 317.5 \text{ cm.}$$

$$td = 2.5149 \text{ cm.}$$

Usar espesor comercial de: 2.54 cm (1 in)

13. - Espesor de las cabezas del recipiente.

$$tc = \frac{P D}{2SE - 0.2 P} + C$$

DONDE:

$$D = 152.4 \text{ cm.}$$

$$E = 1.0$$

$$tc = \frac{(22 \text{ Kg/cm}^2)(152.4 \text{ cm})}{2(970.14 \text{ Kg/cm}^2)(1) - 0.2(22 \text{ Kg/cm}^2)} + 0.3175 \text{ cm.}$$

$$tc = 2.0494 \text{ cm.}$$

Usar espesor comercial de 2.54 cm. (1 in)

3.5.10. - TANQUE SEPARADOR DE INTERFASES DE PROPANO.

El tanque separador de interfases de propano FA - 1105, es un recipiente separador de vapor líquido del tipo vertical.

Este tanque va a recibir el líquido proveniente del acumulador de refrigeración de propano y posteriormente, enviarlo al serpentin que se encuentra en el fondo del tanque de succión de compresores.

La capacidad del recipiente es de 7 528.86 Kg/hr., la temperatura de operación -12.3°C., la presión de operación 3.5 Kg/cm<sup>2</sup> man., la densidad del propano líquido 580.38 Kg/m<sup>3</sup>, la densidad del propano gas 8.43 Kg/m<sup>3</sup>.

1. - Tiempo de residencia  $T_s = 25 \text{ min.}$
2. - Presión de diseño  $P_d = 6.0 \text{ Kg/cm}^2$
3. - Temperatura de diseño  $T_d = 3^\circ\text{C.}$
4. - Material de construcción. - Utilizamos a acero al carbón SA-285-B, con un esfuerzo permisible de 878.75 Kg/cm<sup>2</sup> (12 500 PSI)
5. - Eficiencia de la soldadura. - La consideramos de 80%
6. - Corrosión permisible. - Para efectos de dimensionamiento, la consideramos de 3.175 mm (1/8 in)
7. - Formación de vapores en el recipiente.

$$w_f = (Q_v / Q_l) \dot{m}$$

DONDE:

$$Q_v = 8.43 \text{ Kg/m}^3$$

$$Q_l = 580.38 \text{ Kg/m}^3$$

$$\dot{m} = 7\,528.86 \text{ Kg/hr.}$$

$$w_f = (8.43 \text{ Kg/m}^3 / 580.38 \text{ Kg/m}^3) (7\,528.86 \text{ Kg/hr})$$

$$w_f = 109.36 \text{ Kg/hr.}$$

8. - Flujo volumétrico de vapores.

$$\dot{V}_v = w_f / Q_v$$

$$\dot{V}_v = 109.36 \text{ Kg/hr} / 8.43 \text{ Kg/m}^3$$

$$\dot{V}_v = 12.97 \text{ m}^3/\text{hr.}$$

$$\dot{V}_v = 0.0036 \text{ m}^3/\text{seg.}$$

9. - Flujo másico de líquido

$$\dot{m}_l = m - w_f$$

$$\dot{m}_l = 7528.86 \text{ Kg/hr} - 109.36 \text{ Kg/hr.}$$

$$\dot{m}_l = 7419.5 \text{ Kg/hr.}$$

10. - Volumen de líquido.

$$V_L = \dot{m}_l \cdot T_s / \rho_l$$

DONDE:

$$T_s = 25 \text{ min} = 0.4167 \text{ hr.}$$

$$V_L = (7419.5 \text{ Kg/hr})(0.4167 \text{ hr}) / 580.38 \text{ Kg/m}^3$$

$$V_L = 5.33 \text{ m}^3$$

11. - Volumen total del recipiente. - El nivel máximo de líquido está aproximadamente a la mitad de la longitud del tanque, por lo que corresponde a la mitad del volumen total del recipiente.

$$V_T = 5.33 \text{ m}^3 / 0.50$$

$$V_T = 10.66 \text{ m}^3$$

$$V_T = 376.72 \text{ ft}^3$$

12. - Diámetro óptimo.

$$F = \frac{P}{C S E}$$

DONDE:

$$P = 6.0 \text{ Kg/cm}^2$$

$$S = 878.75 \text{ Kg/cm}^2$$

$$C = 0.3175 \text{ cm.}$$

$$E = 0.8$$

$$F = \frac{6.0 \text{ Kg/cm}^2}{(0.3175 \text{ cm})(878.75 \text{ Kg/cm}^2)(0.8)}$$

$$F = 0.0269 \text{ cm}^{-1}$$

$$F = 0.0106 \text{ in}^{-1}$$

Entramos a la gráfica de Abakians con  $VT = 376.72 \text{ ft}^3$

y  $F = 0.0106 \text{ in}^{-1}$  y obtenemos el diámetro interior del recipiente

$$D = 6 \text{ ft}$$

$$D = 1.829 \text{ m.}$$

13. - Tipo de cabeza. - El recipiente trabaja a presión, por lo tanto, la cabeza va a ser elíptica.

14. - Longitud del cilindro. - Para determinar la longitud del cilindro, necesitamos conocer el volumen de las dos cabezas del recipiente.

$$V_c = 2 (\pi R^3/4)$$

DONDE:

$$R = \text{radio del cilindro} = 0.9145 \text{ m.}$$

$$V_c = (3.1416)(0.9145 \text{ m})^3/2$$

$$V_c = 1.20 \text{ m}^3$$

El volumen del cilindro es:

$$V_d = V_t - V_c$$

$$V_d = 10.66 \text{ m}^3 - 1.20 \text{ m}^3$$

$$V_d = 9.46 \text{ m}^3$$

El área transversal del cilindro.

$$A_t = \pi D^2/4$$

$$A_t = (3.1416)(1.829)^2/4$$

$$A_t = 2.63 \text{ m}^2$$

$$V_d = A_t \cdot L_d$$

$$L_d = V_d/A_t$$

$$L_d = 9.46 \text{ m}^3/2.63 \text{ m}^2$$

$$L_d = 3.60 \text{ m.}$$

O sea, 11.81 ft, redondeamos a 12 ft., para poder usar placa comercial, por lo tanto, la longitud final es de:

$$L_d = 3.6576 \text{ m.}$$

Comprobamos si estamos dentro del rango para recipientes de proceso.

$$3.6576 \text{ m}/1.829 \text{ m} = 2$$

Como los valores están dentro del rango, determinamos los resultados finales.

$$\text{Diámetro} = 1.829 \text{ m (6 ft)}$$

$$\text{Longitud} = 3.6576 \text{ m (12 ft)}$$

15. - Espesor de placa del cascarón del cilindro

$$t_d = \frac{PR}{SE - 0.6 P} + C$$

DONDE:

$$R = 91.45 \text{ cm.}$$

$$t_d = \frac{(6.0 \text{ Kg/cm}^2)(91.45 \text{ cm})}{(878.75 \text{ Kg/cm}^2)(0.8) - 0.6 (6.0 \text{ Kg/cm}^2)} + 0.3175 \text{ cm.}$$

$$t_d = 1.102 \text{ cm.}$$

Usar espesor comercial de 1.112 cm (7 / 16 in)

16. - Espesor de las cabezas del recipiente.

$$t_c = \frac{PD}{2SE - 0.2 P} + C.$$

DONDE:

$$D = 182.9 \text{ cm.}$$

$$t_c = \frac{(6.0 \text{ Kg/cm}^2)(182.9 \text{ cm})}{2(878.75 \text{ Kg/cm}^2)(1) - 0.2 (6.0 \text{ Kg/cm}^2)} + 0.1375 \text{ cm.}$$

$$t_c = 0.942 \text{ cm.}$$

Usar espesor comercial de 1.112 cm (7/16 in)

3.5.11. - BOMBA DE RECIRCULACION DE PROPANO.

La bomba de recirculación de propano GA - 1102 será del tipo centrífugo. Se contará con tres bombas para la recirculación de propano líquido en cada tanque de almacenamiento.

Cada bomba manejará un gasto de  $0.0101 \text{ m}^3/\text{seg.}$  (160.0GPM) la viscosidad del propano a  $-44.0 \text{ }^\circ\text{C.}$ , es de  $0.00022 \text{ Kg/m}^3 \cdot \text{seg.}$

(0.22 centipoises).

1. - Diámetro del tubo en la succión. - Suponemos una velocidad de 0.61 m/seg (2.0 pies/seg).

$$Q = V A$$

$$A = \pi D^2 / 4$$

$$D = \sqrt{\frac{4Q}{\pi V}}$$

$$D = \sqrt{\frac{4(0.010 \text{ l m}^3/\text{seg.})}{3.1416(0.61 \text{ m/seg})}}$$

$$D = \sqrt{0.02108 \text{ m}^2}$$

$$D = 0.1452 \text{ m.}$$

Este valor lo redondeamos a un diámetro comercial de 15.24 cm (6.0 in).

2. - Velocidad del fluido en la succión.

$$Q = VA$$

$$V = Q/A$$

$$V = 4Q/\pi D^2$$

$$V = (4)(0.010 \text{ l m}^3/\text{seg})/(3.1416)(0.1524 \text{ m})^2$$

$$V = 0.5537 \text{ m/seg.}$$

3. - Viscosidad cinemática

$$\nu = \mu/\rho$$

DONDE:

$$\mu = 0.00022 \text{ Kg/m-seg}$$

$$\nu = (0.00022 \text{ Kg/m-seg})/580.38 \text{ Kg/m}^3).$$

$$\nu = 0.000000379 \text{ m}^2/\text{seg}.$$

4. - Número de Reynolds en la succión.

$$Re = VD/\nu$$

$$Re = \frac{(0.5537 \text{ m/seg})(0.1524 \text{ m})}{0.000000379 \text{ m}^2/\text{seg}.$$

$$Re = 222649.0$$

5. - Rugosidad relativa en la succión. - Utilizaremos acero comercial, de la figura 3.24 con el diámetro de 15.24 cm (6"), obtenemos:

$$\epsilon / D = 0.0003$$

6. - Carga estática de succión. - Consideramos la carga estática de succión en las condiciones críticas, o sea, cuando el nivel del líquido esté en el nivel mínimo del tanque.

El nivel mínimo del líquido se localiza a 25% de la altura del tanque (3.58 m).

El tanque está montado sobre una base de 1.5 m., sobre el nivel del piso, el eje de la bomba se localiza a 0.5 m. de éste

mismo nivel.

$$CES = 3.58 \text{ m} + 1.5 \text{ m} - 0.5 \text{ m.}$$

$$CES = 4.58 \text{ m.}$$

7. - Presión del vapor. - A la temperatura de almacenamiento (-44.0 °C.), la presión del vapor (fig. 3.22) es de:

$$P_v = 0.90 \text{ Kg/cm}^2 \text{ abs.}$$

$$P_v = (0.90 \text{ Kg/cm}^2 \text{ abs.})(10)/0.58$$

$$P_v = 15.52 \text{ m.}$$

8. - Pérdidas primarias en la succión.

$$P_{ps} = f(L/D)(v^2/2g)$$

DONDE:

$$L = 177.0 \text{ m.}$$

$$g = 9.81 \text{ m/seg.}^2$$

$$f = 0.0175$$

El factor de fricción (f) lo calculamos en el diagrama de Moody con  $E/D = 0.0003$  y  $Re = 222649.0$

$$P_{ps} = (0.0175)(177.0 \text{ m}/0.1524 \text{ m}) ((0.5537 \text{ m/seg})^2/2(9.81 \text{ m/seg}^2))$$

$$P_{ps} = (0.0175)(1161.42)(0.01563 \text{ m})$$

$$P_{ps} = 0.3177 \text{ m.}$$

9. - Pérdidas Secundarias en la Succión.

ACCESORIO	CANTIDAD	DIAMETRO (cm)	LONG. EQUIVALENTE (m)
Entrada ordinaria	1	15.24	2.743 2
Codo estandar.	7	15.24	35.204 4
Válvula de Compuerta	1	15.24	1.219 2
Filtro	1	15.24	12.192 0
Brida de <u>Suc</u> ción en la -- bomba	1	7.62	<u>3.048 0</u>
			L. E. =54.406 8

$$P_{ss} = f (L. E. /D) (V^2/2g)$$

$$P_{ss} = (0.0175)(54.41 \text{ m}/0.1524 \text{ m}) ((0.5537 \text{ m/seg})^2/2(9.81 \text{ m/seg}^2))$$

$$P_{ss} = 0.0977 \text{ m.}$$

10. - Pérdidas totales en la succión.

$$H_s = P_{ps} + P_{ss} + P_v - CES$$

$$H_s = 0.3177 \text{ m} + 0.0977 \text{ m} + 15.52 \text{ m} - 4.58 \text{ m.}$$

$$H_s = 11.36 \text{ m.}$$

11. - Diámetro del tubo en la descarga. - Debido a -  
que la velocidad del fluido aumenta después de salir de la bomba, el diámetro en la tubería de descarga será de 10.16 cm(4in)

12. - Velocidad del fluido en la descarga.

$$Q = V A$$

$$V = 4Q / \pi D^2$$

$$V = (4)(0.0101 \text{ m}^3/\text{seg}) / (3.1416)(0.1016 \text{ m})^2$$

$$V = 1.25 \text{ m/seg.}$$

13. - Número de Reynolds en la descarga.

$$Re = VD/\nu$$

$$Re = \frac{(1.25 \text{ m/seg})(0.1016 \text{ m})}{0.000000379 \text{ m}^2/\text{seg.}}$$

$$Re = 335092.0$$

14. - Rugosidad relativa en la descarga. - Utilizaremos acero comercial de la figura 3.24, con el diámetro de 4 pulgadas. Obtenemos:

$$\epsilon/D = 0.00045$$

15. - Elevación estática en la descarga. - La boquilla de descarga en la tubería, se encuentra a 28.96 m. sobre el nivel del piso, el eje de la bomba está a 0.5 m.

$$EED = 28.96 \text{ m} - 0.5 \text{ m.}$$

$$EED = 28.46 \text{ m.}$$

16. - Pérdidas primarias en la descarga.

$$Ppd = f(L/D)(V^2/2g)$$

DONDE:

$$L = 226.0 \text{ m.}$$

$$f = 0.018$$

El factor de fricción (f) lo calculamos en el diagrama de Moody con  $\epsilon/D = 0.00045$  y  $Re = 335092.0$

$$Ppd = (0.018)(226.0 \text{ m}/0.1016 \text{ m})((1.25 \text{ m/seg})^2/2(9.81 \text{ m/seg}^2))$$

$$Ppd = (0.018)(2224.41)(0.0796 \text{ m})$$

$$Ppd = 3.1871 \text{ m.}$$

17. - Pérdidas secundarias en la descarga. -

ACCESORIOS	CANTIDAD	DIAMETRO	LONG. EQUIVALENTE
Brida de descarga en la bomba	1	5.08	1.6764
Válvula de retención	1	10.16	7.6200
Válvula de compuerta	1	10.16	0.7620
Codo estandar	10	10.16	30.4800
Brida de descarga en el tanque	1	10.16	0.7620
			<u>41.3004</u>
			L.E.

$$Psd = f(L.E/D)(V^2/2g)$$

$$P_{sd} = (0.018)(41.30 \text{ m}/0.1016 \text{ m})((1.25 \text{ m}/\text{seg})^2 / 2(9.81 \text{ m}/\text{seg}^2))$$

$$P_{sd} = (0.018)(406.50)(0.0796 \text{ m})$$

$$P_{sd} = 0.5824 \text{ m.}$$

18. - Pérdidas totales en la descarga

$$H_d = P_{pd} + P_{sd} + EED$$

$$H_d = 3.1871 \text{ m} + 0.5824 \text{ m} + 28.46 \text{ m.}$$

$$H_d = 32.23 \text{ m.}$$

19. - Pérdidas totales en el sistema.

$$HT = H_d + H_s$$

$$HT = 32.23 \text{ m} + 11.36 \text{ m.}$$

$$HT = 43.59 \text{ m.}$$

20. - Potencia de la bomba.

$$PB = \rho Q HT$$

$$PB = (580.38 \text{ Kg}/\text{m}^3)(0.0101 \text{ m}^3/\text{seg})(43.59 \text{ m})$$

$$PB = 255.52 \text{ Kg-m}/\text{seg.}$$

$$1 \text{ Kg} = 9.81 \text{ Nw}$$

$$PB = (255.52 \text{ Kg-m}/\text{seg})(9.81 \text{ Nw}/\text{Kg})$$

$$PB = 2506.65 \text{ watts.}$$

$$PB = 3.36 \text{ H. P.}$$

3. 5. 12. - BOMBA DE CARGA DE PROPANO A BARCOS.

Se tendrán tres bombas de Carga de Propano a barco GA-1101, del tipo centrífugo y manejarán 1 000 TPH de propano líquido.

La descarga de las bombas se calculará a los límites de Bateria en donde se entregará a una presión de 5.0 Kg/cm<sup>2</sup> man.

Cada bomba enviará a barcos un gasto de 0.15954 m<sup>3</sup>/seg.  
(2526.0 GPM)

1. - Diámetro del tubo en la succión. - Suponemos una velocidad del fluido de 0.914 4 m/seg (3 pies/seg).

$$Q = VA$$

$$A = \pi D^2/4$$

$$D = \sqrt{\frac{4Q}{\pi V}}$$

$$D = \sqrt{\frac{4 (0.15954 \text{ m}^3/\text{seg})}{(3.1416)(0.9144 \text{ m/seg})}}$$

$$D = \sqrt{0.2221 \text{ m}^2}$$

$$D = 47.13 \text{ cm.}$$

Seleccionamos un diámetro comercial de 45.72 (18.0 pulgadas)

2. - Velocidad del fluido en la succión.

$$Q = VA$$

$$V = Q/A$$

$$V = 4Q/\pi D^2$$

$$V = (4)(0.15954 \text{ m}^3/\text{seg})/(3.1416)(0.4572 \text{ m})^2$$

$$V = 0.9718 \text{ m/seg.}$$

3. - Viscosidad Cinemática

$$\nu = \mu/\rho$$

$$\nu = (0.00022 \text{ Kg/m} \cdot \text{seg})/580.38 \text{ Kg/m}^3$$

$$\nu = 0.00000379 \text{ m}^2/\text{seg.}$$

4. - Número de Reynolds en la succión

$$Re = VD/\nu$$

$$Re = \frac{(0.9718 \text{ m/seg})(0.4572 \text{ m})}{0.00000379 \text{ m}^2/\text{seg.}}$$

$$Re = 1172314.0$$

5. - Rugosidad relativa en la succión. - Utilizaremos

Acero comercial, de la figura 3.24 con el diámetro de 18 pulgadas, obtenemos.

$$\epsilon/D = 0.0001$$

6. - Carga Estática de Succión. - El nivel mínimo del

líquido se encuentra a 3.58 m. El tanque está montado sobre una base de 1.5 m y el eje de la bomba se localiza a 0.80 m., - de este mismo nivel

$$CES = 3.58 \text{ m} + 1.5 \text{ m} - 0.80$$

$$CES = 4.28 \text{ m.}$$

7. - Presión del vapor. - La presión del vapor a la temperatura de almacenamiento del propano (-44.0°C) es de:

$$P_v = 0.90 \text{ Kg/cm}^2 \text{ abs.}$$

$$P_v = (0.90 \text{ Kg/cm}^2 \text{ abs.})(10)/0.58$$

$$P_v = 15.52 \text{ m.}$$

8. - Pérdidas primarias en la succión

$$P_{ps} = f (L/D)(V^2/2g)$$

DONDE:

$$L = 195.0 \text{ m.}$$

$$g = 9.81 \text{ m/seg}^2$$

$$f = 0.0134$$

En el diagrama de Moody, calculamos el factor de

fricción con  $\epsilon/D = 0.0001$  y  $Re = 1172314.0$ .

$$P_{ps} = (0.134)(195.0 \text{ m}/0.4572 \text{ m})((0.9718 \text{ m/seg})^2/2(9.81 \text{ m/seg}^2))$$

$$P_{ps} = (0.0134)(426.51)(0.0481 \text{ m})$$

$$P_{ps} = 0.2749 \text{ m.}$$

9. - Pérdidas secundarias en la succión.

ACCESORIO	CANTIDAD	DIAMETRO (cm)	LONG. EQUIV. (m)
Entrada Ordinaria	1	45.72	7.6200

ACCESORIO	CANTIDAD	DIAMETRO (cm)	LONG. EQUIV. (m)
Codo estandars	6	45.72	82.2150
Válvula de Compuerta	1	45.72	3.352 8
Filtro	1	45.72	35.052 0
Brida de Succión en la bomba	1	22.86	<u>4.876 8</u>

L. E. = 133,116 6

$$P_{ss} = f (L. E. / D)(V^2 / 2g)$$

$$P_{ss} = (0.013 4)(133.12m / 0.457 2 m)((0.971 8 m/seg)^2 / 2(9.81m/seg^2))$$

$$P_{ss} = (0.013 4)(291.16)(0.048 1 m)$$

$$P_{ss} = 0.187 7 m.$$

10. Pérdidas totales en la succión.

$$H_s = P_{ps} + P_{ss} + P_v - CES$$

$$H_s = 0.274 9 m + 0.187 7 m + 15.52 m - 4.28 m.$$

$$H_s = 11.70 m.$$

11. - Diámetro del tubo en la descarga. - Debido a que la velocidad del fluido aumenta después de salir de la bomba, el diámetro en la tubería de descarga será de 25.4 cm (10 in)

12. - Velocidad del fluido en la descarga.

$$Q = VA$$

$$V = 4 Q / \pi D^2$$

$$V = (4)(0.159 54 m^3/seg) / (3.1416)(0.254 m)^2$$

$$V = 3.15 m/seg.$$

13. - Número de Reynolds en la descarga

$$Re = V D / \nu$$

$$Re = \frac{(3.15 \text{ m/seg})(0.254 \text{ m})}{0.000\ 000\ 379 \text{ m}^2/\text{seg.}}$$

$$Re = 2\ 111\ 082.0$$

14. - Rugosidad relativa en la descarga. - Utilizaremos acero comercial, de la figura 3.24 con el diámetro de 10 pulgadas, obtenemos:

$$\epsilon/D = 0.000\ 18$$

15. - Presión en la descarga.

$$Pd = 5.0 \text{ Kg/cm}^2 \text{ man.}$$

$$Pd = (5.0 \text{ Kg/cm}^2 \text{ man})(10)/0.58$$

$$Pd = 86.21 \text{ m.}$$

16. - Elevación estática en la descarga. - La tubería de descarga en los Límites de Batería, se encuentra a una altura de 9.0 m. sobre el nivel del piso, el eje de la bomba está a 0.8 m.

$$EED = 9.0 \text{ m} - 0.8 \text{ m.}$$

$$EED = 8.2 \text{ m.}$$

17. - Pérdidas primarias en la descarga.

$$Ppd = f(L/D)(V^2/2g)$$

DONDE:

$$L = 32.0 \text{ m}$$

$$f = 0.014$$

En el Diagrama de Moody, calculamos el factor de fricción con  $\epsilon/D = 0.00018$  y  $Re = 2111082.0$

$$Ppd = (0.014)(32.0 \text{ m}/0.254 \text{ m}/0.254 \text{ m})((3.15 \text{ m}/\text{seg})^2/2(9.81 \text{ m}/\text{seg}^2))$$

$$Ppd = (0.014)(125.98)(0.506 \text{ m})$$

$$Ppd = 0.8924 \text{ m.}$$

### 18. - Pérdidas Secundarias en la descarga.

ACCESORIO	CANTIDAD	DIAMETRO (cm)	LONG. EQUIVALENTE (m)
Brida de descarga en la bomba	1	12.70	3.0480
Válvula de Retención	1	25.40	19.8120
Válvula de Compuerta	2	25.40	3.3528
Codo estandars	5	25.40	38.1000
Brida en la tubería de descarga	1	25.40	<u>1.6764</u>

$$L. E. = 65.9892$$

$$Psd = f(L. E. /D)(V^2/2g)$$

$$Psd = (0.014)(65.99 \text{ m}/0.254 \text{ m})((3.15 \text{ m}/\text{seg})^2/2(9.81 \text{ m}/\text{seg}^2))$$

$$Psd = (0.014)(259.8)(0.506 \text{ m})$$

$$Psd = 1.84 \text{ m.}$$

### 19. - Pérdidas totales en la descarga

$$Hd = Ppd + Psd + Pd + EED$$

$$H_d = 0.8924 \text{ m} + 1.84 \text{ m} + 86.21 \text{ m} + 8.2 \text{ m}.$$

$$H_d = 97.14 \text{ m}.$$

20. - Pérdidas totales en el Sistema

$$HT = H_d + H_s$$

$$HT = 97.14 \text{ m} + 11.70 \text{ m}$$

$$HT = 108.84 \text{ m}.$$

21. - Potencia de la bomba

$$PB = \rho Q HT$$

$$PB = (580.38 \text{ Kg/m}^3)(0.15954 \text{ m}^3/\text{seg})(108.84 \text{ m})$$

$$PB = 10077.91 \text{ Kg m/seg}.$$

$$1 \text{ Kg} = 9.81 \text{ Nw}.$$

$$PB = (10077.92 \text{ Kg m/seg})(9.81 \text{ Nw/Kg})$$

$$PB = 98864.30 \text{ watts}.$$

$$PB = 132.58 \text{ H. P.}$$

### 3.6. - CALCULO Y SELECCION DE EQUIPO EN LA SECCION DE ALMACENAMIENTO DE BUTANO.

#### 3.6.1. - TANQUE DE ALMACENAMIENTO DE BUTANO.

Cada uno de los dos tanques, va almacenar 20 000 toneladas métricas de butano a presión atmosférica, a una temperatura de - - - -3.7°C., la temperatura máxima ambiente es de 44.0°C., la presión del diseño es de 0.0703 Kg/cm<sup>2</sup> man.

##### 1. - Tipo de Tanque.

$$V = W / Q_b$$

DONDE:

$$W \quad 20\,000\,000 \text{ Kg}$$

$$Q_b \quad 570.60 \text{ Kg/m}^3$$

$$V = 20\,000\,000 \text{ Kg} / 570.60 \text{ Kg/m}^3$$

$$V = 35\,050.82 \text{ m}^3$$

De la figura 3.1 vemos que se requiere un Cilindro de Fondo Plano, como la temperatura es mayor de -32.0°C., necesitamos un Cilindro de Pared Sencilla.

##### 2. - Dimensiones del Tanque.

$$V \text{ Total} = (35\,050.82 \text{ m}^3)(1.01) = 35\,401.33 \text{ m}^3$$

$$L/D = 0.25$$

$$L = 0.25 D$$

El volumen de un cilindro está dado por:

$$V = (\pi D^2 L) / 4$$

$$35\,401.33 = (3.1416)(D^2)(0.25D) / 4$$

$$35\,401.33 = 0.19635 D^3$$

$$D^3 = 180\,297.07$$

$$D = \sqrt[3]{180\,297.07}$$

$$D = 56.49 \text{ m (185.34 ft)}$$

Redondeamos este valor a 186.0 ft.

$$D = 56.69 \text{ m (186.0 ft)}$$

$$L = 14.33 \text{ m (47.0 ft)}$$

3. - Espesor Mínimo de Placa. De la tabla 3.4, obtenemos el espesor mínimo de placa, que es de 12.7 mm (1/2 in)

4. - Material Usado en la Fabricación del Tanque. - De la tabla 3.1, seleccionamos Acero al Carbón.

5. - Espacio Libre para Vapores. - El espacio para vapores es de 1% del cilindro más el volumen del domo.

$$E. L. V. = V \text{ Total} \times 0.01 + V \text{ domo}$$

Como es un cilindro de grandes dimensiones, el domo va a ser elíptico.

$$V \text{ domo elíptico} = (\pi R^3)/6$$

DONDE:

$$R = \text{Radio del cilindro} = 28.345 \text{ m.}$$

$$V \text{ domo elíptico} = (3.1416)(28.345 \text{ m})^3/6$$

$$V \text{ domo elíptico} = 11\,924.21 \text{ m}^3$$

$$E. L. V. = (35\,401.33 \text{ m}^3)(0.01) + 11\,924.21 \text{ m}^3$$

$$E. L. V. = 12\,278.22 \text{ m}^3$$

6. - Formación de Vapores en el Tanque. - De acuerdo a la cantidad de formación de vapores recomendada para nuestra temperatura de almacenamiento, la cual es de 0.15% en un día.

$$\% v = (w/W) \times 100$$

DONDE:

$$\% v = 0.15$$

$$w = (\%v W)/100$$

$$w = ((0.15)(20\,000\,000 \text{ Kg}))/100$$

$$w = 30\,000 \text{ Kg/día}$$

$$w = 1\,250 \text{ Kg/hr.}$$

7. - Calor Absorbido por el Tanque.

$$Q = w \lambda$$

DONDE:

$$w = 1\ 250.0\ \text{Kg/hr}$$

$$\lambda = 386.08\ \text{Kj/Kg.}$$

$$Q = (1\ 250.0\ \text{Kg/hr})(386.08\ \text{Kj/Kg})$$

$$Q = 482\ 600.00\ \text{Kj/hr.}$$

$$Q = 134.06\ \text{Kw.}$$

8. - Area Total de Transferencia de Calor. - Como es un cilindro de fondo plano, hay que considerar el área de los lados, la del fondo y la del techo.

$$A\ \text{domo} = 1.28\pi R^2 = (1.28)(3.1416)(28.345)^2 = 3\ 230.83\ \text{m}^2$$

$$A\ \text{lados} = \pi D L = (3.1416)(56.69)(14.33) = 2\ 552.13\ \text{m}^2$$

$$A\ \text{base} = (\pi/4)(D^2) = (3.1416/4)(56.69)^2 = 2\ 524.10\ \text{m}^2$$

$$A\ \text{total} = 8\ 307.06\ \text{m}^2$$

9. - Diferencia de Temperaturas. -

$$\Delta T = T_e - T_o$$

DONDE:

$$T_e = 44.0\ ^\circ\text{C.}$$

$$T_o = -3.7\ ^\circ\text{C.}$$

$$\Delta T = 44.0\ ^\circ\text{C} - (-3.7\ ^\circ\text{C})$$

$$\Delta T = 47.7\ ^\circ\text{C.}$$

10. - Espesor del Aislante.

$$X = (K \Delta T A\ \text{total}) / Q$$

DONDE:

$$Q = 134.06 \text{ Kw}$$

$$\Delta T = 47.7 \text{ }^\circ\text{C.}$$

$$A \text{ Total} = 8\,307.06 \text{ m}^2$$

Vamos a aislar todo el tanque con Espuma de Poliuretano, con una  $K = 0.0022 \text{ (Kw - cm/m}^2 \text{ }^\circ\text{C)}$ . Este valor se obtuvo interpolando de la tabla 3.5 a una temperatura promedio de las temperaturas extremas ( $20.0^\circ\text{C.}$ ).

$$X = \frac{(0.0022 \text{ Kw-cm/m}^2 \text{ }^\circ\text{C})(47.7^\circ\text{C})(8\,307.06 \text{ m}^2)}{134.06 \text{ Kw}}$$

$$X = 6.51 \text{ cm.}$$

Para que la formación de vapores en el tanque no se sobrepase de la recomendada, aumentaremos el espesor del aislante a - - 15.24 cm. (6.0 in).

11. - La formación de vapores por el retorno de la línea del serpentín del recipiente FA - 1202, la consideramos de 100 Kg/kr.

12. - La formación de vapores por las bombas de recirculación, la suponemos de 500.0 Kg/hr.

13. - Formación de Vapores por el Llenado del Tanque. -  
La formación de vapores depende de las condiciones del tanque - -  
( $1.033 \text{ Kg/cm}^2 \text{ abs.}$ , y  $-3.7^\circ\text{C}$ )

$$wf = (Q_v/Q_l) \text{ m}^3$$

DONDE:

$$Q_v = 2.71 \text{ Kg/m}^3$$

$$\dot{m}_l = 288\,195.0 \text{ Kg/hr.}$$

$$w_f = (2.71 \text{ Kg/m}^3 / 570.60 \text{ Kg/m}^3)(288\,195.0 \text{ Kg/hr})$$

$$w_f = 1\,368.75 \text{ Kg/hr.}$$

14. - Formación de vapores en los Buques Tanques.

Se considerará cuando se esté bombeando 2 000 TPH.

$$w_{fb} = (2.71 \text{ Kg/m}^3 / 570.60 \text{ Kg/m}^3)(2\,000\,000 \text{ Kg/hr})$$

$$w_{fb} = 9\,498.77 \text{ Kg/hr.}$$

3.6.2. - TANQUE DE SUCCION DEL COMPRESOR DE BUTANO.

El tanque de succión del compresor de butano FA - 1202 es un separador vertical de vapor líquido.

Para diseñar este recipiente, necesitamos conocer la - formación total de vapores que ocurre en nuestro sistema.

Los resultados de esta formación de vapores son los siguientes:

a) Por absorción de calor en el recipiente

1 250.0 Kg/hr.

b) Por llenado del tanque

1 368.75 Kg/hr.

c) Por retorno del recipiente FA - 1202

100 Kg/hr.

d) Por las bombas de recirculación

500 Kg/hr.

Para obtener el total de la formación de vapores, los suma

mos y el resultado lo multiplicamos por dos, por ser el mismo número de tanques de almacenamiento de butano. A este resultado le sumamos la cantidad de vapores que retorna de los buques tanque, cuando se está bombeando el flujo máximo de butano, que es de 2 000 TPH; el resultado de esta última formación de vapores es de 9 478.77 Kg/hr.

$$F. T. V. = 2(1\ 250.0 + 1\ 368.75 + 100 + 500) + 9\ 478.77$$

$$F. T. V. = 15\ 916.27\ \text{Kg/hr.}$$

La capacidad del recipiente va a ser de 15 916.27 Kg/hr., la temperatura de operación -3.7 °C., la presión de operación de -----  
0.0 Kg/cm<sup>2</sup> man.

1. - Tiempo de residencia  $T_s = 20\ \text{min}$

2. - Presión de diseño  $P_d = 3.0\ \text{Kg/cm}^2$

3. - Temperatura de diseño  $T_d = 15^\circ\text{C.}$

4. - Material de construcción . - Utilizaremos acero al carbón, SA-285-B, con un esfuerzo permisible de 878.75 Kg/cm<sup>2</sup> (12 500 PSI)

5. - Eficiencia de la soldadura. - La consideramos de 80%

6. - Corrosión permisible. - Con fines de dimensionamiento la suponemos de 3.175 mm (1/8 in).

7. - Flujo másico de líquido. - Consideramos que el arrastre de líquido es de 20% del flujo total.

$$\dot{m}_l = (15\ 916.27\ \text{Kg/hr})(0.20)$$

$$\dot{m}_l = 3\ 183.25\ \text{Kg/hr.}$$

8 . - Volumen de líquido.

$$V_L = \dot{m}_l \cdot T_s / Q_1$$

DONDE:

$$\dot{m}_l = 3\,183.25 \text{ Kg/hr}$$

$$T_s = 20 \text{ min} = 0.333 \text{ hr.}$$

$$Q_1 = 570.60 \text{ Kg/m}^3$$

$$V_L = (3\,183.25 \text{ Kg/hr})(0.333 \text{ hr}) / 570.60 \text{ Kg/m}^3$$

$$V_L = 1.86 \text{ m}^3$$

9 . - Volumen total del recipiente. - El nivel máximo de líquido está aproximadamente a 10% del volumen total.

$$V_T = 1.86 \text{ m}^3 / 0.10$$

$$V_T = 18.60 \text{ m}^3$$

$$V_T = 657.18 \text{ ft}^3$$

10 . - Diámetro óptimo.

$$F = \frac{P}{C S E}$$

DONDE:

$$P = 3.0 \text{ Kg/cm}^2$$

$$C = 0.3175 \text{ cm}$$

$$S = 878.75 \text{ Kg/cm}^2$$

$$E = 0.8$$

$$F = \frac{3.0 \text{ Kg/cm}^2}{(0.3175 \text{ cm})(878.75 \text{ Kg/cm}^2)(0.8)}$$

$$F = 0.0134 \text{ cm}^{-1}$$

$$F = 0.0053 \text{ in.}^{-1}$$

Entramos a la gráfica de Abakians con  $VT = 665.96 \text{ ft}^3$  y  $F = 0.0053 \text{ in.}^{-1}$  y obtenemos el diámetro interior del recipiente.

$$D = 7 \text{ ft.}$$

$$D = 2.134 \text{ m.}$$

11. - Tipo de cabeza. - Como el recipiente trabaja a presión, seleccionamos una cabeza elíptica.

12. - Longitud del cilindro. - Para determinarlo, necesitamos conocer el volumen de las dos cabezas.

$$V_c = 2(\pi R^3/4)$$

DONDE:

$$R = \text{radio del cilindro} = 1.067 \text{ m.}$$

$$V_c = (3.1416)(1.067\text{m})^3/2$$

$$V_c = 1.908 \text{ m}^3$$

El volumen del cilindro es:

$$V_d = VT - V_c$$

$$V_d = 18.60 \text{ m}^3 - 1.908 \text{ m}^3$$

$$V_d = 16.692 \text{ m}^3$$

El área transversal del cilindro está dada por:

$$A_t = \pi D^2/4$$

$$A_t = (3.1416)(2.134)^2/4$$

$$A_t = 3.577 \text{ m}^2$$

$$Vd = At \cdot Ld$$

$$Ld = Vd / At$$

$$Ld = 16.692 \text{ m}^3 / 3.577 \text{ m}^2$$

$$Ld = 4.666 \text{ m.}$$

O sea, 15.308 ft, redondeamos a 16 ft. para poder combinar placas comerciales, por lo tanto, la longitud final es de:

$$Ld = 4.877 \text{ m.}$$

Comprobamos si estamos dentro del rango para recipientes de proceso.

$$4.877 \text{ m} / 2.134 \text{ m} = 2.28$$

Como los valores están dentro del rango, determinamos los resultados finales.

$$\text{Diámetro} = 2.134 \text{ m (7 ft)}$$

$$\text{Longitud} = 4.877 \text{ m (16 ft)}$$

13. - Espesor de placa del cascarón del cilindro.

$$td = \frac{PR}{SE - 0.6P} + C$$

DONDE:

$$C = 0.3175 \text{ cm}$$

$$E = 0.8$$

$$td = \frac{(3.0 \text{ Kg/cm}^2)(106.7 \text{ cm})}{(878.75 \text{ Kg/cm}^2)(0.8) - 0.6(3.0 \text{ Kg/cm}^2)} + 0.3175 \text{ cm.}$$

$$td = 0.774 \text{ 0 cm.}$$

Usar espesor comercial de 0.793 7 (5/16 in)

14. - Espesor de las cabezas del recipiente.

$$tc = \frac{P D}{2SE - 0.2P} + C$$

DONDE:

$$D = 213.4 \text{ cm}$$

$$E = 1.0$$

$$tc = \frac{(3.0 \text{ Kg/cm}^2)(213.4 \text{ cm})}{2(878.75 \text{ Kg/cm}^2)(1) - 0.2 (3.0 \text{ Kg/cm}^2)} + 0.3175 \text{ cm.}$$

$$tc = 0.681 \text{ 9 cm.}$$

Usar espesor comercial de 0.793 7 (5/16 in).

### 3.6.3. - COMPRESOR DE BUTANO.

El compresor de butano GB-1201, va a manejar el total de la formación de vapores, que es de 15 916.27 Kg/hr. Como los compresores reciprocantes son los más recomendables en el manejo de gases, en sistemas de refrigeración utilizaremos este tipo de compresor. Para saber cuántos compresores serán necesarios, dividimos la cantidad de vapores entre la densidad del vapor a las condiciones en que se encuentra el tanque de succión de compresores que son presión de 1.033 Kg/cm<sup>2</sup> abs. y temperatura de -3.7°C. De la tabla 3.7 Obtenemos el valor de la densidad del vapor de 2.71 Kg/m<sup>3</sup>.

$$V_1 = \dot{m}v / Qv$$

$$V_1 = 15\,916.27 \text{ Kg/hr} / 2.71 \text{ Kg/m}^3$$

$$V_1 = 5\,873.16 \text{ m}^3/\text{hr.}$$

$$V_1 = 97.89 \text{ m}^3/\text{min.}$$

Como la máxima capacidad del compresor recíprocante es de  $85.0 \text{ m}^3/\text{min.}$ , utilizaremos dos compresores que comprimirá cada uno la mitad del flujo total, o sea,  $48.94 \text{ m}^3/\text{min.}$

La capacidad del compresor es de  $0.8157 \text{ m}^3/\text{seg.}$ , la presión de succión  $0.0 \text{ Kg/cm}^2 \text{ man.}$ , la presión de descarga  $4.3 \text{ Kg/cm}^2 \text{ man.}$ , la temperatura de descarga  $51.0^\circ\text{C.}$

1. - Temperatura en la succión.

$$T_1 = T_2 \left[ \frac{P_1}{P_2} \right]^{\frac{K-1}{K}}$$

DONDE:

$$P_1 = 1.033 \text{ Kg/cm}^2 \text{ abs.}$$

$$P_2 = 5.333 \text{ Kg/cm}^2 \text{ abs.}$$

$$T_2 = 324^\circ \text{ K.}$$

$$K = 1.11$$

$$T_1 = 324^\circ \text{ K.} \left[ \frac{1.033}{5.333} \right]^{\frac{1.11-1}{1.11}}$$

$$T_1 = 324^\circ \text{ K.} (0.1937)^{0.099}$$

$$T_1 = 275^\circ \text{ K.}$$

2. - Factor de compresibilidad en la succión.

$$Pr_1 = P_1/P_c \qquad Tr_1 = T_1/T_c$$

DONDE:

$$P_1 = 1.033 \text{ Kg/cm}^2 \text{ abs.}$$

$$P_c = 37.70 \text{ Kg/cm}^2 \text{ abs.}$$

$$T_1 = 275^\circ \text{ K.}$$

$$T_c = 425^\circ \text{ K.}$$

$$Pr_1 = 1.033/37.70 = 0.027$$

$$Tr_1 = 275/425 = 0.65$$

Con estos valores obtenemos  $Z_1 = 0.94$

3. - Relación de Compresión.

$$r = P_2/P_1$$

$$r = 5.333 \text{ Kg/cm}^2 \text{ abs.} / 1.033 \text{ Kg/cm}^2 \text{ abs.}$$

$$r = 5.16$$

4. - Factor de compresibilidad en la descarga

$$Pr_2 = P_2/P_c \quad ; \quad Tr_2 = T_2/T_c$$

DONDE:

$$P_2 = 5.333 \text{ Kg/cm}^2 \text{ abs.}$$

$$P_c = 37.70 \text{ Kg/cm}^2 \text{ abs.}$$

$$T_2 = 324^\circ \text{ K.}$$

$$T_c = 425^\circ \text{ K.}$$

$$Pr_2 = 5.333/37.70 = 0.14$$

$$Tr_2 = 324/425 = 0.76$$

Con estos valores obtenemos:  $Z_2 = 0.90$

5. - Potencia del compresor.

$$\text{Par} = \left[ \frac{Z_1 + Z_2}{2} \right] \left[ \frac{K}{K-1} \right] \left[ P_1 V_1 \right] \left[ (r)^{\frac{k-1}{k}} - 1 \right]$$

DONDE:

$$P_1 = 103\,300 \text{ Nw/m}^2$$

$$V_1 = 0.815\,7 \text{ m}^3/\text{seg.}$$

$$\text{Par} = \left[ \frac{0.90+0.94}{2} \right] \left[ \frac{1.11}{1.11-1} \right] (103\,300 \text{ Nw/m}^2)(0.815\,7 \text{ m}^3/\text{seg}) \left[ (5.16)^{\frac{1.11-1}{1.11}} - 1 \right]$$

$$\text{Par} = (0.92)(10.1)(84\,261.81 \text{ Joul/seg})(0.176\,4)$$

$$\text{Par} = 138\,114.27 \text{ watts}$$

$$\text{Par} = 185.21 \text{ H. P.}$$

6. - Flujo del gas en la descarga

$$V_2 = V_1 \left[ \frac{P_1}{P_2} \right] \left[ \frac{T_2}{T_1} \right] \left[ \frac{Z_2}{Z_1} \right]$$

$$V_2 = 0.815\,7 \text{ m}^3/\text{seg} (0.193\,7)(1.178)(0.957)$$

$$V_2 = 0.178\,1 \text{ m}^3/\text{seg.}$$

7. - Volumen del espacio perjudicial

$$V_3 = 0.08 \quad V_1$$

$$V_3 = (0.08)(0.8157 \text{ m}^3/\text{seg})$$

$$V_3 = 0.065\,3 \text{ m}^3/\text{seg}$$

8. - Volumen reexpandido del espacio perjudicial

$$V_4 = V_3 \left[ \frac{P_2}{P_1} \right] \left[ \frac{T_1}{T_2} \right] \left[ \frac{Z_1}{Z_2} \right]$$

$$V_4 = 0.0653 \text{ m}^3/\text{seg} (5.16)(0.849)(1.044)$$

$$V_4 = 0.2987 \text{ m}^3/\text{seg}$$

9. - Desplazamiento del pistón en el cilindro

$$D = V_4 + V_1$$

$$D = 0.2987 \text{ m}^3/\text{seg} + 0.8157 \text{ m}^3/\text{seg}.$$

$$D = 1.1141 \text{ m}^3/\text{seg}.$$

10. - Espacio perjudicial

$$C = \frac{V_3}{V_4 + V_1}$$

$$C = 0.0653 \text{ m}^3/\text{seg} / 1.1141 \text{ m}^3/\text{seg}.$$

$$C = 0.058$$

$$C = 6\%$$

11. - Eficiencia del compresor.

$$\eta_c = \frac{Z_1 + Z_2}{2}$$

$$\eta_c = \frac{0.94 + 0.90}{2}$$

$$\eta_c = 0.92$$

$$\eta_c = 92\%$$

12. - Eficiencia volumétrica en el cilindro.

$$\eta_v = 1 - C \left[ \frac{Z_1}{Z_2} \left[ \frac{P_2}{P_1} \right] \left[ \frac{T_1}{T_2} \right] - 1 \right]$$

$$\eta_v = 1 - 0.06 (1.044)(5.16)(0.849) - 1$$

$$\eta_v = 0.786$$

$$\eta_v = 79\%$$

### 3.6.4. - CONDENSADOR DE BUTANO.

El condensador de butano EA-1201, se va a diseñar para condensar el flujo total de gases que salen de los compresores de butano, -  
1 282.32 m<sup>3</sup>/hr, multiplicandolo por la densidad del gas a las condiciones de salida de los compresores (5.333 Kg/cm<sup>2</sup> abs. y 51°C), la cual es de 12.412 Kg/m<sup>3</sup>

$$\dot{m}_v = (1\ 282.32\ \text{m}^3/\text{hr})(12.412\ \text{Kg}/\text{m}^3)$$

$$\dot{m}_v = 15\ 916.16\ \text{Kg}/\text{hr}.$$

Se utilizarán dos condensadores de tubos y envolvente, cada uno manejará la mitad del flujo total, o sea 7 958.08 Kg/hr.

La capacidad del condensador es de 7 958.08 Kg/hr., utilizando agua como medio de enfriamiento. La temperatura de entrada del vapor 51°C, la temperatura del líquido a la salida 41°C., como hay cambio de fase el calor latente 386.08 Kj/Kg. Las características del agua:

Temperatura de entrada	32°C.
Temperatura de salida	41°C.
Calor específico	4.186 9 Kj/Kg°C.

La viscosidad a una temperatura promedio de 36.5°C es de - - -  
0.000 75 Kg/m-seg. (0.75 centipoises).

1. - El agua circulará por los tubos debido a que tiene un alto grado de incrustación, siendo más fácil y económico limpiar los tubos, ya que de otra manera habría que limpiar no sólo la envolvente, sino que también el exterior de los tubos.

2. - Carga Térmica.

$$Q = \lambda \dot{m}v + W_1 C_{p\text{liq}} (T_1 - T_2)$$

ONDE:

$$\lambda = 386.08 \text{ Kj/Kg.}$$

$$\dot{m}v = 2.2106 \text{ Kg/seg.}$$

$$W_1 = 2.2106 \text{ Kg/seg.}$$

$$C_{p\text{liq}} = 0.59 \text{ BTU/lb}^\circ\text{F.}$$

$$C_{p\text{liq}} = 2.47 \text{ Kj/Kg}^\circ\text{C.}$$

$$T_1 = 51^\circ\text{C.}$$

$$T_2 = 41^\circ\text{C.}$$

$$Q = (386.08 \text{ Kj/Kg})(2.2106 \text{ Kg/seg}) + (2.2106 \text{ Kg/seg})(2.47 \text{ Kj/Kg}^\circ\text{C})(51^\circ\text{C} - 41^\circ\text{C})$$

$$Q = 853.47 \text{ Kj/seg} + 54.60 \text{ Kj/seg.}$$

$$Q = 908.07 \text{ Kw.}$$

3. - Gasto necesario de agua de enfriamiento.

$$W_t = \frac{Q}{C_{pt}(t_2 - t_1)}$$

ONDE:

$$C_{pt} = 4.1869 \text{ Kj/Kg}^\circ\text{C.}$$

$$t_2 = 41^\circ\text{C.}$$

$$t_1 = 32^\circ\text{C.}$$

$$W_t = \frac{908.07 \text{ Kj/seg.}}{4.1869 \text{ Kj/Kg}^\circ\text{C} (41^\circ\text{C} - 32^\circ\text{C})}$$

$$Wt = 24.10 \text{ Kg/seg}$$

$$Wt = 86.753.45 \text{ Kg/hr.}$$

4. - Diferencia media Logarítmica de Temperaturas.

$$\Delta T_{mL} = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln \frac{(T_1 - t_2)}{(T_2 - t_1)}}$$

$$\Delta T_{mL} = \frac{(51^\circ\text{C} - 41^\circ\text{C}) - (41^\circ\text{C} - 32^\circ\text{C})}{\ln \frac{(51^\circ\text{C} - 41^\circ\text{C})}{(41^\circ\text{C} - 32^\circ\text{C})}}$$

$$\Delta T_{mi} = 9.49^\circ\text{C.}$$

5. - Obtención del factor Ft.

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1}$$

$$R = \frac{51^\circ\text{C} - 41^\circ\text{C}}{41^\circ\text{C} - 32^\circ\text{C}} = 1.11$$

$$S = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1}$$

$$S = \frac{41^\circ\text{C} - 32^\circ\text{C}}{51^\circ\text{C} - 32^\circ\text{C}} = 0.4737$$

$$F_t = 0.980$$

6. - Número de pasos de los tubos. - El número de pasos en los

tubos es de 6 y en la envolvente de 3.

7. - Diferencia media de temperatura efectiva.

$$LMTD = \Delta T_{mL} \times F_t$$

$$LMTD = (9.49^\circ\text{C})(0.98)$$

$$LMTD = 9.3^\circ\text{C.}$$

8. - Obtención del factor T

$$TMT = \frac{t_1 + t_2}{2}$$

$$TMT = \frac{32+41}{2} = 36,5 \text{ } ^\circ\text{C}.$$

$$TME = \frac{T_1 + T_2}{2}$$

$$TME = \frac{51+41}{2} = 46^\circ\text{C}.$$

$$MTD1 = \frac{T_1 - T_2}{\ln \frac{T_1 - TMT}{T_2 - TMT}}$$

$$MTD1 = \frac{51 - 41}{\ln \frac{51 - 36,5}{41 - 36,5}} = 8,55 \text{ } ^\circ\text{C}.$$

$$MTD2 = \frac{T_1 - TME}{\ln \frac{T_1 - TMT}{TME - TMT}}$$

$$MTD2 = \frac{51 - 46}{\ln \frac{51 - 36,5}{46 - 36,5}} = 11,82^\circ\text{C}$$

$$MTD3 = \frac{TME - T_2}{\ln \frac{TME - TMT}{T_2 - TMT}}$$

$$MTD3 = \frac{46 - 41}{\ln \frac{46 - 36,5}{41 - 36,5}} = 6,69^\circ\text{C}.$$

$$T = \frac{\frac{1000}{MTD1}}{\frac{750}{MTD2} + \frac{250}{MTD3}}$$

$$T = \frac{\frac{1000}{8,55}}{\frac{750}{11,82} + \frac{250}{6,69}} = 1,16$$

9. - Obtención de la LMTD por intervalos.

$$LMTDi = LMTD \times T$$

$$LMTDi = (9,3^\circ\text{C})(1,16)$$

$$LMTDi = 10,79 \text{ } ^\circ\text{C}.$$

10. - Area de transferencia de calor.

$$\text{Suponemos } U_D = 104 \text{ BTU/Ft}^2 \text{ hr } ^\circ\text{F} = 0,5906 \text{ Kw/m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}.$$

$$A = \frac{Q}{U_D LMTDi}$$

$$A = \frac{908,07 \text{ Kw}}{(0,5906 \text{ Kw/m}^2\text{ } ^\circ\text{C})(10,79^\circ\text{C})}$$

$$A = 142,50 \text{ m}^2$$

11. - Seleccionamos tubos de 3/4 de pulgada (19.050 mm) de diámetro en arreglo triangular, con un espaciado de los tubos de 1 pulgada (25.4 mm), calibre 16 BWG y una longitud 12 ft (3.6576 m)

12. - Número de tubos

$$N_t = \frac{A}{ae \times L}$$

DONDE:

$$ae = 0.1963 \text{ ft}^2/\text{ft}.$$

$$ae = 0.05981 \text{ m}^2/\text{m}.$$

$$N_t = \frac{142.50 \text{ m}^2}{(0.05981 \text{ m}^2/\text{m})(3.6576 \text{ m})}$$

$$N_t = 652$$

13. - Area de flujo

$$af = \frac{N_t \times a'f}{n}$$

DONDE:

$$a'f = 0.302 \text{ in}^2$$

$$a'f = 0.0001948 \text{ m}^2$$

$$n = 6$$

$$af = \frac{(652)(0.0001948 \text{ m}^2)}{6}$$

$$af = 0.02117 \text{ m}^2$$

14. - Obtención del diámetro interior de la envolvente y el diámetro límite de los tubos.

$$D_i = 0.79 \text{ m (31 in)}$$

$$D_{otl} = 0.75 \text{ m (29 } 3/8 \text{ in)}$$

15. - Masa velocidad del agua de enfriamiento.

$$G_t = W_t / a_f$$

$$G_t = 24.10 \text{ Kg/seg} / 0.02117 \text{ m}^2$$

$$G_t = 1138.40 \text{ Kg/seg} \cdot \text{m}^2$$

16. - Velocidad del agua de enfriamiento.

$$V = G_t / Q_{H_2O}$$

DONDE:

$$Q_{H_2O} = 1000 \text{ Kg/m}^3$$

$$V = 1138.40 \text{ Kg/seg} \cdot \text{m}^2 / 1000 \text{ Kg/m}^3$$

$$V = 1.1384 \text{ m/seg.}$$

$$V = 3.73 \text{ pies/seg.}$$

17. - Obtención del número de Reynolds.

$$Re = \frac{d_i G_t}{\mu}$$

DONDE:

$$d_i = 0.62 \text{ in}$$

$$d_i = 0.01575 \text{ m.}$$

$$\mu = 0.00075 \text{ Kg/m} \cdot \text{seg.}$$

$$Re = \frac{(0.01575 \text{ m})(1138.4 \text{ Kg/seg} \cdot \text{m}^2)}{0.00075 \text{ Kg/m} \cdot \text{seg.}}$$

$$Re = 23906.0$$

18. - Obtención del coeficiente individual de transferencia de calor para los tubos.

$$h_{io} = 960 \text{ BTU/hr ft}^2 \cdot \text{F} = 5.4518 \text{ Kw/m}^2 \cdot \text{C.}$$

19. - Obtención del factor de fricción en los tubos

$$f = 0.00022 \text{ ft}^2/\text{in}^2 = 0.00000317 \text{ m}^2/\text{cm}^2$$

20. - Caída de presión en la sección Recta

$$\Delta P_t = \frac{f G t^2 L n}{2 g Q d i \phi t}$$

DONDE:

$$g = 9.81 \text{ m/seg}^2$$

$$\phi t = 1$$

$$\Delta P_t = \frac{(0.00000317 \text{ m}^2/\text{cm}^2)(1138.4 \text{ Kg/seg} \cdot \text{m}^2)^2 (3.6576 \text{ m})(6)}{2(9.81 \text{ m/seg}^2)(1000 \text{ Kg/m}^3)(0.01575 \text{ m})(1)}$$

$$\Delta P_t = 0.2918 \text{ Kg/cm}^2$$

21. - Caída de presión en la sección de Retorno

$$\Delta P_r = \frac{4 n v^2 Q}{2 g S}$$

DONDE:

$$S = 1$$

$$\Delta P_r = \frac{4(6)(1138.4 \text{ m/seg})^2 (1000 \text{ Kg/m}^3)}{2(9.81 \text{ m/seg}^2)(1)}$$

$$\Delta P_r = 1\,585.27 \text{ Kg/cm}^2$$

$$\Delta P_r = 0.158\,5 \text{ Kg/cm}^2$$

22. - Caída de presión total en los tubos.

$$\Delta P_T = \Delta P_t + \Delta P_r$$

$$\Delta P_T = 0.291\,8 \text{ Kg/cm}^2 + 0.158\,5 \text{ Kg/cm}^2$$

$$\Delta P_T = 0.450\,3 \text{ Kg/cm}^2$$

### 3.6.5. - TANQUE ACUMULADOR DE BUTANO.

El tanque acumulador de butano FA-1201 es un recipiente de balance de líquidos del tipo horizontal.

Este recipiente va a almacenar el líquido proveniente de los dos condensadores de butano para posteriormente alimentar los tanques de almacenamiento de butano.

La capacidad del recipiente es de 15 916.16 Kg/hr., la temperatura de operación 41°C., la presión de operación 3.6 Kg/cm<sup>2</sup> man.

1. - Tiempo de residencia  $T_s = 30 \text{ min.}$

2. - Presión de diseño  $P_d = 6.0 \text{ Kg/cm}^2$

3. - Temperatura de diseño  $T_d = 56^\circ\text{C.}$

4. - Material de Construcción. - Utilizamos acero al carbón,

SA-285-B, con un esfuerzo permisible de 878.75 Kg/cm<sup>2</sup>

(12 500 PSI)

5. - Eficiencia de la soldadura. - La consideramos de 80%

6. - Corrosión permisible. - Para efectos de dimensionamiento la consideramos de 3.175mm (1/8 in)

7. - Volumen de líquido

$$V_L = \dot{m}_l \cdot T_s / Q_1$$

DONDE :

$$\dot{m}_l = 15\,916.16 \text{ Kg/hr}$$

$$T_s = 30 \text{ min} = 0.50 \text{ hr.}$$

$$Q_1 = 570.60 \text{ Kg/m}^3$$

$$V_L = (15\,916.16 \text{ Kg/hr})(0.50 \text{ hr}) / 570.60 \text{ Kg/m}^3$$

$$V_L = 13.95 \text{ m}^3$$

8. - Volumen total del recipiente. - El nivel máximo de líquido está a una altura de 0.85 D, que corresponde aproximadamente al 80% del volumen total.

$$V_T = 13.95 \text{ m}^3 / 0.80$$

$$V_T = 17.44 \text{ m}^3$$

$$V_T = 616.33 \text{ ft}^3$$

9. - Diámetro óptimo

$$F = \frac{P}{C S E}$$

DONDE:

$$P = 6.0 \text{ Kg/cm}^2$$

$$S = 878.75 \text{ Kg/cm}^2$$

$$C = 0.3175 \text{ cm.}$$

$$E = 0.8$$

$$F = \frac{6.0 \text{ Kg/cm}^2}{(0.3175 \text{ cm})(878.75 \text{ Kg/cm}^2)(0.8)}$$

$$F = 0.0269 \text{ cm}^{-1}$$

$$F = 0.0106 \text{ in}^{-1}$$

Entramos a la gráfica de Abakians con  $VT = 616.33 \text{ ft}^3$  y

$F = 0.0106 \text{ in}^{-1}$  y obtenemos el diámetro interior del recipiente

$$D = 7 \text{ ft.}$$

$$D = 2.134 \text{ m.}$$

10. - Tipo de cabeza. - Como el recipiente trabaja a presión, seleccionamos cabeza elíptica.

11. - Longitud del cilindro. - Para determinar la longitud del cilindro necesitamos conocer el volumen de las dos cabezas.

$$V_c = 2(\pi r^3/4)$$

DONDE:

$r$  = radio del cilindro = 1.067 m.

$$V_c = \frac{(3.1416)(1.067 \text{ m})^3}{2}$$

$$V_c = 1.91 \text{ m}^3$$

El volumen del cilindro está dado por

$$V_d = VT - V_c$$

$$Vd = 17.44 \text{ m}^3 - 1.91 \text{ m}^3$$

$$Vd = 15.53 \text{ m}^3$$

El área transversal del cilindro

$$At = \pi D^2/4$$

$$At = (3.1416)(2.134 \text{ m})^2/4$$

$$At = 3.58 \text{ m}^2$$

$$Vd = At \cdot Ld$$

$$Ld = Vd/At$$

$$Ld = 15.53 \text{ m}^3/3.58 \text{ m}^2$$

$$Ld = 4.34 \text{ m.}$$

O sea, 14.24 ft, redondeamos a 16 ft. para poder combinar placas comerciales, por lo tanto, la longitud final es de:

$$Ld = 4.877 \text{ m.}$$

Comprobamos que estamos dentro del rango para recipientes de proceso.

$$4.877 \text{ m}/2.134 \text{ m} = 2.29$$

Como los valores entran dentro del rango, determinamos los resultados finales.

$$\text{Diámetro} = 2.134 \text{ m (7 ft)}$$

$$\text{Longitud} = 4.877 \text{ m (16 ft)}$$

12. - Espesor de la placa del cascarón del cilindro

$$td = \frac{PR}{SE - 0.6 P} + C$$

DONDE:

$$R = 106.7 \text{ cm.}$$

$$t_d = \frac{(6.0 \text{ Kg/cm}^2)(106.7 \text{ cm})}{(878.75 \text{ Kg/cm}^2)(0.8) - 0.6 (6.0 \text{ Kg/cm}^2)} + 0.3175 \text{ cm.}$$

$$t_d = 1.2329 \text{ cm.}$$

Usar espesor comercial de 1.270 cm (1/2 in)

13. - Espesor de las cabezas del recipiente.

$$t_c = \frac{P D}{2SE - 0.2 P} + C$$

DONDE:

$$D = 213.4 \text{ cm.}$$

$$E = 1.0$$

$$t_c = \frac{(6.0 \text{ Kg/cm}^2)(213.4 \text{ cm})}{2(878.75 \text{ Kg/cm}^2)(1) - 0.2 (6.0 \text{ Kg/cm}^2)} + 0.3175 \text{ cm.}$$

$$t_c = 1.0465 \text{ cm.}$$

Usar espesor comercial de 1.270 cm (1/2 in)

### 3.6.6. - BOMBA DE RECIRCULACION DE BUTANO.

La bomba de recirculación de butano GA - 1202 será del tipo centrífugo. Se contará con tres bombas para la recirculación de butano líquido en cada tanque de almacenamiento.

Cada bomba manejará un gasto de  $0.010 \text{ l m}^3/\text{seg.}$  (160.0 GPM), la viscosidad del butano líquido a  $-3.7^\circ\text{C.}$ , es de  $0.00023 \text{ Kg/m - seg - -}$

(0.23 centipoises).

1. - Diámetro del tubo en la succión. - Suponemos una velocidad de 0.61 m/seg (2.0 pies/seg.)

$$Q = V A$$

$$A = \pi D^2/4$$

$$D = \sqrt{\frac{4Q}{\pi V}}$$

$$D = \sqrt{\frac{4(0.010 \text{ l m}^3/\text{seg})}{(3.1416)(0.61 \text{ m/seg})}}$$

$$D = \sqrt{0.02108 \text{ m}^2}$$

$$D = 0.1452 \text{ m.}$$

Este valor lo redondeamos a un diámetro comercial de 15.24 cm (6.0 in).

2. - Velocidad del fluido en la succión.

$$Q = V A$$

$$V = Q/A.$$

$$V = 4Q/\pi D^2$$

$$V = (4)(0.010 \text{ l m}^3/\text{seg})/(3.1416)(0.1524 \text{ m})^2$$

$$V = 0.5537 \text{ m/seg.}$$

3. - Viscosidad cinemática.

$$\nu = \mu / \rho$$

DONDE:

$$\mu = 0.00023 \text{ Kg/m-sec}$$

$$\rho = (0.00023 \text{ Kg/m-sec}) / (570.6 \text{ Kg/m}^3)$$

$$\nu = 0.00000403 \text{ m}^2/\text{seg.}$$

4. - Número de Reynolds en la succión.

$$Re = V D / \nu$$

$$Re = \frac{(0.5537 \text{ m/seg})(0.1524 \text{ m})}{0.00000403 \text{ m}^2/\text{seg.}}$$

$$Re = 209389.0$$

5. - Rugosidad relativa en la succión.

Utilizaremos Acero Comercial, de la figura 3.24 con el diámetro de 6 pulgadas, obtenemos:

$$\epsilon / D = 0.0003$$

6. - Carga estática de succión.

Para determinar la carga estática de succión, consideramos las condiciones críticas, o sea, cuando el nivel del líquido esté en el nivel mínimo del tanque.

El nivel mínimo del líquido se localiza a 25% de la altura del tanque (3.58 m)

El tanque está montado sobre una base de 1.5 m. sobre el nivel

del piso, el eje de la bomba se localiza a 0.5 m. de este mismo nivel.

$$C E S = 3.58 \text{ m} + 1.5 \text{ m} - 0.5 \text{ m.}$$

$$C E S = 4.58 \text{ m.}$$

7. - Presión del vapor. - A la temperatura de almacenamiento (-3.7°C), la presión del vapor (figura 322) es de:

$$P_v = 0.85 \text{ Kg/cm}^2 \text{ abs.}$$

$$P_v = (0.85 \text{ Kg/cm}^2 \text{ abs})(10)/0.57$$

$$P_v = 14.91 \text{ m.}$$

8. - Pérdidas primarias en la succión.

$$P_{ps} = f (L/D)(V^2/2g)$$

DONDE:

$$L = 177.0 \text{ m.}$$

$$g = 9.81 \text{ m/seg}^2$$

$$f = 0.018$$

El factor de fricción (f) lo calculamos en el diagrama de Moody

con  $\epsilon/D = 0.0003$  y  $Re = 209389.0$

$$P_{ps} = (0.018)(177.0 \text{ m}/0.1524 \text{ m})((0.5537 \text{ m/seg})^2/2(9.81 \text{ m/seg}^2))$$

$$P_{ps} = (0.018)(1161.42)(0.01563 \text{ m})$$

$$P_{ps} = 0.3268 \text{ m.}$$

9. - Pérdidas secundarias en la succión.

ACCESORIO	CANTIDAD	DIAMETRO (cm)	LONG. EQUIVALENTE. (m)
Entrada Ordinaria	1	15.24	2.743 2
Codo estandar	7	15.24	35.204 4
Válvula de Compuerta	1	15.24	1.219 2
Filtro	1	15.24	12.192 0
Brida de Succión en la bomba.	1	7.62	3.048 0
			L. E. = 54.406 8

$$P_{ss} = f(L.E/D)(V^2/2g)$$

$$P_{ss} = (0.018)(54.41 \text{ m}/0.1524 \text{ m})(0.5537 \text{ m/seg})^2/2 (9.81 \text{ m/seg}^2)$$

$$P_{ss} = (0.018)(357.02)(0.01563 \text{ m})$$

$$P_{ss} = 0.1004 \text{ m.}$$

10. - Pérdidas totales en la succión.

$$H_s = P_{ps} + P_{ss} + P_v - CES.$$

$$H_s = 0.3268 \text{ m} + 0.1004 \text{ m} + 14.91 \text{ m} - 4.58 \text{ m.}$$

$$H_s = 10.76 \text{ m.}$$

11. - Diámetro del tubo en la descarga.- Debido a que la velocidad del fluido aumenta después de salir de la bomba, el diámetro en la tubería de descarga será de 10.16 cm (4 in).

12. - Velocidad del fluido en la descarga.

$$Q = V A$$

$$V = 4 Q / \pi D^2$$

$$V = (4)(0.010 \text{ l m}^3/\text{seg.}) / (3.1416)(0.1016 \text{ m})^2$$

$$V = 1.25 \text{ m/seg.}$$

13. - Número de Reynolds en la descarga.

$$Re = V D / \nu$$

$$Re = \frac{(1.25 \text{ m/seg})(0.1016 \text{ m})}{0.000000403 \text{ m}^2/\text{seg}^2}$$

$$Re = 315136.0$$

14. - Rugosidad relativa en la descarga. - Utilizaremos Acero comercial, de la figura 3.24 con el diámetro de 4 pulgadas, obtenemos:

$$\epsilon/D = 0.00045$$

15. - Elevación estática en la descarga. - La boquilla de descarga de la tubería se encuentra a 28.96 m sobre el nivel del piso y el eje de la bomba está a 0.5 m.

$$EED = 28.96 \text{ m} - 0.5 \text{ m.}$$

$$EED = 28.46 \text{ m.}$$

16. - Pérdidas primarias en la descarga.

$$Ppd = f (L/D)(V^2/2g)$$

DONDE:

$$L = 226.0 \text{ m.}$$

$$f = 0.0185$$

El factor de fricción (f) lo calculamos en el diagrama de --

Moody con  $\epsilon/D = 0.00045$  y  $Re = 315136.0$

$$Ppd = (0.0185)(226.0 \text{ m}/0.1016 \text{ m})((1.25 \text{ m/s})^2/2 (9.81 \text{ m/seg}^2))$$

$$Ppd = (0.0185)(2224.41)(0.0796 \text{ m})$$

$$Ppd = 3.28 \text{ m.}$$

17. - Pérdidas secundarias en la descarga.

ACCESORIO	CANTIDAD	DIAMETRO (cm)	LONG. EQUIVALENTE (m)
Brida de des- carga en la - bomba.	1	5.08	1.6764
Válvula de re- tención	1	10.16	7.6200
Válvula de -- Compuerta	1	10.16	0.7620
Codo estandars	10	10.16	30.4800
Brida de des-- carga en el tan- que.	1	10.16	0.7620
			L. E. = 41.3004

$$Psd = f(L.E./D)(V^2/2g)$$

$$Psd = (0.0185)(41.30/0.1016 \text{ m})((1.25 \text{ m/seg})^2/2 (9.81 \text{ m/seg}^2))$$

$$Psd = (0.0185)(406.50)(0.0796 \text{ m})$$

$$Psd = 0.5986 \text{ m.}$$

18. - Pérdidas totales en la descarga.

$$Hd = Ppd + Psd + EED$$

$$H_d = 3.28 \text{ m} + 0.5986 \text{ m} + 28.46 \text{ m}.$$

$$H_d = 32.34 \text{ m}.$$

19. - Pérdidas totales en el sistema.

$$HT = H_d + H_s$$

$$HT = 43.10 \text{ m}.$$

20. - Potencia de la bomba

$$PB = Q Q HT$$

$$PB = (570.6 \text{ Kg/m}^3)(0.0101 \text{ m}^3/\text{seg})(43.10 \text{ m})$$

$$PB = 248.39 \text{ Kg} \cdot \text{m}/\text{seg}.$$

$$1 \text{ Kg} = 9.81 \text{ Nw}.$$

$$PB = (248.39 \text{ Kg-m}/\text{seg})(9.81 \text{ Nw}/\text{Kg})$$

$$PB = 2436.71 \text{ watts}.$$

$$PB = 3.27 \text{ H. P.}$$

### 3.6.7. - BOMBA DE CARGA DE BUTANO A BARCOS.

Se tendrán tres bombas de carga de butano a barco GA-L201, del tipo centrífugo y manejará 1 000 TPH de butano líquido.

La descarga de las bombas se calculará a los límites de Bateria en donde se entregará a una presión de  $5.0 \text{ Kg/cm}^2 \text{ man}$ .

Cada bomba enviará a barcos un gasto de  $0.15954 \text{ m}^3/\text{seg}$ . (2526.0 GPM).

1. - Diámetro del tubo en la succión.

Suponemos una velocidad del fluido de 0.014 4 m/seg. -

(3 pies/seg).

$$Q = VA$$

$$A = \pi D^2/4$$

$$D = \sqrt{\frac{4Q}{\pi V}}$$

$$D = \sqrt{\frac{4(0.159\ 54\ \text{m}^3/\text{seg.})}{(3.1416)(0.914\ 4\ \text{m}/\text{seg})}}$$

$$D = \sqrt{0.222\ 1\ \text{m}^2}$$

$$D = 47.13\ \text{cm.}$$

Seleccionamos un diámetro comercial de 45.72 cm (18.0 in)

2. - Velocidad del fluido en la succión.

$$Q = VA$$

$$V = Q/A$$

$$V = 4Q/\pi D^2$$

$$V = (4)(0.159\ 54\ \text{m}^3/\text{seg})/(3.1416)(0.457\ 2\ \text{m})^2$$

$$V = 0.971\ 8\ \text{m}/\text{s eg.}$$

3. - Viscosidad cinemática.

$$\nu = \mu/\rho$$

$$\nu = (0.000\ 23\ \text{Kg}/\text{m} \cdot \text{seg})/(570.60\ \text{Kg}/\text{m}^3)$$

$$\nu = 0.000\ 000\ 403\ \text{m}^2/\text{seg.}$$

4. - Número de Reynolds en la succión.

$$Re = VD/\nu$$

$$Re = \frac{(0.9718 \text{ m/seg})(0.4572 \text{ m})}{0.000000403 \text{ m}^2/\text{seg}}$$

$$Re = 1102272.0$$

5. - Rugosidad relativa en la succión. - Utilizaremos acero comercial de la figura 3.24 con el diámetro de 18 pulgadas, obtenemos:

$$\epsilon/D = 0.0001$$

6. - Carga estática de succión. - El nivel mínimo del líquido se encuentra a 3.58 m. El tanque está montado sobre una base de 1.5 m. y el eje de la bomba se localiza a 0.80 m., de este mismo nivel.

$$C.E.S = 3.58 \text{ m} + 1.5 \text{ m} - 0.8 \text{ m.}$$

$$C.E.S. = 4.28 \text{ m.}$$

7. - Presión del vapor. - La presión del vapor a la temperatura de almacenamiento del butano (-3.7°C) es de:

$$P_v = 0.85 \text{ Kg/cm}^2 \text{ abs.}$$

$$P_v = (0.85 \text{ Kg/cm}^2 \text{ abs.})(10)/0.57$$

$$P_v = 14.91 \text{ m.}$$

8. - Pérdidas primarias en la succión.

$$P_{ps} = f(L/D)(V^2/2g)$$

DONDE:

$$L = 195.0 \text{ m.}$$

$$g = 9.81 \text{ m/seg}^2$$

$$f = 0.0135$$

En el Diagrama de Moody, calculamos el factor de fricción con  $\epsilon/D = 0.0001$  y  $Re = 1102272.0$

$$Pps = (0.0135)(195.0 \text{ m}/0.4572 \text{ m})((0.9718 \text{ m/seg})^2/2(9.81 \text{ m/seg}^2))$$

$$Pps = (0.0135)(426.51)(0.0481 \text{ m})$$

$$Pps = 0.2769 \text{ m.}$$

9. - Pérdidas secundarias en la succión.

ACCESORIO	CANTIDAD	DIAMETRO (cm)	LONG. EQUIVALENTE (m)
Entrada Ordinaria.	1	45.72	7.6200
Codo estandars	6	45.72	82.2150
Válvula de Compuerta	1	45.72	3.3528
Filtro	1	45.72	35.0520
Brida de Succión en la bomba	1	45.72	4.8768
			L. E. 133.1166

$$Pss = f (L. E / D)(V^2/2g)$$

$$Pss = (0.0135)(133.12 \text{ m}/0.4572 \text{ m})((0.9718 \text{ m/seg})^2/2(9.81 \text{ m/seg}^2))$$

$$Pss = (0.0135)(291.16)(0.0481 \text{ m})$$

$$Pss = 0.1891 \text{ m.}$$

10. - Pérdidas totales en la succión.

$$Hs = Pps + Pss + Pv - CES$$

$$H_s = 0.276 \text{ m} + 0.189 \text{ m} + 14.91 \text{ m} - 4.28 \text{ m}$$

$$H_s = 11.10 \text{ m.}$$

11. - Diámetro del tubo en la descarga. - Debido a que la velocidad del fluido aumenta después de salir de la bomba, el diámetro en la tubería de descarga será de 25.40 cm (10 in).

12. - Velocidad del fluido en la descarga.

$$Q = V A$$

$$V = 4Q / \pi D^2$$

$$V = (4)(0.159 \text{ m}^3/\text{seg}) / (3.1416)(0.254 \text{ m})^2$$

$$V = 3.15 \text{ m/seg.}$$

13. - Número de Reynolds en la descarga.

$$Re = V D / \nu$$

$$Re = \frac{(3.15 \text{ m/seg})(0.154 \text{ m})}{0.000000403 \text{ m}^2/\text{seg.}}$$

$$Re = 1 \text{ 985 360.0}$$

14. - Rugosidad relativa en la descarga. - Utilizaremos Acero comercial, de la figura 324 con el diámetro de 10 pulgadas, obtenemos.

$$\epsilon/D = 0.00018$$

15. - Presión en la Descarga

$$P_d = 5.0 \text{ Kg} / \text{cm}^2 \text{ man.}$$

$$P_d = 65.0 \text{ Kg/cm}^2 \text{ man})(10)/0.57$$

$$P_d = 87.72 \text{ m.}$$

16. - Elevación estática en la descarga. - La tubería de descarga en los límites de Batería se encuentra a una altura de 9.0 m. sobre el nivel del piso, el eje de la bomba está a 0.8 m.

$$EED = 9.0 \text{ m} - 0.8 \text{ m.}$$

$$EED = 8.2 \text{ m.}$$

17. - Pérdidas primarias en la descarga.

$$P_{pd} = f (L/D)(V^2/2g)$$

DONDE:

$$L = 32.0 \text{ m.}$$

$$f = 0.0142$$

En el diagrama de Moody, calculamos el factor de fricción con  $\epsilon/D = 0.00018$  y  $Re = 1985360.0$

$$P_{pd} = (0.0142)(32.0 \text{ m}/0.254 \text{ m})((3.15 \text{ m/seg})^2/2(9.81 \text{ m/seg}^2))$$

$$P_{pd} = (0.0142)(125.98)(0.506 \text{ m.})$$

$$P_{pd} = 0.9052 \text{ m.}$$

18. - Pérdidas secundarias en la descarga.

ACCESORIO	CANTIDAD	DIAMETRO (cm)	LONG. EQUIV. (m)
Brida de Descarga en la bomba	1	12.70	3.048 0
Válvula de Retención	1	25.40	19.812 0
Válvula de Compuerta	1	25.40	3.352 8
Codo estandar	5	25.40	38.100 0

ACCESORIO	CANTIDAD	DIAMETRO (cm)	LONG. EQUIV. (m)
Brida en la tubería de descarga.	1	25.40	1.676 4
			<hr/>
			L. E. = 65.989 2

$$Psd = f (L. E. / D) (\sqrt{v}^2 / 2g)$$

$$Psd = (0.014 2)(65.99 \text{ m} / 0.254 0 \text{ m}) ((3.15 \text{ m/seg})^2 / 2(9.81 \text{ m/seg}^2))$$

$$Psd = (0.014 2)(259.80)(0.506 \text{ m})$$

$$Psd = 1.866 7 \text{ m.}$$

19. - Pérdidas totales en la descarga

$$Hd = Ppd + Psd + Pd + EED.$$

$$Hd = 0.905 2 \text{ m} + 1.866 7 \text{ m} + 87.72 \text{ m} + 8.2 \text{ m.}$$

$$Hd = 98.69 \text{ m.}$$

20. - Pérdidas totales en el sistema

$$HT = Hd + Hs$$

$$HT = 98.69 \text{ m} + 11.10 \text{ m.}$$

$$Ht = 109.79 \text{ m.}$$

21. - Potencia de la bomba

$$PB = Q Q HT$$

$$PB = (590.60 \text{ Kg/m}^3)(0.159 54 \text{ m}^3/\text{seg})(109.79 \text{ m})$$

$$PB = 9 994.57 \text{ Kg-m/seg.}$$

$$1 \text{ Kg} = 9.81 \text{ Nt}$$

$$PB = (9 994.57 \text{ Kg-m/seg})(9.81 \text{ Nw/Kg})$$

$$PB = 98 046.73 \text{ watts}$$

$$PB = 131.48 \text{ H. P.}$$

C A P I T U L O IV

DISTRIBUCION DE LA PLANTA

4.1. - Conceptos Básicos Sobre la Distribución de Planta	243
4.1.1. - Principios de la Distribución de Planta	244
4.1.2. - Factores que Afectan la Distribución de Planta	245
4.1.3. - Tipos Básicos de Distribución de Planta	246
4.2. - Criterios Utilizados en la Distribución de la Planta	247
4.3. - Tipo de Distribución Empleada	255
4.4. - Dimensiones del Equipo Utilizado en el Proceso	256
4.4.1. - Sección de Almacenamiento de Propano	256
4.4.2. - Sección de Almacenamiento de Butano	258
4.5. - Equipo Empleado en los Servicios Auxiliares	259
4.6. - Formas de Representación de los Equipos	260
4.7. - Plano de Localización General de Equipo.	260

#### IV. - DISTRIBUCION DE LA PLANTA

La distribución de una planta comprende la disposición física ordenada de las posibilidades industriales. Esta disposición de los medios industriales tales como: Equipo, maquinaria, operadores, áreas requeridas para el movimiento de materiales y su almacenaje, incluyendo la mano de obra indirecta, servicios auxiliares, etc., con el fin de obtener una unidad funcional y los beneficios correspondientes. Las ventajas que se pueden obtener con una buena distribución, pueden ser las siguientes:

1. - Reducción del riesgo para la salud y aumento de la seguridad de los operadores.
2. - Elevación de la moral y la satisfacción del operador.
3. - Incremento de la capacidad de la planta y disminución de los retrasos en la operación.
4. - Funcionalidad de acuerdo a la operación del proceso y ahorro de área ocupada (áreas de proceso, de almacenamiento y servicios).
5. - Facilidad en el mantenimiento del equipo.

##### 4.1. - CONCEPTOS BASICOS SOBRE LA DISTRIBUCION DE PLANTA.

Los conceptos teóricos que rigen la distribución de las Plan

tas de Proceso se enuncian en la siguientes subsecciones.

#### 4.1.1. - PRINCIPIOS DE LA DISTRIBUCION DE PLANTA.

El distribuir una planta industrial, requiere de ciertos elementos básicos de diseño, y así como la mecánica se rige por las Leyes de la Física, la distribución de Plantas se fundamenta en los siguientes principios:

**PRINCIPIO DE LA INTEGRACION TOTAL.** - La mejor integración es aquella que combina a los hombres, materiales, equipos, servicios, y demás actividades auxiliares, de tal manera que resulte la mejor integración.

**PRINCIPIO DE LA MINIMA DISTANCIA.** - A igualdad de circunstancias, será mejor aquella distribución que permita mover los materiales una mínima distancia entre los diferentes puntos o áreas de trabajo.

**PRINCIPIO DEL RECORRIDO O FLUJO DE MATERIALES.** - Para obtener una buena distribución, es necesario ordenar las áreas de trabajo para cada operación o proceso en el mismo orden en que se desarrollan o tratan los materiales.

**PRINCIPIO DEL ESPACIO CUBICO.** - El ahorro económico, se obtiene de utilizar el área disponible tanto en forma vertical como horizontal.

**PRINCIPIO DE SATISFACCION Y SEGURIDAD.** - Toda distribución de planta, debe funcionar con el máximo de seguridad y satisfacción para los operadores.

**PRINCIPIO DE LA FLEXIBILIDAD.** - A igualdad de condiciones, siempre será más efectiva la distribución que puede ser ajustada y reordenada con menos costo e inconvenientes.

#### 4. 1. 2. - FACTORES QUE AFECTAN LA DISTRIBUCION DE PLANTA.

Los factores que tienen influencia sobre cualquier distribución de planta, se dividen en ocho grupos:

1. - **FACTOR MATERIAL.** - Incluye diseño, variedad, volumen, operaciones necesarias y su secuencia.
2. - **FACTOR MAQUINARIA.** - Incluye equipo de producción, herramientas y su utilización.
3. - **FACTOR HOMBRE.** - Involucrando la supervisión y los servicios auxiliares, al mismo tiempo que la mano de obra indirecta.
4. - **FACTOR MOVIMIENTO.** - Incluyendo el transporte interno y extradepartamental, y la manipulación en las diferentes operaciones, almacenaje e inspecciones.
5. - **FACTOR ESPERA.** - Incluye los almacenamientos tem-

porales y permanentes, así como las demoras.

6. - FACTOR SERVICIO. - Cubriendo el mantenimiento, inspección, control de desperdicios, programación y expediciones.
7. - FACTOR EDIFICIO. - Comprende los elementos y particularidades interiores y exteriores de los edificios, así como la distribución y equipo de las instalaciones.
8. - FACTOR CAMBIO. - Teniendo en cuenta la versatilidad, flexibilidad y expansión.

#### 4. 1. 3. - TIPOS BASICOS DE DISTRIBUCION DE PLANTAS.

De acuerdo a las características de las plantas de proceso, - la distribución de planta se identifica por dos tipos básicos.

DISTRIBUCION POR PROCESO. - Es toda disposición física de maquinaria, equipo, materiales, etc., constituyendo una planta industrial en la que se agrupan todas las operaciones o procesos similares; - esta disposición también se conoce como "Arreglo Agrupado" y esto es - porque equipos similares tales como: Torres, cambiadores de calor, -- compresores, bombas, etc., se agrupan juntos en áreas separadas para facilitar la operación y el mantenimiento.

DISTRIBUCION POR PRODUCTO. - Esta distribución, deno-

minada también por línea de producción o arreglo en línea, es la que ordena los equipos o áreas de acuerdo a la secuencia de operaciones, las que se efectúan una después de la otra, es decir, de acuerdo al --- Diagrama de Flujo de Proceso.

#### 4.2. - CRITERIOS UTILIZADOS EN LA DISTRIBUCION DE LA PLANTA.

La comprensión del proceso es fundamental en la distribución de toda Planta de Proceso, debido a que debe tenerse un conocimiento -- completo del funcionamiento de la planta. Los Diagramas de Flujo de Proceso muestran la secuencia de todas las operaciones, desde la llegada de la materia prima hasta el arreglo final del producto terminado, - además, visualizan la interconexión que existe entre los diferentes equipos, con sus respectivas condiciones de operación.

Los Diagramas de Flujo de Proceso de las Secciones de Almacenamiento de Propano y Butano, se encuentran en la sección correspondiente a la Descripción del Proceso del capítulo II (figuras 2.1 y 2.2 respectivamente).

Establecer criterios para la distribución de equipos y áreas en el diseño de plantas de proceso, es indispensable para cumplir con las normas de seguridad. A continuación, se describen los criterios utilizados en la distribución de esta planta, considerando además las tablas de distancias mínimas entre equipos. (tablas 4.1 y 4.2).

1. - Una vez que ha sido seleccionado el sitio, es necesario -



NOTA  
DISTANCIA EN METROS

	HORNO	COLUMNA DE DESTILACION	REACTOR	CAMBIADOR DE CALOR	RECIPIENTE A PRESION	RECIPIENTE ADOSFERICO	BOMBA	COMPRESOR	CUARTO DE CONTROL
HORNO	7.80								
COLUMNA DE DESTILACION	30.50	3.50							
REACTOR	7.60	15.25	7.62						
CAMBIADOR DE CALOR	15.25	2.45	6.10	.91					
RECIPIENTE A PRESION	15.20	2.50	6.20	2.44	1.52				
RECIPIENTE ADOSFERICO	15.25	30.50	6.10	24.25		DIAM			
BOMBA	2.20	4.57	6.70	1.52	4.67	4.57	.91		
COMPRESOR	30.57	9.15	12.20	7.62	9.15	7.62	7.62	3.05	
CUARTO DE CONTROL	15.25	5.25 30.50	15.25 30.50	15.25	15.25	30.50 61.00	15.25	15.25 30.50	3.05
SOPORTE DE TUBERIA	6.10	2.45	6.10	.91	1.62	1.52	2.44	4.57	4.37

TABLA 4.2 DISTANCIAS RECOMENDADAS PARA DISTRIBUCION DE EQUIPO EN PLANTAS INDUSTRIALES

conocer con que área se cuenta para llevar a cabo la distribución de la planta.

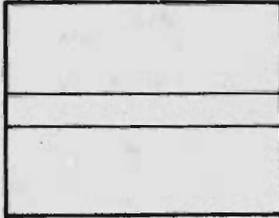
Considerando que el área disponible es suficiente, el primer factor que se debe conocer es la topografía del lugar. Si el terreno es relativamente plano, no se encontrará muchos problemas. Pero, para un terreno plano, es importante saber las condiciones del suelo. Algunos terrenos planos han sido rellenados por algunos medios al paso de los años. Generalmente, el suelo natural tendrá buena capacidad de carga, mientras que las áreas de relleno pueden no tenerlas, requiriendo, por lo tanto, cimentación especiales.

2. - La dirección de los vientos es un factor importante que debe tomarse en cuenta cuando se establece la distribución del equipo, poder conocer hacia dónde pueden los vapores ser enviados por el viento cuando existe una fuga, o simplemente un venteo es de suma importancia. En función de esto se determinará la localización de equipo como quemadores y hornos con relación a la torre de ligeros, ya que por su seguridad en caso de fuga, se evitará que los ligeros sean llevados por el viento al fuego, será por lo tanto, el primer objetivo de seguridad.

3. - Existen varios tipos de soportes principales de tubería, dependiendo de las entradas de insumos y salidas de los productos, además del proceso, capacidad, tipo y necesidades de la planta; pudiendo ser estos de los siguientes tipos: I, T, U, L, y Z. (figura 4.1).

**SOPORTERIA TIPO I**

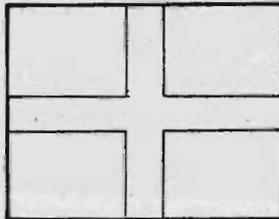
**MATERIA  
PRIMA**



**PRODUCTO  
TERMINADA**

**SOPORTERIA TIPO T**

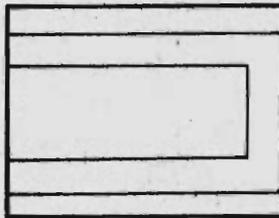
**MATERIA  
PRIMA**



**PRODUCTO  
TERMINADO**

**SOPORTERIA TIPO U**

**ACCESO PARA  
CARGA  
Y  
DESCARGA**



**FIG. 4.1 TIPOS DE SOPORTERIA**

La soportería tipo I, se utiliza en plantas industriales no muy grandes donde los insumos y servicios auxiliares entran por un lado de la planta y el producto terminado por el lado opuesto, es decir, la tubería sigue el sentido de flujo del proceso de la materia prima. Algunas veces, por las condiciones del arreglo de equipo, la -- soportería que resulta es del tipo L, que tiene las mismas características que la del tipo I, sólo que el producto terminado sale por un lado perpendicular a la entrada.

Las soporterías tipo T, U, y Z, se utilizan en plantas más grandes y en donde el tendido de tubería es más complicado. La soportería tipo T es usada en plantas donde las materias primas, servi cios auxiliares o productos terminados entran o salen del Límite de - Bateria por diferentes lados.

Las soporterías tipo U y Z, se utilizan en plantas donde - se requiere que a lo largo de las tuberías existan unidades de proceso a cada lado.

Los soportes de tuberías deben ser dimensionados para - permitir expansiones futuras de la planta, para este tipo de planta, el ancho de la soportería varía entre 8 a 10 metros.

4. - Se deberán proveer carreteras de acceso o espacios - libres atrás de la línea de equipos principales. Para los edificios, ta

les como cuarto de compresores, cuarto de control, se deberán manter en ambos extremos sus accesos, de la misma manera para tanques de almacenamiento y en general para las áreas que requieren equipos - móviles para el manejo de materiales.

5. - Fuera del área principal de la planta, es más económi- co llevar tubería en durmientes, por ejemplo, la tubería entre la planta y las torres de enfriamiento o entre la planta y la casa de compresores.

La longitud de las líneas de aceros aleados deben investigar se contra la localización del equipo para mantenerlas tan cortas como sea posible sin dejar de considerar las necesidades de proceso y opera- ción.

Se estima que el costo de las líneas de tuberías representa un 20% de la inversión total. Un aumento incrementa lógicamente el -- costo de la planta, que se traduce como un aumento en la potencia de -- las bombas, compresores y un incremento de accesorios generando -- gastos de energía y sobrediseño de equipos.

6. - Si el condensador de tubo y coraza se localiza arriba -- del Tanque Acumulador, será necesario proporcionar una estructura.

7. - Las bombas se deben colocar cerca y abajo de su punto de succión, para evitar pérdidas por fricción y consumo de tubería. -- Normalmente, se localizan bajo la tubería que va por los soportes. La

descarga de la bomba se sitúa a 0.61 m., fuera de la línea central de las columnas que soportan la tubería. Las bombas pueden ser espaciadas aproximadamente 2.20 m., sobre la línea central para bombas medianas, aumentando para bombas grandes. Su localización en tanques de almacenamiento será lo más cerca posible, pero fuera del dique.

8. - Los compresores se deben situar de modo que la línea de succión se acorte tanto como sea posible. En compresores de recirculación, mantener el circuito de entrada lo más corto que se pueda, de esta manera se reducirá el costo del compresor así como el de tubería. En caso de que se requiera una grúa, se debe dejar espacio para el arribo hasta el área de operación.

9. - Los tanques de almacenamiento, además de la distancia mínima entre equipos adyacentes, se requiere de un dique, esto es con la finalidad de que en caso de ruptura del tanque, el líquido almacenado no se esparza por la planta y provoque un incendio o cualquier otro accidente.

10. - El cuarto de control se debe localizar de tal manera que permita a los operadores tener un rápido acceso y una mejor visibilidad de todas las secciones de la unidad.

11. - Las torres de enfriamiento deberán colocarse cerca de los Límites de Baterías, para despejar las zonas de proceso y reducir el riesgo de incendio.

12. - Los estanques de enfriamiento pueden ser localizados en un lugar remoto, normalmente en el área menos deseada, lejos del área de producción.

#### 4.3. - TIPO DE DISTRIBUCION EMPLEADA.

El buen funcionamiento y bajo costo de operación de una -- planta, depende principalmente de una distribución óptima de los equipos y de las áreas de operación.

En consecuencia, el proyecto de una planta, no sólo depende considerar los gastos iniciales en equipos y construcción, sino, también tomar en cuenta los futuros gastos de mantenimiento, operación y seguridad, principalmente, tanto del personal como del equipo.

La distribución con estética, que proporciona una vista agradable de la planta, es fundamental para mejorar la seguridad del personal, ya que crea un mejor ambiente laboral, reflejándose en la elevación de la moral del operario, influyendo en forma directa en la reducción de accidentes, además, genera mayor adaptación y satisfacción de los operarios con sus labores.

Una vez que hemos descrito todo lo relacionado a la distribución de planta, el paso siguiente es evaluar las diferentes alternativas - con respecto a los tipos de distribución mencionados anteriormente, teniendo presente que el propósito de una buena distribución es proporcionar seguridad y un flujo económico de materiales. Para nuestro caso,

y en base a los criterios y principios que rigen en la distribución, así como los diferentes parámetros que se involucran en su desarrollo, - hemos seleccionado la Distribución por Proceso.

#### 4.4. - DIMENSIONES DEL EQUIPO UTILIZADO EN EL PROCESO.

Es muy importante conocer las dimensiones de los equipos que tienen participación directa en el proceso para poder hacer una correcta distribución de ellos en la planta y de este modo evitar cambios posteriores.

El equipo de proceso ha sido diseñado en el capítulo tercero, de donde se han tomado las dimensiones exteriores de cada uno de los equipos. Cabe hacer notar, en lo referente a los tanques y condensadores se dan las dimensiones finales considerando los espesores del material de fabricación y las cabezas respectivas.

En lo referente a bombas y compresores, se especifica el área requerida para su operación y mantenimiento.

##### 4.4.1. - SECCION DE ALMACENAMIENTO DE PROPANO.

Nombre del Equipo.	Número de Unidades	Clave del Equipo	Dimensiones Longitud (metros)	Exteriores Diámetro (metros)
Tanque de Almacena- miento.	2	FB-1101	28.93	57.55
Tanque de Flasheo	1	FA-1101	16.44	4.93

Nombre del Equipo	Número de Unidades	Clave del Equipo	Dimensiones Longitud (metros)	Exteriores Diámetro (metros)
Tanque de Succión de Compresores.	1	FA-1103	5.35	2.15
Tanque Acumulador de Llenado.	1	FA-1102	5.82	1.86
Condensador de Llenado	2	EA-1101	3.71	0.64
Condensador de Refrigeración.	1	EA-1102	3.71	0.69
Tanque Acumulador de Refrigeración	1	FA-1104	5.08	1.58
Tanque Separador de Interfases.	1	FA-1105	4.60	1.85

Nombre del Equipo	Número de Unidades	Clave del Equipo	Area Requerida (metros <sup>2</sup> )
Compresor de Llenado	2	CB-1101	72.00
Compresor de Refrigeración	2	CB-1102	72.00
Bomba de Recirculación	4	CA-1102	4.00

Nombre del Equipo	Número de Unidades	Clave del Equipo	Area Requerida (metros <sup>2</sup> )
Bombas de Envío a Barcos	4	GA-1101	5.00

4.4.2. - SECCION DE ALMACENAMIENTO DE BUTANO.

Nombre del Equipo	Número de Unidades	Clave del Equipo	Dimensiones Longitud (metros)	Exteriores. Diámetro (metros)
Tanque de Almacenamiento	2	FB-1201	28.67	57.02
Tanque de Succión	1	FA-1202	5.97	2.15
Condensador	2	EA-1201	4.44	0.84
Tanque Acumulador	1	FA-1201	5.97	2.16

Nombre del Equipo	Número de Unidades	Clave del Equipo	Area Requerida (metros <sup>2</sup> )
Compresor	3	GB-1201	72.00
Bomba de Recirculación	4	GA-1202	4.00
Bomba de Envío a Barcos.	4	GA-1201	5.00

4.5. - EQUIPO EMPLEADO EN LOS SERVICIOS AUXILIARES.

Nombre del Equipo	Número de Unidades	Clave del Equipo	Area Requerida (metros <sup>2</sup> )
Compresor de Aire de Instrumentos	2	GB-1401	14.00
Compresor de Aire de Planta	1	GB-1402	14.00
Torre de Agua de Enfriamiento	3	EF-1301	988.00
Bombas de Agua de Enfriamiento	3	GA-1301	154.00
Cuarto de Control Eléctrico.	1		1 026.00

Nombre del Equipo	Número de Unidades	Clave del Equipo	Dimensiones Exteriores Longitud (metros)	Dimensiones Exteriores Diámetro (metros)
Tanque de Desfogue de Propano	1	FA-1405	11.00	2.40
Tanque de Desfogue de Butano	1	FA-1406	3.50	1.30
Tanque Separador de Humedad de Gas Natural	1	FA-1408	2.50	0.50

#### 4.6. - FORMAS DE REPRESENTACION DE LOS EQUIPOS.

1. - Las acotaciones para recipientes verticales, torres, ca lentadores, debe ser a centro de líneas. Considerando además la elevación a centro de líneas (figura 4.2)

2. - Las acotaciones para recipientes horizontales son a -- centro de líneas y a línea de tangencia. También se debe indicar la - elevación a centro de líneas (figura 4.3)

3. - Las acotaciones para cambiadores de calor de coraza y tubos, son a centro de líneas de la coraza y a centro de líneas de la - boquilla de los tubos. También se indica la elevación a centro de lí- neas (figura 4.4)

4. - Las acotaciones para motor de compresores y cuartos de control, son a centro de columnas (figura 4.5)

5. - Las acotaciones para bombas son a centro de líneas de las boquillas de descarga (figura 4.6)

6. - La soportería de tuberías, también denominada "rack", se acotará en la siguiente forma: las columnas principales se indica-- ran con números y las columnas dentro de la planta, se indicarán con letras. (figura 4.7)

#### 4.7. - PLANO DE LOCALIZACION GENERAL DE EQUIPO.

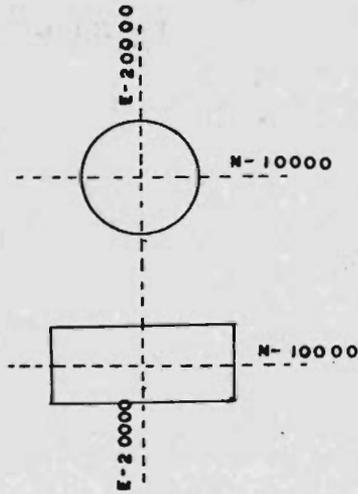


FIG. 4.2.- REPRESENTACION DE RECIPIENTES VERTICALES Y CALENTADORES

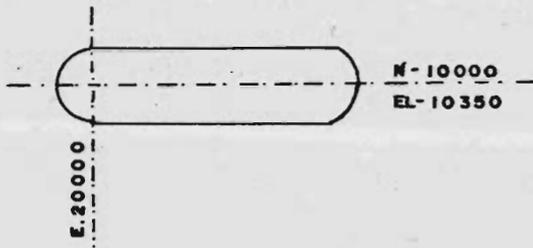


FIG. 4.3.- REPRESENTACION DE RECIPIENTES VERTICALES

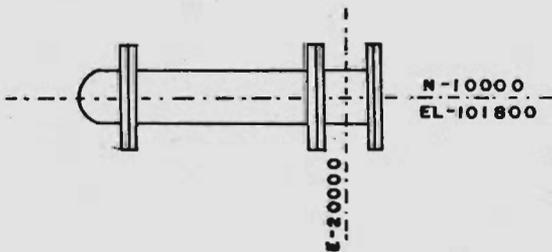


FIG. 4.4.- REPRESENTACION DE CAMBIADORES DE CALOR

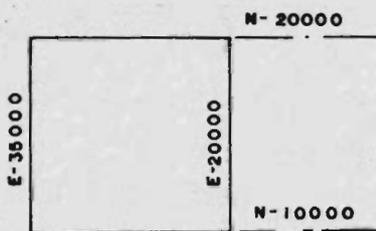


FIG. 4.8.- REPRESENTACION DE CUARTO DE CONTROL

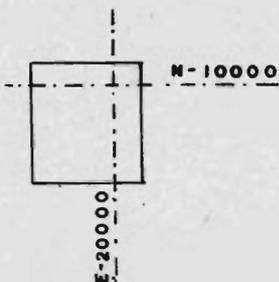


FIG. 4.6.- REPRESENTACION DE BOMBAS

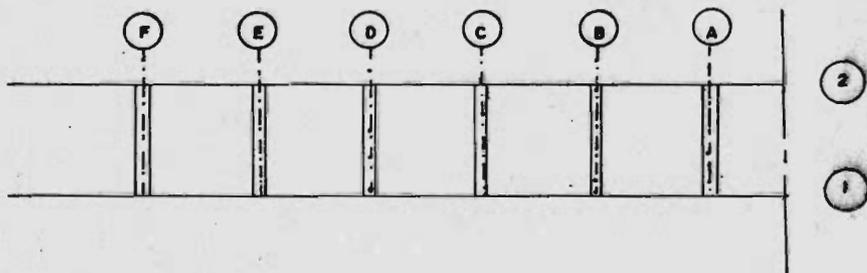


FIG. 4.7.- REPRESENTACION DE SOPORTES DE TUBERIA

Este plano se elabora tomando en consideración aspectos operacionales, de mantenimiento, de seguridad y económicos. Involucra el arreglo del equipo mostrando racks de tuberías, áreas de mantenimiento, cuarto de control y accesos.

Se muestra el arreglo de los equipos, considerando vientos dominantes y reinantes, indicando coordenadas al centro para torres y recipientes verticales, a las líneas de tangencia para recipientes horizontales; se representa la separación de equipos respecto a los racks de tuberías.

C A P I T U L O V

SEGURIDAD INDUSTRIAL DE LA PLANTA

5.1. - Características Principales del Propano y del Butano	265
5.2. - Precauciones en el Manejo del Gas L. P.	266
5.2.1. - Precauciones en el Arranque del Equipo de Proceso	267
5.2.2. - Precauciones en la Parada del Equipo de Proceso	269
5.2.3. - Precauciones en el Proceso	271
5.3. - Medidas de Seguridad Durante el Manejo en Buques Tanques	273
5.4. - Operaciones en el Almacenamiento	277
5.4.1. - Retiro de un Recipiente que Contiene Gas L. P.	277
5.4.2. - Puesta en Servicio de un Recipiente para Gas L. P.	278
5.4.3. - Manejo de los Recipientes para Gas L. P.	279
5.5. - Medidas de Seguridad en Casos de Fugas e Incendios	280
5.5.1. - Fugas de Gas L. P. sin Incendio	280
5.5.2. - Fugas de Gas L. P. con Incendio	281
5.6. - Equipo de Protección Personal	282
5.7. - Primeros Auxilios.	284

## V. - SEGURIDAD INDUSTRIAL DE LA PLANTA

Debido a que los gases licuados del petróleo, L. P. G. ó gas L. P., según se les conoce, tienen que manejarse, almacenarse y transportarse bajo presión, esta característica aumenta su peligrosidad si no se utilizan los procedimientos o equipos apropiados.

En particular nos referimos solamente al propano y al butano y sus mezclas, existiendo otros gases derivados del petróleo que son considerados también como gases licuados del petróleo (propileno y butileno).

### 5.1. - CARACTERISTICAS PRINCIPALES DEL PROPANO Y DEL BUTANO.

Como su nombre lo indica, el Gas Licuado del Petróleo se maneja en forma líquida y para tal objeto es necesario someter el gas a cierta presión. En estas condiciones, se transforma en un líquido incoloro, con una densidad de  $580.38 \text{ Kg/m}^3$  para el propano y de  $570.60 \text{ Kg/m}^3$  para el butano y con temperaturas de ebullición de  $-42.0^\circ\text{C}$  y de  $-0.5^\circ\text{C}$  respectivamente. Los límites de explosibilidad del propano son del 2.2 % a 9.5% y del butano de 1.9% a 8.5% en volumen, esto es, en estado gaseoso y mezclados con el aire.

El gas licuado es totalmente inodoro, o sea, que carece de olor propio, por tal motivo y siendo importante detectar cualquier fuga durante su transporte, almacenamiento o uso, por el peligro -

que representa su inflamabilidad, se le somete a un tratamiento de odorización, que consiste en la adición Mercaptanos, sustancias orgánicas azufradas, las cuales producen ese olor penetrante, y desagradable con el que se identifica fácilmente.

El propano, el butano y las mezclas de ambos, se manejan comunmente como líquidos a temperatura ambiente y a presiones - que oscilan entre 3.5 y 17.0 Kg/m<sup>2</sup>, desde las plantas de procesos hasta las terminales de almacenamiento y en igual forma se distribuye a los usuarios.

Es necesario hacer notar que tanto el propano como el butano o sus mezclas, en estado gaseoso, son más pesados que el aire. Si estos hidrocarburos se fugan de un recipiente, formarán una nube que bajará y se mantendrá a ras del suelo y no se disipará fácilmente en la atmósfera si no mediante una ventilación muy eficiente ya sea natural o provocada.

En concentraciones altas, desplazan el aire presente; por consiguiente, los efectos nocivos se deberán a la privación del oxígeno, lo cual causa asfixia.

## 5.2. - PRECAUCIONES EN EL MANEJO DE GAS L. P.

Basicamente se debe tener siempre la precaución, en todo el equipo que procesa gases licuados del petróleo, de no permitir la

mezcla de éstos con el aire, en proporciones que produzcan mezclas inflamables, ya que en cualquier momento pueden encontrar una fuente de ignición y originar una explosión.

Sus operadores deben vigilar su equipo con el fin de percibirse a tiempo de cualquier fuga que pudiera suscitarse.

Los empaques de bombas y válvulas deben inspeccionarse cuidadosamente para localizar fugas; si estas ocurren, los prensaestopas deben apretarse, así como engrasar periódicamente las válvulas macho. Deben mantenerse las válvulas de seguridad calibradas a la presión debida y las válvulas de purga y venteo cerradas.

El personal de cada planta o unidad de proceso debe tomar en cuenta las consideraciones fundamentales respecto a las maniobras para el Arranque, Paro Normal y Paro de Emergencia a fin de que los riesgos durante estas maniobras queden reducidos al mínimo.

#### 5.2.1. - PRECAUCIONES EN EL ARRANQUE DEL EQUIPO DE PROCESO.

Hay que tener presente que antes de introducir hidrocarburos al equipo de proceso, se debe eliminar el aire (figura 5.1)

A manera de ejemplo, debe recordarse que un litro de propa

no líquido al introducirse a un recipiente de 10 000 litros que contenga aire a la presión atmosférica y a una temperatura de 15.5°C. será suficiente para formar una mezcla explosiva, ya que un volumen líquido de propano nos produce aproximadamente 230 volúmenes de vapor, que mezclados con el aire nos da la proporción requerida para formar la mezcla explosiva.

Durante el arranque de la mayoría de las unidades de proceso, se requiere abrir la purga de vapores de los recipientes acumuladores y líneas para eliminar el aire del sistema, y en algunos casos, se tendrá que efectuar pruebas con vapores de agua para detectar fugas.

Durante el período de inyección de vapor de agua, parte de éste se condensará en el fondo de los tanques, en los cambiadores de calor y en los lugares bajos de las líneas, esta agua debe drenarse con frecuencia.

Se presentan problemas cuando el agua no se elimina del recipiente de carga a las unidades de proceso, por ejemplo si tal carga se bombea a una torre de fraccionamiento, que opere a temperaturas arriba de la ebullición del agua, esta puede vaporizarse rápidamente y producir graves daños a dicha torre, por el incremento de presión resultante del aumento de volumen del agua al convertirse en vapor.

### 5.2.2. - PRECAUCIONES EN LA PARADA DEL EQUIPO DE PROCESO.

Los hidrocarburos ligeros residuales, tienen que ser sacados del equipo de proceso antes de permitir la entrada de aire.

Tanto el propano como el butano líquidos tienen puntos de ebullición bajos, debido a lo cual, crean peligros al depresionar el equipo que los contienen, porque al reducirse la presión del recipiente, los gases licuados al pasar al estado gaseoso, absorben el calor del medio que los rodea, pudiendo congelar el agua si está presente, por lo cual se tapan las conexiones de menor diámetro y las válvulas de purga (fig. 5.2).

Los operadores, al observar que ya nada fluye, pueden suponer que ya está bien purgado el tanque y dejarán las válvulas abiertas; posteriormente, con la temperatura ambiente, vendrá el deshielo, dando salida a los hidrocarburos que se vaporizarán escapándose al ras del suelo, pudiendo formar una mezcla explosiva.

Por lo tanto, es necesario que los operadores estén pendientes si hay formación de hielo en conexiones y válvulas, teniendo la precaución, de ser posible, de que el equipo se purge calentando éstas con vapores de agua, con lo cual se asegurará que los posibles tapones de hidratos (hielo) se fundan (fig. 5.3.).

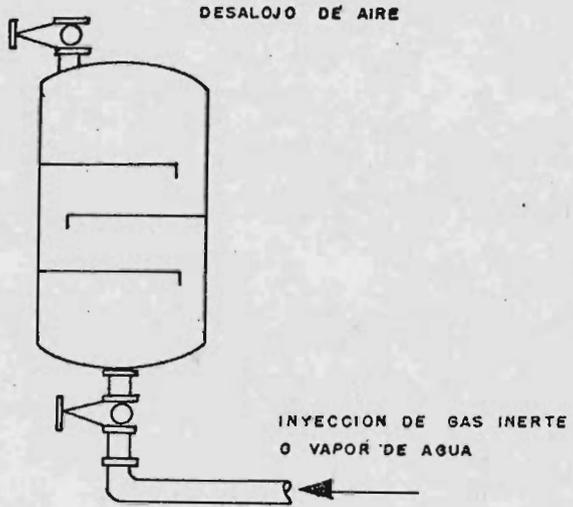


FIG. 5.1.- PRECAUCIONES DURANTE EL ARRANQUE DEL EQUIPO DE PROCESO

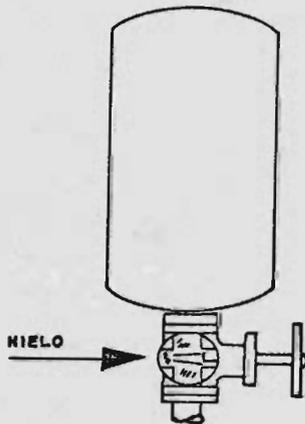


FIG. 5.2.- PRECAUCIONES DURANTE LA PARADA DEL EQUIPO DE PROCESO

### 5.2.3. - PRECAUCIONES EN EL PROCESO.

Los errores cometidos durante la operación del equipo son una de las causas principales de los accidentes registrados en las plantas, estos errores no siempre provienen del desconocimiento de los procedimientos a seguir; con frecuencia se originan por el hecho de que se siguen prácticas inadecuadas, con el propósito de ahorrar tiempo y trabajo en la ejecución de las maniobras de operación.

Por lo tanto, en cada turno, los operadores deben realizar un recorrido para observar el equipo, con el objeto de localizar condiciones anormales o inseguras, tales como calentamiento en las bombas, fallas en las juntas de expansión, deformaciones en las líneas, fugas en bridas, etc.

En algunas ocasiones, el aire puede estar presente en equipos de proceso, después de poner en operación dichos equipos, como es el caso del oxígeno disuelto en la carga de alimentación, o el aire que penetra al equipo, accidentalmente, lo que propiciaría la formación de mezclas explosivas con los hidrocarburos gaseosos.

Durante el proceso, el agua puede ocasionar problemas, por lo que deberá tenerse especial cuidado cuando drenen el agua de los recipientes. Debe verificarse que se hayan cerrado completamente las válvulas después de drenar el agua. El hielo en una válvula cor

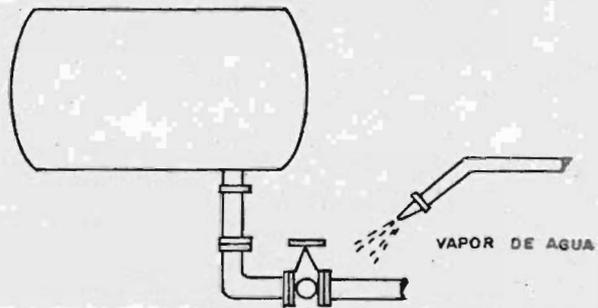


FIG. 5-3.- PRECAUCIONES DURANTE EL PROCESO

tará el flujo y ésta no podrá cerrarse completamente y cuando se deshaga el hielo, escaparan los hidratos pudiendo ocasionar un desastre.

No deben introducirse alambres o varillas para tratar de destapar las conexiones de purga que estén obstruídas con hielo. Se hará una conexión provisional con agua o vapor, para destapar por este medio, fundiendo el tapón de hielo (fig. 5. 3. )

Bajo ciertas condiciones, una purga de hidrocarburos ligeros pueden incendiarse sin necesidad de que exista fuego abierto, sino simplemente por una descarga de electricidad estática.

Por lo tanto, no deben purgarse las bombas, líneas y recipientes más allá de lo estrictamente indispensable.

Otras consideraciones que son muy importantes en las áreas es tratar de evitar que se lleven a cabo trabajos en caliente, tales como soldar, así como también el de fumar; dado que siempre existe el peligro de una fuga de gases inflamables.

### 5. 3. - MEDIDAS DE SEGURIDAD DURANTE EL MANEJO EN BUQUES TANQUES.

Para el manejo seguro de los gases licuados del petróleo en los buques tanques, diseñados especialmente para estos productos, es necesario apegarse estrictamente al manual de operación correspondiente a cada caso.

A continuación mencionaremos algunas medidas de seguridad de carácter general.

## 1 . - TRABAJOS PREVIOS A LA CARGA.

a). - La presencia de agua en cualquier parte del equipo como son los sellos de las cámaras de las bombas, endulaciones de expansiones, cuerpos de las válvulas, líneas de rociadores de los tanques de carga, grifas de drenado, etc., es peligrosa y será difícil de eliminar después del enfriamiento. Estas partes se deben mantener libres de humedad.

b). - Es necesario operar las bombas y las válvulas manualmente para comprobar su libertad de movimiento después del enfriamiento inicial y antes de introducir la carga. Cuando se transporte propano se puede purgar las tuberías con metanol, para eliminar la humedad.

## 2 . - INERTIZACION.

El objeto de inertizar, es el de reducir el contenido de oxígeno en el sistema para evitar mezclas explosivas. El contenido de oxígeno se deberá reducir a un 6% del volumen del tanque. El gas inerte empleado deberá tener una temperatura más baja que de la carga para evitar la condensación de la humedad y la congelación del equipo.

### 3 . - PURGADO CON VAPOR DE CARGA.

a). - La presión en los tanques de carga, deberá ser mantenida arriba de la presión atmosférica, para evitar la entrada del ai re.

b). - Las mezclas de gas inerte y vapor de carga deben de - llevarse de preferencia de retorno a tierra, o a la atmósfera a través del venteo de seguridad.

### 4 . - PREENFRIADO.

a). - El objeto del preenfriado, es reducir los cambios bruscos de temperatura al comenzar la carga.

b). - Sus líneas de líquido se deben preenfriar empleando la planta de relicuado del buque y permitiendo que el condensado vapo rice en la línea de líquidos y entre a los tanques de cargamento a través de las líneas de los rociadores.

c). - Al terminar el enfriado, el eje de la bomba de vapores y los vástagos de las válvulas deben revisarse para comprobar la libertad en sus movimientos y detectar una posible congelación.

### 5 . - CARGAS.

a). - Es de primordial importancia antes de hacer cualquier conexión para comenzar la carga, conectar eléctricamente a tierra el barco, igualmente, conectar el cable de paro total de las unidades

("Cordón Umbilical").

b). - Probar si hay agua en las conexiones de líquidos y de vapores abriendo las válvulas de drenaje de los carretes.

c). - Operar manualmente la válvula de líquido del costado del buque para expulsar cualquier líquido presente y eliminar los hidratos que se hayan formado.

d). - Puede ser necesario arrancar la planta de relicuado para desalojar el vapor procedente del aumento normal de temperatura de los tanques de carga.

e). - Existe el peligro de una sobrepresión en los tanques del buque al iniciar las operaciones de carga como resultado de la temperatura relativamente elevada de la carga inicial de líquido, se debe poner especial atención a las presiones de los tanques.

f). - Al terminar la carga se deben cerrar las válvulas de líquido y de vapor del costado del buque; una vez cerradas las válvulas de tierra se drenará el líquido de la línea tierra barco y del carrete de la línea transversal de líquido.

g). - Una vez drenado todo el líquido de la línea Barco-Tierra, se desacopará y posteriormente se desconectará el cable eléctrico de tierra y el "Cordón Umbilical".

h). - En caso de fugas e incendio, cerrar la alimentación de combustible al fuego y dejar quemar el gas hasta que se consuma. Se puede usar rocío de agua para mantener fríos los tanques, tuberías,

válvulas, etc. Se pueden usar extinguidores con polvo químico seco para extinguir conatos de incendio.

#### 5.4. - OPERACIONES EN EL ALMACENAMIENTO.

El propano, el butano o la mezcla de ambos, se almacenan en estado líquido en recipientes a presión; por lo que es necesario tener presente las etapas necesarias que pueden incidir sobre los recipientes.

##### 5.4.1. - RETIRO DE UN RECIPIENTE QUE CONTIENE GAS L. P.

Para sacar de servicio estos recipientes con objeto de efectuar limpieza, inspección o reparación, se debe proceder de la siguiente manera:

- 1 . - Se debe vaciar el máximo posible del contenido.
- 2 . - Se colocaran juntas ciegas en las líneas de entradas y salidas del recipiente.
- 3 . - Mediante la inyección de vapor de agua, con el venteo -abierto se tratará de eliminar el gas remanente.
- 4 . - En algunos casos, el vapor de agua no es suficiente para eliminar totalmente el gas contenido en el recipiente; en tal caso, es recomendable llenar con agua el tanque, teniendo este sistema la

ventaja de expulsar totalmente el gas y mantener mojadas las paredes del mismo, pues existe la posibilidad de que este contenga sulfuro de hierro, si el gas almacenado anteriormente contuvo azufre y este sulfuro que es un compuesto pirofórico (arde espontáneamente en presencia del oxígeno del aire), podría convertirse en una fuente de ignición si estuviera seco.

5 . - En caso de ser necesario efectuar pruebas hidrostáticas, antes de llenar con agua una esfera o recipiente, se consultará con los departamentos afines, para asegurarse que el recipiente, su cimentación y estructura puede soportar el peso del agua.

Al efectuar el llenado con agua, es pertinente revisar los manómetros y alarmas de alto y bajo nivel del líquido.

6 . - Para vaciar el recipiente debe tenerse la precaución de hacerlo con los venteos abiertos, pues de otra manera existe el peligro de que el recipiente se colapse.

#### 5.4.2. - PUESTA EN SERVICIO DE UN RECIPIENTE PARA GAS L. P.

Al poner en servicio un recipiente para gas L. P. , se debe proceder de la siguiente manera:

1 . - Antes de cerrar un tanque que se encontraba en reparación debe de efectuarse una inspección para asegurarse que no que-

den materiales extraños dentro, y que el interior esté limpio.

2 . - Si al terminar la reparación o inspección se requiere hacer prueba hidrostática, el agua empleada para este fin se puede desalojar con nitrógeno o vapores del producto que se va a almacenar, ya que al ponerse en servicio el recipiente de almacenamiento de este tipo, no debe contenerse aire ni en el interior ni en las líneas de entrada y salida, debiendo eliminarse éste antes de introducir los hidrocarburos. Si el tanque no está lleno de agua cuando se va a poner en servicio, el aire se puede desalojar por una conexión o venteo superior mediante la inyección de vapor de agua o gas inerte.

#### 5. 4. 3. - MANEJO DE LOS RECIPIENTES PARA GAS L. P.

Al operar los recipientes para gas L. P. , deben de tomarse en cuenta los siguientes criterios:

1 . - Al llenar un tanque de almacenamiento, debe recordarse que es indispensable dejar un espacio suficiente, con el fin de permitir la expansión del gas en el domo del recipiente.

2 . - Es de suma importancia mantener adecuadamente calibradas e inspeccionadas las válvulas de seguridad instaladas en el tanque de almacenamiento, para que puedan relevar las posibilidades de sobrepresiones sin que el recipiente se dañe.

## 5.5. - MEDIDAS DE SEGURIDAD EN CASO DE FUGAS E INCENDIOS.

Cuando ocurran accidentes en la planta, es importante conocer los aspectos básicos de seguridad para afrontar una emergencia al manejar gases licuados.

### 5.5.1. - FUGAS DE GAS L. P. SIN INCENDIO.

1. - Lo que debe hacerse inmediatamente es tratar de impedir el flujo de gas por la fuga; eliminar cualquier fuente de ignición cercana a la fuga de gas; colocar carteles de prevención con letras visibles a distancia, con leyendas: "Peligro Fuga de Gas" "Alejese", "Prohibido Fumar", "Alto", etc.

2. - Solo personal capacitado para controlar estas situaciones se le debe permitir acercarse al lugar de la fuga, todo el personal debe alejarse de la nube de vapores y ponerse del lado por donde sopla el viento.

3. - Se debe hacer todo el esfuerzo posible para controlar el flujo de gas. De no ser posible parar el flujo en el punto de la fuga, tratar a toda costa de aislar el equipo que suministra el gas por medio del cierre de las válvulas de bloqueo en las líneas de dicho equipo.

4. - Para disipar o diluir una nube de gas L. P., el rocío de agua o vapor de agua es efectivo. Si no es muy grande la

formada por los gases o demasiado fuerte el viento, puede ser posible dispersar el gas alejándolo de fuentes de ignición.

#### 5.5.2. - FUGAS DE GAS L. P. CON INCENDIO.

1 . - Al atacar un incendio en recipientes cilíndricos horizontales, se debe tener presente que estos recipientes a veces fallan en una costura circunferencial. Cuando esto ocurre, la repentina explosión puede impulsar el casquete del recipiente como si fuera cohete. Nadie debe pararse enfrente de cualquier extremo de tales recipientes al ocurrir un incendio.

2 . - Lo más importante en esta situación es parar el flujo de gas L. P. , y enfriar el equipo que está expuesto al fuego, o que esté adyacente al incendio, utilizando agua, preferentemente en forma de cortina.

3 . - Normalmente no debe intentarse apagar un fuego de gas en el lugar de la fuga. Después de cortar el flujo de gas hacia la fuga, el incendio se apagará solo. Si se apaga el fuego antes de es te momento, los vapores se escaparan para cubrir una área muy grande, con las posibilidades de una posterior explosión, pudiendo quedar atrapados trabajadores así como otros equipos que original mente no se habían dañado.

4 . - Un auxiliar de suma importancia para detectar una fuga, es

el "Explosímetro", aparato que indica cuando existe mezcla explosiva formada por los vapores inflamables y el aire.

5 .- Como se mencionó, la posibilidad de incendio o explosión es el mayor riesgo que se presenta al manipular gases licuados del petróleo.

6 .- Los extinguidores de polvo químico seco, así como los de bióxido de carbono, se pueden emplear para apagar conatos de incendio.

7 .- Las mangueras y monitores con boquillas regulables y los aspersores, son auxiliares en este tipo de incendio para enfriar tanto el equipo incendiado como el adyacente.

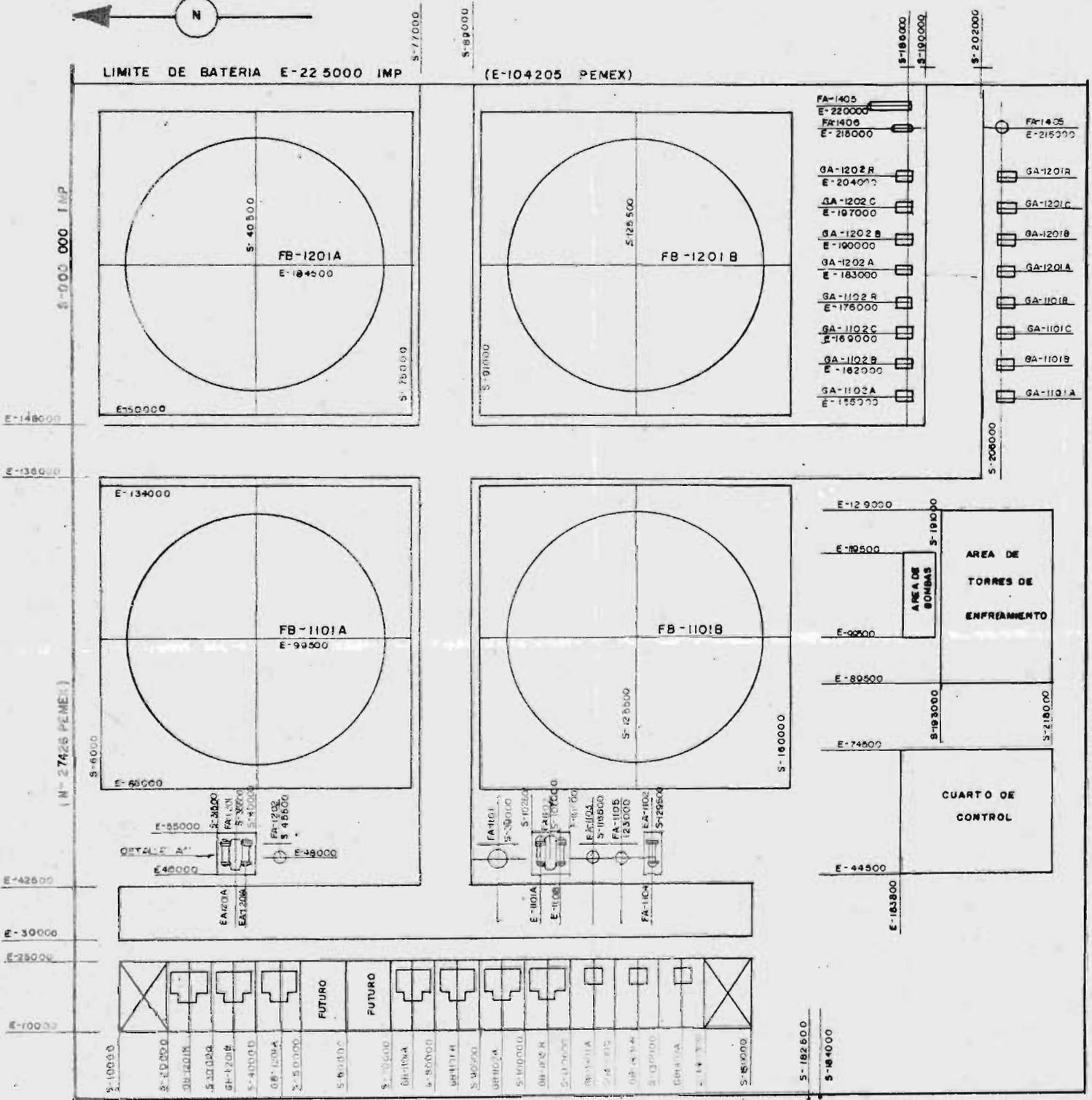
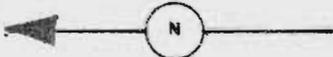
#### 5.6. - EQUIPO DE PROTECCION PERSONAL.

La selección del equipo de protección personal debe ser adecuada al trabajo que se va a desarrollar.

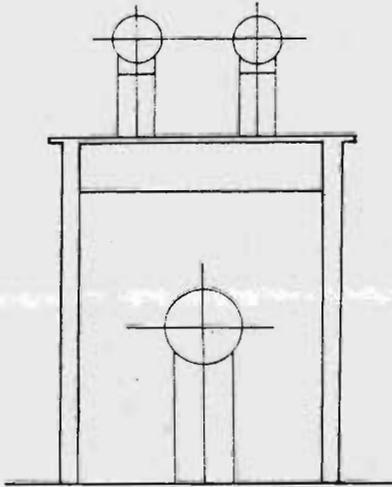
##### 1 .- PROTECCION A LOS OJOS.

La protección a los ojos en caso de salpicadura, se puede proporcionar mediante monogafas o pantallas faciales. En casi todos los casos, las máscaras de protección respiratoria protege también los ojos.

##### 2 .- PROTECCION A LA PIEL.



- FA-1405  
E-220000
- FA-1406  
E-218000
- GA-1202 R  
E-204000
- GA-1202 C  
E-197000
- GA-1202 B  
E-190000
- GA-1202 A  
E-183000
- GA-1102 R  
E-178000
- GA-1102 C  
E-169000
- GA-1102 B  
E-162000
- GA-1102 A  
E-155000
- FA-1405  
E-215000
- GA-1201 R  
E-204000
- GA-1201 C  
E-197000
- GA-1201 B  
E-190000
- GA-1201 A  
E-183000
- GA-1101 R  
E-178000
- GA-1101 C  
E-169000
- GA-1101 B  
E-162000
- GA-1101 A  
E-155000



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO			
ESCUELA NACIONAL DE ESTUDIOS PROFESIONALES			
ARAGON			
PLANO DE LOCALIZACION GENERAL DE EQUIPO			
Arquitecto:	Soils Tellez	Jose S. Montiel	Villg
Escala:	Adaptacion:	PLANO 4.1	1983

Siempre que se efectuen reparaciones en equipos en que se opere con propano o butano líquidos a muy bajas temperaturas, deberán evitarse las salpicaduras que pueden producir quemaduras por congelamiento; en estos casos se deberá usar equipo impermeable completo; botas, pantalón chamarras, guantes, pantalia facial y suesta, además de protección respiratoria

En trabajos de rutina, bastará el uso de guantes de cuero y la ropa de trabajo con la camisa totalmente abotonada y las mangas bajas.

No se debe usar ropa de "nylon" o de cualquier fibra sintética porque estos materiales, por el roce, pueden producir chispas de electricidad estática, lo cual representa un riesgo de incendio o explosión.

Se debe tener la precaución de no usar zapatos o botas con estoperoles ó clavos salientes ya que pueden considerar chispas por fricción.

### 3 . - PROTECCION AL APARATO RESPIRATORIO.

a). - Cuando la concentración de oxígeno en el ambiente contaminado sea mayor de 16% y la del contaminante de 2% en volumen, se podrá utilizar máscaras con bote químico (canister) aprobado para vapores orgánicos; los botes químicos serán reemplazados tan -

pronto como se perciba el más leve olor a hidrocarburos.

b). - Siempre que se use una máscara de este tipo, deberá anotarse claramente el tiempo que se use el canister a fin de reponerlo por uno nuevo cuando sea necesario.

c). - Es necesario, antes de usar la máscara con bote químico desprender el sello colocado en la parte inferior de éste, además revisar la hermeticidad de la máscara para evitar la penetración de contaminantes.

d). - Cuando la concentración de oxígeno en el área contaminada es menor del 16% ó la del contaminante mayor del 2% deberá usarse máscara o capuchón con suministro de aire forzado.

e). - Todo el equipo de protección personal debe mantenerse constantemente limpio y probado, con instrucciones precisas para su uso adecuado y colocado en lugares seleccionados de antemano.

#### 5. 7. - PRIMEROS AUXILIOS.

La correcta aplicación de los primeros auxilios, es esencial para salvar la vida de un operario en caso de que sufra un accidente. A continuación se dan algunas recomendaciones generales para los casos más comunes que suelen ocurrir en este tipo de plantas de proceso.

## 1 . - ASFIXIA.

Cuando por alguna causa un trabajador se exponga a respirar gas butano o propano, en fuertes concentraciones, podrá sufrir asfixia, debido a que el gas desplaza el aire del ambiente cuando esto ocurra se puede proceder de la siguiente forma:

a). - Retirar al trabajador afectado del área contaminada.

b). - Si la respiración falla, aplicar rápidamente "Respiración Artificial".

c). - Llamar inmediatamente al médico.

d). - Aflojar las ropa del accidentado, manteniendolo en reposo y cobijado evitando sobrecalentarlo.

e). - En caso de que la persona afectada tenga sus ropas salpicadas de líquido o saturadas de gas del hidrocarburo, quitarlas inmediatamente.

## 2 . - SALPICADURAS EN LA PIEL.

La rápida vaporización del propano y del butano, puede enfriar la piel lo suficiente para causar congelación.

a). - En caso de contacto de los gases en estado líquido con la piel, se deberá sacudir el líquido inmediatamente y lavar la superficie afectada con suficiente agua.

b). - Se deberá quitar inmediatamente la ropa antes del lavado o durante éste.

c). - En casos graves llamar al médico.

3 . - SALPICADURAS EN LOS OJOS.

a). - Lavar con agua inmediatamente los ojos en forma continua durante 30 minutos.

b). - Recurrase al médico o al hospital para tratamiento posterior.

## C O N C L U S I O N E S .

Como se ha podido constatar en este trabajo, el diseño de Plantas de Proceso, involucra aspectos mecánicos e industriales.

El Ingeniero Mecánico, se encarga de diseñar el equipo en base al proceso. Y el Ingeniero Industrial se responsabiliza de la adecuada distribución del equipo en la planta, así como la seguridad de la misma.

El conocimiento del proceso, representado en forma esquemática en el Diagrama de Flujo de Proceso, es esencialmente la base en el diseño de una planta de proceso, influyendo además las condiciones atmosféricas del lugar en el que se va a localizar.

Es importante conocer los aspectos teóricos para poder diseñar el equipo y además, por economía, tener presente las dimensiones y características de los equipos comerciales para poder hacer una correcta selección, evitando en lo que sea posible, los equipos especiales.

El conocimiento de los tipos de distribución de plantas, así como de los principios y factores que la afectan, es esencial para poder hacer una correcta distribución del equipo en la planta, obtener la máxima eficiencia posible en el proceso y reducir los costos, tanto de fabricación como de mantenimiento.

Un factor importante que se trató en este trabajo, es la seguridad en el manejo de la planta, para evitar accidentes en el equipo, procurando que el personal goce de la máxima seguridad en su trabajo.

Por último, cabe hacer mención que en el presente anteproyecto se ha hecho un diseño preliminar del equipo, el cual, debe de analizarse y diseñarse más detalladamente para estar seguros que puede cumplir con los requisitos del proceso.

Esperamos que la persona que consulte este trabajo, encuentre una ayuda en él, por pequeña que sea, lo cual habrá justificado el esfuerzo ocasionado en su elaboración.

A P E N D I C E .

### CONVERSIONES UTILIZADAS

A continuación se dan las equivalencias de algunas unidades del Sistema Inglés que se emplearon en este trabajo,

SISTEMA INGLÉS.	SISTEMA INTERNACIONAL DE UNIDADES.
1.0 Barril	0.1589 m <sup>3</sup>
1.0 BTU	1.0551 Kj.
1.0 ft.	0.3048 m
1.0 ft <sup>2</sup>	0.0929 m <sup>2</sup>
1.0 ft <sup>3</sup>	0.0283 m <sup>3</sup>
1.0 Galón	0.00379 m <sup>3</sup>
1.0 H. P.	0.7457 Kw.
1.0 in.	2.54 cm.
1.0 in <sup>2</sup>	0.000645 m <sup>2</sup>
1.0 lb.	0.4536 Kg.

REFERENCIAS BIBLIOGRAFICAS DE LAS FIGURAS

El número que se encuentra entre paréntesis indica la página del libro.

1. 1. - Departamento de Diseño de Proceso; Instituto Mexicano del  
Petróleo.
1. 2 (13). - "Handbook Butane - Propane Gases"
3. 1 (2). - "Método Corto para Cálculo de Tanques Refrigerados"
3. 2 (12); 3. 3 (2); 3. 4 (3); 3. 5 (9). - "Manual para la Especificación de  
Recipientes de Proceso"
3. 6 (372); 3. 9 (392); 3. 11 (262); 3. 23 (507); 3. 24 (508); 3. 25 (510). -  
"Ingeniería de Proyectos para Plantas de Proceso"
3. 7 (363); 3. 8 (369). - "Energía Mediante Vapor, Aire o Gas"
3. 10 (15). - "Método Corto para Cálculo de Compresores" Departamen  
to de Diseño de Proceso; Instituto Mexicano del Petróleo.
3. 12 (173); 3. 13 (911); 3. 14 (933); 3. 15 (934); 3. 16 (935); 3. 17 (936);  
3. 18 (940); 3. 19 (941). - "Procesos de Transferencia de Calor"

3.20 (47); 3.21 (92); 3.22 (187). - "Bombas, su Selección y Aplicación"

4.1 (956); 4.2 (961); 4.3 (961); 4.4 (962) 4.5 (962) 4.6 (962); 4.7 (963)

. - "Ingeniería de Procesos"; Departamento de Diseño de Proceso; Instituto Mexicano del Petróleo.

5.1 (9); 5.2 (11); 5.3 (12). - "Reglas Básicas de Seguridad para el Manejo de Gases Licuados del Petróleo."

## REFERENCIAS BIBLIOGRAFICAS DE LAS TABLAS

El número que se encuentra entre paréntesis, indica la página del libro.

3. 1 (3); 3. 2 (3); 3. 3 (4); 3. 4 (5) 3. 5 (6); 3. 6 (8) 3. 7 (14); 3. 8 (11). -

"Método Corto para Cálculo de Tanques Refrigerados"

3. 9 (5); 3. 10 (5); 3. 11 (10); 3. 12 (60). - "Manual para la Especificación de Recipientes de Proceso"

3. 13 (48); 3. 15 (70) 3. 16 (71). - "Diseño de Cambiadores de Calor de Tubos y Envolvente"

3. 14 (945). - "Procesos de Transferencia de Calor"

4. 1 y 4. 2. - Departamento de Ingeniería de Sistemas; Instituto Mexicano del Petróleo.

## N O T A S

### Capítulo III

Las densidades absolutas del agua, butano y propano, se obtuvieron de las páginas 927 y 928 del libro intitulado: "Procesos de Transferencia de Calor" de Donald Q. Kern.

El Departamento de Ingeniería de Sistemas del Instituto - Mexicano del Petróleo, recomienda lo siguiente:

La velocidad de hidrocarburos líquidos subenfriados en la succión de las bombas no debe de sobrepasar de :  
2.13 m/seg. (7.0 pies/seg).

En la descarga de las bombas, cuando se tiene un diámetro de 15.24 cm. (6.0 in), la velocidad no debe ser mayor de - - - -  
3.048 m/seg. (10.0 pies/seg.) Con un diámetro de 25.40 cm.(10.0 in) la velocidad no debe exceder los 4.88 m/seg. (16.0 pies/seg.)

### Capítulo IV

Para asegurar un trabajo continuo en la planta, incluimos equi  
po de reserva en bombas y compresores.

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

BIBLIOGRAFIA.

1. - INGENIERIA DE PROYECTOS PARA PLANTAS DE PROCESO.  
Howar F. Rase y M. A. Barrow  
Impreso en México, 1981  
Editorial CECSA.
2. - MANUAL DEL INGENIERO MECANICO.  
Lionel S. Marks y Theodore Baumeister  
Impreso en México, 1978.  
Editorial UTEHA.
3. - METODO CORTO PARA CALCULO DE TANQUES REFRIGERADOS  
Miguel A. Ibarra Rios  
Departamento de Diseño de Proceso  
Instituto Mexicano del Petróleo
4. - MANUEL PARA LA ESPECIFICACION DE RECIPIENTES DE PROCESO.  
María Elena Eternod Palacio  
Departamento de Diseño de Proceso  
Instituto Mexicano del Petróleo
5. - ENERGIA MEDIANTE VAPOR, AIRE O GAS  
W. H. Severns, H. E. Degler y J. C. Miles  
Impreso en México, 1976  
Editorial REVERTE

6. - TERMODINAMICA.

Virgil Moring Faies

Impreso en México, 1982

Editorial UTEHA

7. - DISEÑO DE CAMBIADORES DE CALOR DE TUBOS Y ENVOLVENTE

Jorge Antonio Herrera Figueroa

E. S. I. Q. I. E.

Instituto Politécnico Nacional

8. - PROCESOS DE TRANSFERENCIA DE CALOR

Donald Q. Kern

Impreso en México, 1978

Editorial CECSA.

9. - BOMBAS, SU SELECCION Y APLICACION

Tyler G. Hicks

Impreso en México, 1981

Editorial CECSA

10. - MECANICA DE FLUIDOS Y MAQUINAS HIDRAULICAS

Claudio Mataix

Impreso en México, 1981

Editorial HARLA

11. - STANDARD FOR THE STORAGE AND HANDLING OF  
LIQUEFIED PETROLEUM GASES AT UTILITY GAS PLANTS.

NFPA No. 59

Impreso en U. S. A. , 1976

National Fire Protection Association.

12. - PLOT PLANS MUST INCLUDE SAFETY

M. L. Kaura

Hydrocarbon Processing, July 1980

13. - AN ENGINEER'S GUIDE TO PROCESS - PLANT LAYOUT

Frederick F. House

Chemical Engineering, July 28, 1969

14. - A GUIDE TO THE LAYOUT OF PROCESS PLANT AND SITES

J. C. Mecklenburgh

Department of Chemical Engineering

University of Nottingham

15. - HANDBOOK BUTANE - PROPANE GASES

Lynn C. Venny and Lester L. Luxon

Chilton Company Editions (1962)

16. - INGENIERIA INDUSTRIAL

Benjamín W. Niebel

Impreso en México, 1980

Representaciones y Servicios de Ingeniería, S. A.

17. - REGLAS BASICAS DE SEGURIDAD PARA EL MANEJO DE GASES LICUADOS DEL PETROLEO.

Boletín de Seguridad Industrial No. 66

Impreso en México, 1973

Petróleos Mexicanos.

*Esta Tesis fué elaborada en su  
totalidad en los Talleres de -  
Impresos Moya, Rep. de Cuba -  
No. 99, Despacho 23.  
México 1, D.F. Tel. 5-10-89-52*