

12-42  
200



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO

FACULTAD DE QUIMICA



PAQUETE DE:  
INGENIERIA BASICA PREELIMINAR DEL SISTEMA DE  
ALMACENAMIENTO CRIOGENICO DE L. P. G.

T E S I S  
PARA OBTENER EL TITULO DE  
INGENIERO QUIMICO  
P R E S E N T A  
NORMA GONZALEZ VAZQUEZ

CIUDAD UNIVERSITARIA

1992

TESIS CON  
FALLA DE ORIGEN



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

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

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

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

# INDICE

	PAGINA
I INTRODUCCION.....	1
II GENERALIDADES.....	3
2.1.0. Propiedades físicas y químicas.....	3
2.2.0. Producción de LPG.....	4
2.3.0. Manejo de materiales.....	4
2.3.1. Efectos fisiológicos del LPG.....	4
2.3.2. Riesgos de fuego y explosión.....	5
2.3.3. Prevención de daños y control de riesgos.....	5
2.3.4. Inspección periódica.....	6
2.3.5. Examen médico de los empleados.....	7
2.4.0. Equipo de protección personal.....	7
2.5.0. Aplicaciones del LPG.....	8
2.6.0. Localización de la planta.....	9
III SISTEMAS DE ALMACENAMIENTO.....	10
3.1.0. Importancia del almacenamiento.....	10
3.2.0. Condiciones de almacenamiento.....	10
3.3.0. Descripción de los sistemas de almacenamiento.....	10
3.4.0. Tipos de tanques de almacenamiento.....	11
3.5.0. Principales condiciones de operación de los diferentes tanques de almacenamiento.....	18

IV INGENIERIA BASICA.....	20
4.1.0. Bases de diseño.....	20
4.2.0. Balance de materia y energía.....	32
4.3.0. Diagrama de flujo del proceso.....	38
4.4.0. Dimensionamiento preliminar del equipo.....	39
4.5.0. Hojas de datos de los equipos.....	89
4.6.0. Criterios de diseño bajo códigos y normas del sistema contra incendios y aislamiento.....	107
4.7.0. Descripción del proceso de almacenamiento criogénico.....	113
4.8.0. Diagramas de tubería e instrumentación (DTI).....	116
4.9.0. Plano de localización general.....	119
V OPERACIONES CRITICAS DE SISTEMA DE ALMACENAMIENTO...	120
VI CONCLUSIONES.....	123
BIBLIOGRAFIA.....	125

## INTRODUCCION

México es un país que desarrolla en la medida de sus posibilidades la transformación de los productos básicos del petróleo, para obtener una serie de productos y subproductos que la población y las industrias establecidas requieren.

Uno de los productos que se obtiene, es el gas licuado a presión (LPG), su desarrollo industrial se debió a la necesidad de encontrarle salida a su producción de refinerías.

En 1946 Petróleos Mexicanos (PEMEX) empieza a producir el gas licuado en cantidades comerciales, de tal manera que hasta ese año, las compañías distribuidoras disponían solo de gas importado.

La necesidad de distribución de los productos finales en este caso GAS LICUADO A PRESION (LPG), es de gran importancia ya que este producto como combustible satisface las necesidades domésticas de la población y hace la función de un servicio auxiliar para el funcionamiento de algunas industrias y laboratorios.

El uso del LPG, a nivel nacional, tomando en consideración que es un producto económico (en base a estudios realizados por PEMEX) dentro de la amplia gama de combustibles, ha aumentado notablemente año con año por lo que al incrementar su producción, ha tenido que disponer de plantas de almacenamiento y distribución a escala industrial; haciendo mención a una de estas tenemos la Terminal Refrigeradora Pajaritos la cual está localizada en Coatzacoalcos, Ver.

Las plantas de almacenamiento cuentan con la suficiente infraestructura, tal como equipo de proceso, servicios auxiliares, cuarto de control, vías de acceso, laboratorio, etc.

las cuales más adelante se mencionarán con mayor detalle.

Por otra parte, el estado físico en que se encuentra el LPG a condiciones ambientales normales es gas; desde ese punto de vista y con el propósito de almacenarlo en forma líquida en grandes cantidades, debe presurizarse, refrigerarse o bien someterse a una combinación de ambas condiciones.

Debido a la necesidad de almacenar criogénicamente grandes cantidades de LPG se tiene que buscar un sistema oportuno y económico.

Dentro de los diferentes sistemas de almacenamiento, para este producto se podría tomar en cuenta el de tanques criogénicos ya que la experiencia de varios años nos indican que este es el medio más económico para almacenarlo, ya que almacenarlo en estado líquido disminuiríamos las dimensiones, del equipo y del terreno a ocupar.

Lo anterior crea la necesidad de desarrollar la Ingeniería básica preliminar la cual se refiere a saber como se elabora un producto y establece los lineamientos a seguir en el desarrollo de este sistema. Esto es: El proceso, tipo de sistema, las condiciones de operación, Diagrama de flujo de proceso, Balance de materia y energía, Dimensionamiento preliminar del equipo, Hojas de datos, Diagrama de tubería e Instrumentación (DTI), Distribución de equipo. Esta información nos permite recabar datos para la estimación de costos y el estudio de factibilidad del proyecto.

## II. GENERALIDADES

### 2.1. PROPIEDADES FISICAS Y QUIMICAS DEL LPG.

Como su nombre lo dice, el "Gas licuado a presión" o bien (LPG), son hidrocarburos o mezclas de hidrocarburos específicos, este producto se puede clasificar de una manera general en 2 grandes grupos a los que se denomina con los nombres de propano y butano, atendiendo al hecho de ser estos hidrocarburos los que tienen preponderancia en las mezclas.

Se tiene que manejar, almacenar y transportar en fase líquida, esta característica aumenta su peligrosidad si no se utilizan los procedimientos y equipos apropiados.

Al almacenarse en forma líquida y mezclado en una proporción de 60% propano y 40% butanos estando presionado cuenta con una densidad de 0.568 g/cm<sup>3</sup>. En estas condiciones se transforma en un líquido incoloro, con peso específico de 0.568 para propano y de 0.584 para butano tomando como referencia el del agua que es de 1.00 y con una temperatura de ebullición de -42 °C y 0.5 °C respectivamente y punto de fusión de -187.1 °C y -135 °C respectivamente. Los límites de explosividad del propano son de 2.2 % a 9.5 % en volumen (en estado gas y mezclado con el aire) y del butano de 1.9% a 8.5% en volumen (esto es en estado gaseoso y mezclado con el aire), para el caso de la mezcla 60% propano/40% butano el rango de explosividad está entre 2% y 15% vol. en estado gas y mezclado con el aire.

Todos los hidrocarburos que componen los gases licuados del petróleo son mas densos que el aire, de tal manera que si escapan de los recipientes que los contienen, tienden a depositarse en los lugares más bajos, estos hidrocarburos son inodoros (carecen de olor propio). Por el peligro que presenta su inflamabilidad, es importante detectar cualquier fuga durante su transportación almacenamiento ó uso.

Por tal motivo se le somete a un tratamiento de odorización, que consiste en la adición de mercaptanos (44.1810 gr/100 m<sup>3</sup>), sustancia orgánica azufrada la cual produce olor desagradable y penetrante con el que se identifica fácilmente. Ocurrirá la condensación del producto en las líneas de distribución cuando las temperaturas circundantes estén abajo del punto de ebullición del líquido.

Los gases licuados a presión son excelentes solventes de productos del petróleo y productos de hule, por lo que juntas especiales deberán ser usadas para operarse los sistemas de procesamiento, transportación y distribución.

## 2.2. PRODUCCION, EXISTENCIA, ALMACENAMIENTO Y BOMBEO DE LPG EN ALGUNAS PLANTAS EN LA ZONA SURESTE DEL PAIS.

CENTRO	No ES-FERAS	CAPACIDAD DE ALM. m <sup>3</sup>	CAPACIDAD DE BOMBEO m <sup>3</sup>	PRODUCCION m <sup>3</sup>	RECIBO m <sup>3</sup>
Cactus	5	10,335	12,720	5,505	-
Nuevo Pemex	5	10,335	12,720	7,050	-
Cangrejera.	4	7,155	18,074	7,050	-
T. R. P. *	8	89,070	-	-	10,855
Mina**	10	14,310	18,515	4,770	11,025

\* Terminal Refrigerada de Pajaritos.

\*\* Minatitlan.

## 2.3. MANEJO DE MATERIALES.

### 2.3.1 EFECTOS FISIOLÓGICOS DEL LPG.

Los efectos fisiológicos no son apreciables ya que este producto en su estado gaseoso no es tóxico y esta clasificado como asfixiante simple, además no tiene límite máximo de concentración permisible en el aire.

En el caso de que esté en su estado líquido, este puede ocasionar quemaduras en la piel y en los ojos.

En lugares cerrados los vapores pueden causar mareos o asfixia, pero como en los lugares donde se produce y se almacena esta al aire libre este no causa estos problemas.

En base a la experiencia médica, los trabajadores que laboran en este tipo de plantas nunca han tenido problemas de intoxicación o consecuencias crónicas por este producto.

#### 2.3.2. RIESGOS DE FUEGO Y EXPLOSION

Debido a sus características este producto es muy inflamable y el cual tiene un rango de explosión entre 2% y 15% en vol y mezclado con el aire.

Este puede incendiarse debido al calor, o una fuente de ignición como una chispa o una flama.

Los vapores inflamables pueden propagarse por el derrame. Uno de los riesgos es que al presentarse una fuga, debido a su rango de explosividad y al mezclarse con el aire, en presencia de una fuente de ignición, puede originar una explosión. Por lo cual se debe vigilar el equipo, con el fin de evitar fugas en estos.

#### 2.3.3. PREVENCIÓN DE DAÑOS Y CONTROL DE RIESGOS.

Para disminuir estos riesgos se debe de contar con sistemas de seguridad adecuados.

##### 2.3.3.1. En caso de fugas:

- a) Dar aviso a las autoridades locales.
- b) Si es posible, usar equipo de protección respiratoria tipo autónomo y ropa que proteja todo el cuerpo.
- c) Eliminar todas las flamas abiertas. No fumar, no encender bengalas. Mantener alejados los motores de combustión interna, cuando menos de 35 mts. a 100 mts. de la nube de vapores.
- d) Mantenerse a favor del viento dominante y aislar el área de peligro.

- e) Evacuar cuando menos 650 mts. a la redonda.
- f) Dispersar el gas con agua en forma de rocío o con vapor de agua.

2.2.3.2. En caso de fuego:

- a) Parar el flujo y enfriar el equipo que esté expuesto al fuego, o el que este adyacente al incendio, utilizando agua en forma de cortina.
- b) Dejar que arda a menos que pueda controlarse inmediatamente.
- c) Incendios pequeños: usar polvo químico seco o CO<sub>2</sub>.
- d) Incendios grandes: Emplear agua en forma de niebla.
- e) Aplicar agua por dos extremos del tanque.
- f) Para incendios mayores en áreas de carga, usar monitores. Si ésto no es posible retirarse del área y dejar que arda.
- g) Mantenerse alejado de los tanques.
- h) Apartarse inmediatamente en caso de que aumente el ruido producido por la velocidad sónica de la válvula de relevo.

2.3.4 INSPECCION PERIODICA.

Esta inspección se realiza con el fin de disminuir los riesgos.

La inspección que se realiza se basa en las siguientes pruebas.

- Antes de entrar a operar el equipo:

- a) Se realiza la prueba hidrostática, esta se ejecuta para asegurar que el equipo va a resistir la presión de operación y se aplica 1.5 de la presión de diseño además nos indica si presenta fugas el equipo o no las presenta.
- b) Radiografiado, esta prueba es para saber si hay fallas en las juntas.
- c) Relevado de esfuerzos este esta basado en un tratamiento térmico el cual hace que haya un reacomodo en la estructura cristalina en las partes de las soldaduras.

- Cuando está operando el equipo:

a) Se realiza la prueba de ultrasonido la cual sirve para medir los espesores del equipo, esta prueba se realiza aproximadamente cada dos años y con un máximo de cinco años.

- Cuando está fuera de operación el equipo:

a) Se verifica su interior.

b) Se realiza también la prueba de ultrasonido.

c) Se calibran las válvulas de seguridad.

#### 2.3.5 EXAMEN MEDICO DE LOS EMPLEADOS

Este examen se realiza cumpliendo con la ley federal del trabajo y el contrato colectivo de de la empresa, con una frecuencia de cada 6 meses. El examen antes mencionado consta de:

- Biometría hemática general.

- Química sanguínea.

- Examen general de orina.

- Antígena australia (Prueba para detectar hepatitis).

- V. I. H. (Prueba de Elisa).

- V. D. R. L. (Prueba de Sífilis).

- Copoparasitocopio.

#### 2.4. EQUIPO DE PROTECCION PERSONAL.

Equipo que debe usar el trabajador en el área de trabajo ,cotidiano ó en caso de emergencia:

- Ropa de trabajo (Algodón).

- Casco.

- Zapatos industriales con casquillo.

- Mascarilla (aire, bucales, de dos filtros, contra gases, contra vapores, etc.).

- Mascarilla con cartucho absorbedor tipo Canister.

- Aire autónomo.

- Guantes (En sus diversas variedades según sea el trabajo que desempeñe).

- Traje completo de material de neopreno.
- Goggles.
- Lentes contra impacto.
- Equipo de protección auditiva (tapones, orejeras, etc.).
- Cinturones de seguridad.
- Regaderas y lavajos.

## 2.5. APLICACIONES DEL LPG.

La utilización del LPG. como combustible ha sido reflejada en el incremento de numerosos usos, para lo que estos gases han encontrado aceptación total y su mercado crece cada día más.

USOS DOMESTICOS: sus aplicaciones dentro de este campo corresponde en estufas, hornos, calentadores de agua, calentadores de ambiente, etc.

USOS COMERCIALES: El gas LP es ampliamente aceptado como un recurso de calefacción de frutas y legumbres, protección contra heladas, en cosechas de legumbres. También es preferido este combustible, por su limpieza, en pastelerías, restaurantes, etc. Otro importante uso se le ha dado en las tintorerías, albercas y plomerías mecánicas.

USOS INDUSTRIALES: La industria de productos alimenticios y la industria del vidrio, representan un campo fértil para la utilización del LPG.

El alto índice de octano de este combustible permite su uso en toda clase de motores de gasolina y petróleo, tales como camiones, automóviles, montacargas, tractores y motores estacionarios, se presume que este combustible reduce los costos de mantenimiento hasta un 70 % con respecto al uso de otros combustibles o energía eléctrica.

Como fuente de calor en la producción de vapor ha sido no solamente aceptado en procesos industriales sino que su uso en planta termoelectricas se ha incrementado.

Las fundidoras de metal (soldadura) son aplicaciones recomendables. Otro importante uso es en los talleres donde se incluye el calentamiento de prensas para la formación de artículos plásticos y metales blandos.

El LPG no solamente es usado como fuente calorífica, sino que también se emplea como fuente de refrigeración y como materia prima en la industria petroquímica.

Es reconocido que en estos campos su uso aún se considera restringido; sin embargo, su incremento deja ver una total aceptación en el futuro.

Se distribuye, mediante plantas centrales de gas, ya sea licuado a presión, licuado mediante un sistema de refrigeración, ya sea diluido o no diluido con aire, o mezclado con gas natural o artificial.

## 2.6. LOCALIZACION DE LA PLANTA

La localización de esta planta se tiene que seleccionar cuidadosamente debido a sus características de este producto y en especial a su grado de inflamabilidad.

De igual manera se tiene que tomar en cuenta la infraestructura con la que cuenta el lugar con el objeto de asegurar que la planta estará adecuadamente comunicada, tal como: carreteras, ferrocarriles y vías de comunicación y transporte, además tomar en cuenta el clima para poder saber los efectos que producirá en nuestro proceso, precipitación pluvial, la disponibilidad de la materia prima ya que sin esta disponibilidad no sería rentable la planta, también se tiene que tomar en cuenta la distribución del producto.

### III SISTEMAS DE ALMACENAMIENTO

#### 3.1. IMPORTANCIA DEL ALMACENAMIENTO.

En la industria petrolera actual, se produce una gran cantidad de LPG, el cual ha sido ocupado principalmente para usos domésticos e industriales, ya sea como gases combustibles ó en refrigeración.

Actualmente con la tecnología con que cuenta el país se le ha dado un mejor aprovechamiento a este gas y como requerimiento es necesario utilizar sistemas que permitan almacenarlos, para que de esta manera se cuente con la materia prima suficiente, y además tener reservas que permitan una cierta flexibilidad en la demanda..

#### 3.2. CONDICIONES DE ALMACENAMIENTO

Las condiciones de almacenamiento por experiencias anteriores , para que estos productos se encuentren en forma líquida deben ser las óptimas, ya que si se almacenan en este estado se disminuirá las extensiones de terreno y el tamaño del equipo se reducirá.

#### 3.3. DESCRIPCION DEL LOS SISTEMAS DE ALMACENAMIENTO.

Los sistemas de almacenamiento estan constituidos principalmente por:

- Tanques de almacenamiento.
- Equipo de refrigeración.
- Equipo de llenado.
- Equipo de bombeo.
- Cuarto de control del proceso.
- Cuarto de control de motores.
- Sistema de servicios auxiliares.
- Sistema contra incendio, etc.

#### B.4 TIPOS DE TANQUES DE ALMACENAMIENTO A BAJA TEMPERATURA.

Las principales variables de diseño de proceso para un sistema de almacenamiento a bajas temperaturas son: La temperatura y capacidad de almacenamiento.

De la temperatura de almacenamiento dependerá la presión de operación del tanque; entre más baja sea la temperatura, menor será la presión de vapor del fluido que está almacenado y por lo tanto el espesor del recipiente también será menor.

#### B.4.1 TANQUES CON SISTEMA DE ALMACENAMIENTO SUBTERRANEO Y COMUNMENTE SON LLAMADOS COMO TANQUES DE SUELO CONGELADO (FIG. 2)

El suelo del lugar escogido para que se instale el tanque debe contar con las siguientes características:

- Deberá de ser suelo acuifero.
- Debe contener capas alternadas de arena gruesa y fina, grava con piedras de regular tamaño y alguna arcilla impermeable.

En la construcción deberá instalarse tubos llamados congelados. Cada tubo congelado consiste de una línea que contiene líquido dentro de una línea que contiene vapor. Estos están unidos en la superficie a cabezales.

El almacenamiento del suelo congelado, muestra ventajas como un método económicamente atractivo de almacenar LPG donde las circunstancias son favorables.

Dicho almacenamiento es mencionado como menos caro que el almacenamiento con un sistema de refrigeración sobre la superficie.

#### 3.4.2 TANQUE DE DOBLE PARED. (FIGURA b).

Dichos tanques son más recomendables que los de pared sencilla para temperaturas abajo de  $-75^{\circ}\text{C}$ .

La armazón externa es de acero al carbón, el recipiente interno es de acero niquelado o aluminio con aislamiento granular sujeto a una ligera presión de gas inerte que llene el espacio entre las paredes. La pared exterior sirve para proteger al aislamiento de la humedad y de los elementos ambientales esto es importante por consideraciones de seguridad. Así en las remotas posibilidades de fuego externo, la parte externa de acero de la envolvente se mantiene a temperatura cte. y el aislante protege la parte interna del tanque. Este tanque esta soportado por un anillo de concreto.

#### 3.4.3 TANQUES DE SUPERFICIE DE CONCRETO. (FIGURA c).

Este tipo de tanques no se les ha dado un uso comercial, sin embargo se ha probado que este tipo de almacenamiento puede favorecer capacidades sobre los  $16,000 \text{ m}^3$

El concreto preesforzado reemplaza al metal de construcción similar al de un tanque cilíndrico o de pared sencilla. Estos tanques pueden estar en la superficie o bien enterrados.

Los tanques enterrados son estructuras de una sola pared que aprovechan las propiedades aislantes del suelo, las cuales son similares al de un aislamiento convencional, para reducir la velocidad de evaporación y por tanto reducir los costos de construcción. Los de superficie son normalmente de doble pared; con las paredes exteriores e interiores formadas de concreto preesforzado.

La base del tanque enterrado es una pieza de concreto preesforzado situada sobre una capa adecuada que puede removerse para prevenir la acumulación de humedad. Los serpentines de calentamiento, también previene la congelación del suelo para eliminar problemas de sobreenfriamiento. Las paredes de concreto se cubren por el lado exterior con una capa de acero y envueltas con alambre preesforzado. sucesivamente se cubre con capas protectoras.

El interior del tanque se forra con una capa metálica, que sirve para aumentar la seguridad a manera de barrera contra el vapor alrededor de todo el tanque, que puede ser cualquier material adecuado para usar a bajas temperaturas

#### 3.4.4 TANQUES DE PARED SENCILLA. (FIGURA d)

Estos están contruidos para volúmenes hasta de 16,000 m<sup>3</sup> para servicios a baja temperatura. Son de metal y aislado con espuma celular; pueden tener forma cilíndrica o esférica.

A volúmenes hasta de 16,000 m<sup>3</sup> y temperaturas menos frías de -73 °C, el tanque metálico de una sola pared, cilíndrico o esférico, puede ser recomendado.

El tanque cilíndrico vertical, operando cerca de la presión atmosférica debe tener una cimentación bastante elaborada. Apuntalamiento para prevenir flexión ocasionada por presión en el fondo plano y serpentines de calentamiento para evitar el congelamiento del terreno.

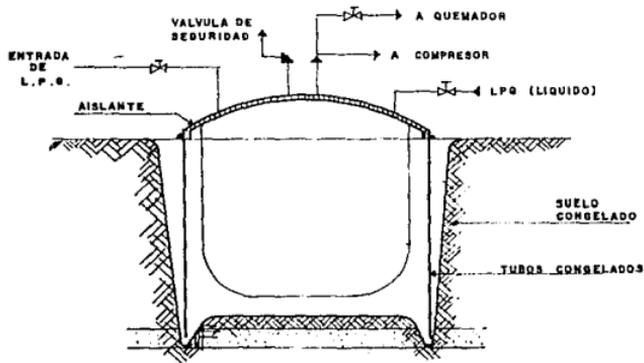
En tanques esféricos y esferoidales se puede eliminar las pérdidas por venteo, debido a que la presión de vapor contenido las condensa. Este tipo de tanques no requiere otros gastos de operación, que mantenimiento. Su uso está restringido, debido a que son tanques de configuración muy compleja y su costo de construcción se eleva. Se ha visto que cuando un tanque esferoidal es usado para gasolinas y otros productos altamente volátiles los ahorros son un poco más grandes que para tanques de espacio vapor variable.

El tanque esférico para presiones hasta de 4.2 Kg/cm<sup>2</sup> man. es caro de fabricar y aislar, pero solo necesita apoyos simples.

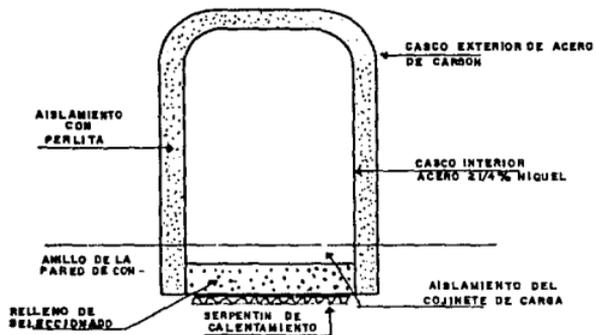
Las formas estructurales de los esferoides dependen de la capacidad y presiones más altas pueden manejarse en esferoides planos, si las grandes capacidades exceden los límites de la resistencia del suelo se usa el esferoide de cabeza simple.

Para presiones arriba de  $2.1 \text{ Kg/cm}^2$  se usa el tanque esférico estructuralmente, su cascarón es igualmente reforzado en todas direcciones tangenciales a la coraza. También tienen menor área de superficie para una capacidad dada que un recipiente de cualquier otra forma.

Uno de los materiales más importantes, que se necesita para obtener resultados satisfactorios en el almacenaje de productos a baja temperatura, es el material aislante que protege la baja temperatura del medio almacenado.



**FIGURA (a)**



**FIGURA (b)**

FACULTAD  
DE  
QUIMICA

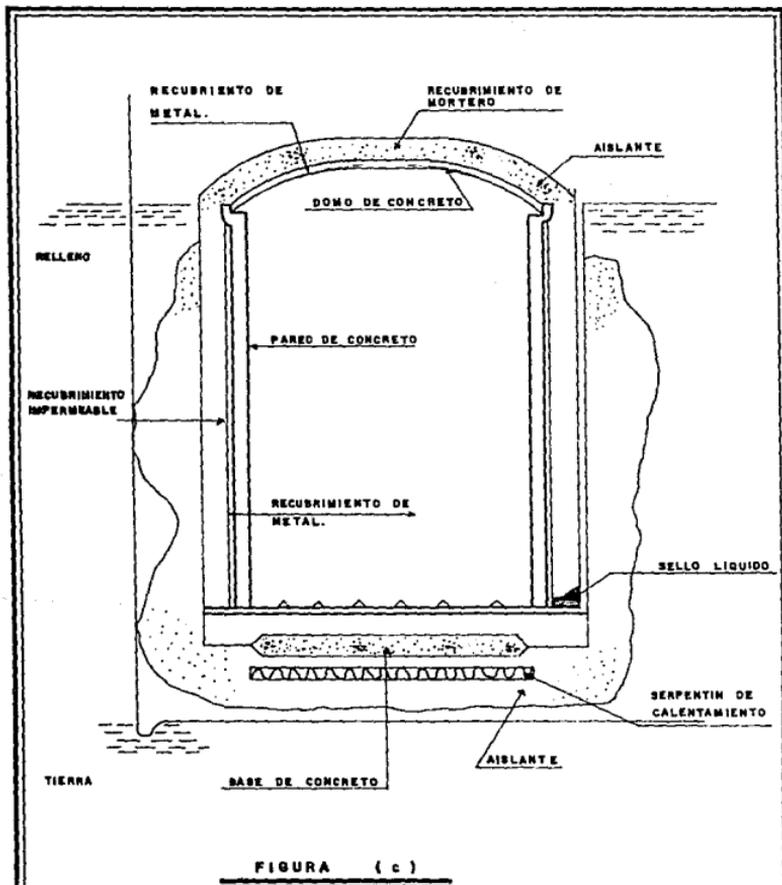
UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO.  
T E S I S P R O F E S I O N A L

a) TANQUE DE SUELO CONGELADO

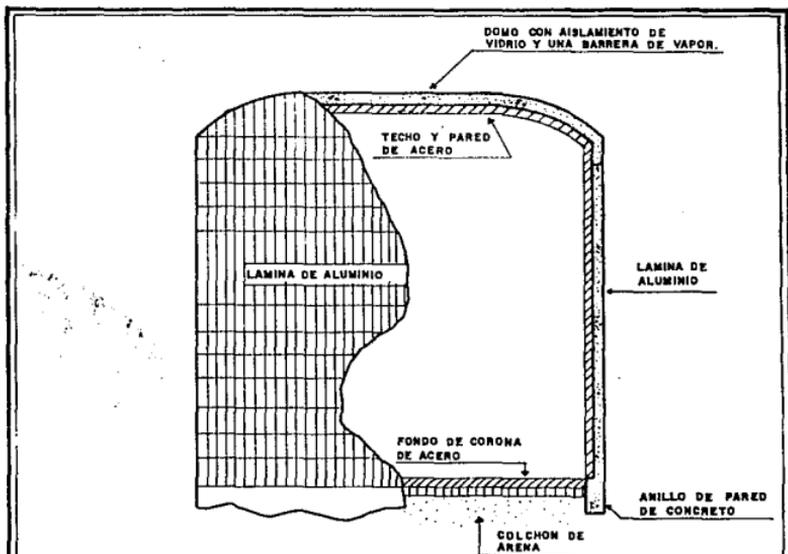
b) TANQUE DE DOBLE PARED.

FECHA 1992

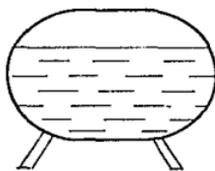
NOMBRE NORMA GONZALEZ VAZQUEZ



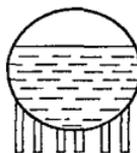
FACULTAD DE QUIMICA	UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO.	
	T E S I S      P R O F E S I O N A L	
	FECHA	1992
a) TANQUE DE SUPERFICIE DE CONCRETO	NOMBRE: NORMA GONZALEZ VAZQUEZ	



TANQUE CILINDRICO



ESFEROIDE



ESFERA

FACULTAD  
DE  
QUIMICA

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO.  
T E S I S      P R O F E S I O N A L

01 TANQUE DE PARED SENCILLA.

FECHA      1992

NOMBRE      NORMA GONZALEZ VAZQUEZ

## 3.5 PRINCIPALES CONDICIONES DE OPERACION DE LOS DIFERENTES TANQUES DE ALMACENAMIENTO DE LPO.

### 3.5.1 TANQUES CRIOGENICOS

Estos tanques trabajan a las siguientes condiciones de operación: Temperaturas criogénicas, presiones bajas ó atmosféricas ( $20 \text{ g/cm}^2$ ), capacidades altas de  $138264 \text{ m}^3$  (20000 TM) y espesores delgados de  $0.476 \text{ cm}$  ( $3/16''$ ).

Se podrán almacenar en tanques con sistema de refrigeración y aislados térmicamente, aquellos productos que a temperatura ambiente tengan presiones de vapor superiores a  $21 \text{ Kg/cm}^2$  pero que mediante refrigeración adecuada puedan mantenerse a una temperatura a la cual su presión de vapor sea menor a  $21 \text{ Kg/cm}^2$  en tanques aislados térmicamente. Estos tanques podrán ser esféricos o cilíndricos, con casquetes esféricos o elipsoidales, según sea la presión de operación.

Al disminuir la temperatura y como consecuencia la disminución de la presión de vapor el recipiente puede ser liviano, aumentando de esta manera, el tamaño máximo y más práctico del recipiente.

El tanque debe ser de techo fijo con el aislante térmico.

El tanque debe ser de doble pared y el espacio existente entre las dos paredes se mantiene con un vacío tan bajo como sea práctico, además se usa un medio aislante especial.

Dichos tanques deben llevar accesorios de seguridad los cuales son válvulas de relevo, discos de ruptura, y controles contra exceso de flujo.

### 3.5.2 TANQUES TIPO SALCHICHA.

Las condiciones de operación son las siguientes: presiones altas ( $15-17 \text{ Kg/cm}^2$ ), capacidades bajas ( $40 \text{ ton.}$ ), temperatura ambiente y espesores altos.

Se almacenarán en estos tanques aquellos productos cuya presión de vapor a temperatura ambiente sea superior a  $8.8 \text{ Kg/cm}^2$  pero que no exceda de  $21 \text{ Kg/cm}^2$ .

Los productos cuya temperatura de inflamación sea inferior a  $60^{\circ}\text{C}$  tiene que estar provisto los tanques de arrestadores de flama.

Los productos cuya temperatura de inflamación sea superior a  $60^{\circ}\text{C}$  pueden tener comunicación directa a la atmósfera y sin arrestador de flama.

### 3.5.3 TANQUES ESFERICOS.

Las condiciones de operación de estos tanques son las siguientes: presiones medias ( $3-3.5 \text{ Kg/cm}^2$ ), temperaturas bajas (menores de  $0^{\circ}\text{C}$ ), capacidades (1500 ton.) y espesores menores a los que se utilizan en los tanques de salchicha.

Se almacenaran en estos tanques aquellos productos cuya presión de vapor sea  $> 1 \text{ Kg/cm}^2$ , pero que no exceda de  $8.8 \text{ Kg/cm}^2$ .

#### IV INGENIERIA BASICA

##### 4.1 BASES DE DISEÑO

###### 4.1.1 FUNCION DE LA PLANTA.

La Planta será diseñada para almacenar, a presión atmosférica,  $138,264\text{m}^3$  de LPG líquido refrigerado, en cuatro tanques de almacenamiento de doble pared localizada en la Terminal Refrigerada de Pajaritos.

Las alimentaciones de LPG provienen de las plantas criogénicas de Cactus, Chiapas y de la planta fraccionadora de gasolina natural del complejo petroquímico de la Cangrejera, Ver., Complejo Petroquímico Morelos, Ver. y se reciben por medio de tubería, de esta terminal se enviará a barcos equipados con un sistema de refrigeración.

###### 4.1.2. TIPO DE PROCESO.

El proceso es por medio de tanques atmosféricos con equipo de refrigeración, para licuar LPG.

El LPG líquido se almacena a presión atmosférica bajo condiciones de refrigeración a  $-32^{\circ}\text{C}$  como una temperatura promedio. Esta temperatura va a variar según sea la composición de la mezcla, si la mezcla es más rica en propano la temperatura va a tender hacia la temperatura de propano puro ( $-44^{\circ}\text{C}$ ) y si es más rica en butano se acerca a la temperatura de butano puro ( $-4^{\circ}\text{C}$ ). Esta mezcla se puede almacenar en diversos tipos de tanques presurizados.

La finalidad primordial de los tanques de doble pared es mantener una transferencia de calor mínima del medio ambiente hacia el tanque para lo cual se deberá colocar algún material aislante.

###### 4.1.3. CAPACIDAD Y RENDIMIENTO DEL SISTEMA DE ALMACENAMIENTO.

La planta contará con 4 tanques atmosféricos con capacidad nominal de  $34,566\text{m}^3$  de LPG cada una, será capaz de recibir  $23,850\text{m}^3/\text{día}$  así como de entregar un régimen de  $3457\text{m}^3/\text{hr}$  de este producto en forma líquida y refrigera. manejando:

CONCEPTO	%	M <sup>3</sup> POR C/TANQUE	M <sup>3</sup> TOTALES
CAPACIDAD MAXIMA	80	27,658	110,611
CAPACIDAD NORMAL †	32	11,061	44,245
CAPACIDAD MINIMA	4	2,074	8,296

† CAPACIDAD FRECUENTE DE ACUERDO A REQUERIMIENTOS DEL ALM.

Cuenta con un factor de servicio de 0.89 considerando una operación de 325 días/año.

#### 4.1.4 FLEXIBILIDAD DEL SISTEMA DE ALMACENAMIENTO.

4.1.4.1. La planta no deberá seguir operando bajo las siguientes condiciones anormales.

a) Falla de energía eléctrica pues los accionadores del sistema de refrigeración y bombeo serán eléctricos.

b) Falla simultanea de aire de instrumentos y aire de planta.

4.1.4.2. El proceso si se podrá operar con diferentes tipos de composición de LPG teniendo en forma general variación de 60% a 70% de propano y 40% a 30% de butano.

#### 4.1.5. ESPECIFICACION DE LAS ALIMENTACIONES DEL PROCESO.

Las corrientes de entrada de LPG líquido por refrigerarse tienen las siguientes características:

Flujo: 23,850 m<sup>3</sup>/día.  
 Densidad 0.530 g/cm<sup>3</sup>.  
 Presión en L.B. 17.00 Kg/cm<sup>2</sup> man.  
 Temperatura en L.B. 30°C.  
 Peso Molecular 49.59 g/mol.

Composición ( % mol )

C<sub>2</sub> = 0.608  
 C<sub>3</sub> = 60.000  
 iC<sub>4</sub> = 13.860  
 nC<sub>4</sub> = 25.234  
 iC<sub>5</sub> = 0.182  
 nC<sub>5</sub> = 0.116

La cantidad máxima de ligeros ( $C_2$  y  $C_1$ ) = 0.80 % en volúmen.

4.1.6 ESPECIFICACIONES DE LOS PRODUCTOS.

Flujo :  $1 * 10^6$  Kg/Hr.  
 Densidad :  $0.530 \text{ g/cm}^3$ .  
 Presión en L.B.\* :  $5 \text{ Kg/cm}^2$ .  
 Temperatura en L.B.:  $-32 \text{ }^\circ\text{C}$ .  
 Peso Molecular:  $49.59 \text{ g/mol}$ .  
 Composición ( % mol ):

Como se trata de un sistema de almacenamiento sin ningún proceso la composición de los productos es la misma que la de alimentación.

\* L.B.: Límite de batería.

4.1.7. CONDICIONES DE LA ALIMENTACION EN LIMITE DE BATERIA.

ALIMEN- TACION	EDO. FIS.	PRESION MAN. (Kg/cm <sup>2</sup> )	TEMPERATURA ( <sup>o</sup> C)	FORMA DE RECIBO
		MAX/NOR/MIN	MAX/NOR/MIN	
LPG	LIQUIDO	40/17/05	84/80/25	TUBERIA

4.1.8. CONDICIONES DE LOS PRODUCTOS EN LIMITE DE BATERIA.

PRODUC- TO	EDO. FIS.	PRESION MAN. (Kg/cm <sup>2</sup> )	TEMPERATURA ( <sup>o</sup> C)	FORMA DE ENTREGA
LPG	LIQUIDO	5	-32 <sup>o</sup> C	TUBERIA

4.1.D. ELIMINACION DE DESECHOS.

4.1.D.1. NORMAS Y REQUERIMIENTOS DE PUREZA.

- a) Todos los efluentes deberán cumplir con las normas editadas por la SEDUE (Secretaría de Desarrollo Urbano y Ecología), SARH (Secretaría de agricultura y Recursos Hidráulicos) y el Gobierno del Estado.
- b) Agua : Reglamento contra contaminación de Agua.
- c) Aire : Reglamento de Humos y polvos.

4.1.9.2. SISTEMAS PREFERIDOS DE ELIMINACION DE DESECHOS.

Drenaje pluvial : Este drenaje va a dar a la laguna.

Drenaje Aceitoso: Este drenaje va a la presa de lastre en el cual se recupera aproximadamente 200,000 BLS y se envía por medio de barcos a cabotaje.

Efluentes Gaseosos: Estos efluentes van al quemador.

4.1.10. INSTALACIONES REQUERIDAS DE ALMACENAMIENTO.

Como en este caso no hay ningún procesamiento de las corrientes de alimentación, el proceso que se considera dentro de estas bases de diseño será el almacenamiento de producto propiamente dicho.

Se contará con cuatro tanques de almacenamiento para una capacidad nominal de 34,566 m<sup>3</sup> cada uno.

4.1.11. SERVICIOS AUXILIARES.

4.1.11.1. VAPOR.

El sistema de almacenamiento no requiere de este servicio auxiliar.

4.1.11.2. AGUA DE ENFRIAMIENTO.

Esta será generada dentro de límites de batería.

a) Condiciones del sistema de enfriamiento:

Fuente de suministro: Agua cruda por el Complejo Petroquímico de Pajaritos.

Sistema de enfriamiento: Torre de enfriamiento.

Presión de suministro: 4.2 Kg/cm<sup>2</sup> man.

Temperatura de sum. : 32.2 °C.

Disponibilidad : 100.0 m<sup>3</sup>/min.

Presión de retorno: 2.0 Kg/cm<sup>2</sup>.

b) Condiciones del agua de repuesto para la torre de enfriamiento.

Fuente de suministro: Pozos de captación de Pajaritos (lluvias, nivel freático).

Presión de entrada en: 3.5 Kg/cm<sup>2</sup>.

L. B.

Temperatura de entrada: 26.6 °C.

en L.B.

Disponibilidad: Ilimitada.

Análisis:

CATIONES.

Na <sup>+</sup> , ppm CaCO <sub>3</sub>	456.0
Ca <sup>+</sup> , ppm CaCO <sub>3</sub>	60.0
Mg <sup>++</sup> , ppm CaCO <sub>3</sub>	125.0
Cu <sup>++</sup> , ppm CaCO <sub>3</sub>	0.0
Fe <sup>+++</sup> , ppm CaCO <sub>3</sub>	0.0
Cr <sup>+++</sup> , ppm CaCO <sub>3</sub>	0.0
Al <sup>+++</sup> , ppm CaCO <sub>3</sub>	0.0
Mn <sup>+++</sup> , ppm CaCO <sub>3</sub>	0.0

TOTAL 641.0

ANIONES.

Cl <sup>-</sup> , ppm CaCO <sub>3</sub>	459.0
OH <sup>-</sup> , ppm CaCO <sub>3</sub>	0.0
HCO <sub>3</sub> <sup>-</sup> , ppm CaCO <sub>3</sub>	0.0
CO <sub>3</sub> <sup>=</sup> , ppm CaCO <sub>3</sub>	35.0
SO <sub>4</sub> <sup>=</sup> , ppm CaCO <sub>3</sub>	174.0
PO <sub>4</sub> <sup>=</sup> , ppm CaCO <sub>3</sub>	0.0

TOTAL 641.0

SiO<sub>2</sub>, ppm CaCO<sub>3</sub> 40.0

Dureza, ppm CaCO<sub>3</sub> 185.0

Alcalinidad ppm CaCO<sub>3</sub> 35.0

CO<sub>2</sub>, ppm. 10.0

pH 9 a 10

4.1.11.3. AGUA PARA SERVICIOS Y USOS SANITARIOS.

Fuente de suministro: Sistema de agua de servicios auxiliares

Presión en L.B.: 3.5. Kg/cm<sup>2</sup> man.

Temperatura en L.B.: 28.6 °C.

Disponibilidad: Ilimitada.

4.1.11.4. AGUA POTABLE.

Se contará con un servicio particular de agua potable a través de garrafrones.

4.1.11.5. AGUA CONTRA INCENDIO.

El agua contra incendio será suministrada en L.B..

Fuente de suministro: Agua de la laguna.

Presión en L.B. 12.0 Kg/cm<sup>2</sup>.

Disponibilidad: Ilimitada.

4.1.11.6. AGUA PARA CALDERAS.

No se requiere.

4.1.11.7. AGUA DE PROCESO.

No se requiere.

4.1.11.8. AIRE DE INSTRUMENTOS.

El aire de instrumentos será generado dentro de L.B.

Capacidad extra requerida: 50 %.

Presión del sistema: 8.8 Kg/cm<sup>2</sup> man.

Pto. de rocío : -40°C.

Impurezas : Ninguna.

4.1.11.9. AIRE DE PLANTA.

El aire será suministrado en L.B.

Presión del sistema: 8.8 Kg/cm<sup>2</sup> man.

4.1.11.10. COMBUSTIBLE.

a) Gas: No se requiere como servicio auxiliar.

b) Líquido: No se requiere como servicio auxiliar.

4.1.11.11. REFRIGERACION.

Como un servicio auxiliar no se requiere. Se da como parte integral del proceso.

4.1.11.12. INERTES.

Tipo: Gas natural.

Fuente de suministro: De la criogénica de Pajaritos.

Presión en L.B.:  $21.1 \text{ Kg/cm}^2$  man.

Temperatura en L.B.:  $37.7^\circ\text{C}$ .

Disponibilidad: Ilimitada.

4.1.11.13. ALIMENTACION DE ENERGIA ELECTRICA.

Fuente de suministro: Dos líneas de alimentación por turbogeneradores.

Interrupciones: 5 veces/año.

Duración máxima: 10 min.

Tensión: 13.8 kv.

Número de fases: 3.0.

Frecuencia: 60 Hz.

Capacidad interrumpida

por corto circuito: 750 MV

Factor de potencia, mínimo: 0.85

Número de conductores: 3

Acometida: Subterránea.

4.1.11.14. ALIMENTACION DE ENERGIA ELECTRICA DE EMERGENCIA.

Se cuenta con el respaldo de la comisión federal de electricidad.

4.1.11.15. TELEFONOS.

Se contará con un sistema de intercomunicación de la red de microondas.

4.1.11.16. DESFOGUE.

Todos los desfuegos que se tienen se llevarán hasta el sistema de seguridad de quemador tipo fosa.

4.1.12. SISTEMA DE SEGURIDAD.

4.1.12.1. SISTEMA CONTRA INCENDIO.

La red contra incendio será diseñada de acuerdo a las normas de seguridad. Se contará con equipo móvil y portátil el cual cuenta con extintores de tipo (A, B, C, D, Químico y  $\text{CO}_2$ ) Adicionalmente se tendrá rociadores en la casa de bombas y casa de compresores.

**Elementos de seguridad:**

Protección catódica, sistema de tierra, red contraincendio, equipo autónomo, ropa de neopreno, regaderas, lavaojos, extintores

**4.1.12.2. PROTECCION PERSONAL.**

El equipo con que deberá contar en diferentes sitios, la planta, es el; siguiente: overol, botas, goggles, guantes, aire comprimido (cilindros), y mascarillas.

**4.1.13. CONDICIONES CLIMATOLOGICAS.**

**4.1.13.1. TEMPERATURAS.**

Máxima Extrema: 38.6°C.

Mínima Extrema: 13.3°C.

Máxima promedio: 26.0°C.

Mínima promedio: 19.5°C.

De bulbo humedo de diseño: 28.2°C.

**4.1.13.2. PRECIPITACION FLUVIAL.**

Horaria Máxima : 100 mm.

Máxima en 24 Hrs: 440 mm.

Anual media : 3241 mm.

**4.1.13.3. VIENTO.**

Dirección de los vientos dominantes: N a W.

Dirección de los vientos reinantes: N a NW.

Velocidad media: 10 Km/Hr.

Velocidad máxima: 200 Km/hr.

**4.1.13.4. HUMEDAD.**

Máxima: 96.0 % .

Mínima: 75.0 % .

**4.1.13.5. ATMOSFERA.**

Presión atmosférica: 1 Atm.

Tipo de atmósfera: corrosiva y salina.

Contaminantes: Brisa marina y gases industriales.

**4.1.14. LOCALIZACION DE LA PLANTA.**

Esta planta se ubica al sureste del estado de Veracruz, a una distancia de 7 Km de la ciudad y puerto de Coatzacoalcos, Veracruz sobre el margen izquierdo de la carretera México-Villahermosa a una altura de 5 m. sobre el nivel del mar.

En la región se tiene un clima tropical, en verano y otoño se registran temperaturas hasta 38.6°C, en invierno temperaturas no menores de 13 °C a partir del mes de septiembre soplan vientos fuertes con lluvias, temporada que dura hasta el mes de febrero aproximadamente.

**a) Coordenaadas de límite de batería.**

N - 23.00  
S - .181.00  
W - 1178.00  
W - 1358.00

**b) Elevación de la planta sobre el nivel del mar: 5.50 m.**

**c) provisiones para futuras ampliaciones: No**

**d) Infraestructura requerida: Cuenta con las comunicaciones siguientes:**

Carretera-Villahermosa, ferrocarril del sureste y una de las más importantes vías de comunicación y transporte es por el Golfo de México a través de la laguna de pajaritos y del río Coatzacoalcos.

**4.1.15. BASES DE DISEÑO ELECTRICICO.**

**4.1.15.1 CODIGO PARA CLASIFICACION DE AREAS:**

NEMA (Asociación Nacional de Fabricantes de Equipo Eléctrico)

NEC (Codigo Eléctrico Nacional)

PEMEX (Petroleos Mexicanos)

**4.1.15.2. RESISTIVIDAD ELECTRICA DEL TERRENO.**

Promedio: 1800 ohm cm.

Máxima: 2800 ohm cm.

Mínima: 720 ohm cm.

4.1.15.3. CARACTERISTICAS DE LA ALIMENTACION A MOTORES.

Potencia (Hp)	Volts	Fases
Menores de 3/4	120	1
De 1 a 200	440	3
De 201 a 2000	4,000	3
De 2001 y mayores	13,200	3

4.1.15.4. CORRIENTE PARA ALUMBRADO

Volts	120 ó 220
Fases	1

4.1.15.5. CORRIENTE PARA INSTRUMENTOS DE CONTROL

Volts	120
Fases	1

4.1.15.6. DISTRIBUCION DE CORRIENTE DENTRO DE LIMITE DE BATERIAS.

Subterránea para fza., control y alumbrado, cuando exista soportería, área para, control y alumbrado. La instalación eléctrica será adecuada para clasificación de áreas establecidas.

4.1.16. BASES DE DISEÑO PARA TUBERIAS

4.1.16.1. SOPORTES DE TUBERIA Y TRINCHERAS

Tipos de soportes: Concreto.

Requerimientos especiales:

De alturas de soportes en L.B.: Según Norma de PEMEX F-101.

Se permite trincheras: No.

4.1.17. DRENAJES.

TIPOS DE DRENAJE

Acetoso  
Pluvial  
Sanitario  
Químico

MATERIAL PREFERIDO

Fierro fundido.  
Trinchera de concreto.  
Trinchera de concreto.  
No se requiere.

4.1.18. BASES DE DISEÑO CIVIL.

4.1.18.1. SOLICITACIONES POR VIENTO Y SISMO

a) Solicitaciones por viento:

Se aplica el uso del manual de diseño de obras civiles de la Comisión Federal de Electricidad, considerando 200 KPH como velocidad local.

b) Solicitaciones por sismo:

Se aplica el uso del Manual de diseño de obras civiles de la C.F.E. considerando zona sísmica 3.

4.1.18.2. NIVEL FREÁTICO.

98.000 m (equivalente a 3.00 m.s.n.m.)

4.1.18.3. TIPO DE EDIFICIOS Y CONSTRUCCIONES

a) Cuarto de control de instrumentos.

b) Cuarto de control eléctrico.

c) Oficinas: Contaran con sistema de aire acondicionado.

d) Cobertizos para:

- Compresores de proceso.

- Compresores de aire.

- Bombas.

4.1.19. BASES DE DISEÑO PARA INSTRUMENTOS.

4.1.19.1. TIPO DE TABLERO: Semigráfico.

4.1.19.2. TIPO DE SEÑAL: Neumática y con posibilidad de integrarse a sistema electrónico de estado sólido.

4.1.20. BASES PARA DISEÑO DE EQUIPO.

4.1.20.1. COMPRESORES:

Tipo: Centrifugos para llenado de LPG y reciprocantes para refrigeración de LPG.

Tipo de accionadores: Motor eléctrico.

Sobrediseño: Espacio para un módulo adicional de compresión del sistema de refrigeración.

4.1.20.2. BOMBAS.

Tipo: Centrifugas verticales para; carga a barcos, recirculación y de agua de enfriamiento.

Tipo de accionadores: Motor eléctrico.

4.1.20.8. CAMBIADORES DE CALOR.

Información disponible sobre factores de incrustación de terminados en 0.003 hrft<sup>20</sup> F/BTU operación.

4.1.21. NORMAS CODIGOS Y ESPECIFICACIONES.

Las aplicables por PEMEX (Petroleos Mexicanos), ASTM (Asociación Americana para pruebas y Materiales), NFPA (Asociación Nacional de Fluidos de Potencia), API (Instituto Americano del Petroleo) ASME (Sociedad Americana de Ingenieros Mecánicos), etc.

#### 4.2.0.

#### BALANCE DE MATERIA Y ENERGIA

A.- Criterios para realizar el balance de materia y energía.

##### A.1.- SISTEMA DE REFRIGERACION.

La capacidad de los compresores de refrigeración de esta planta deberá incluir los vapores que se producen por el las siguientes causas ( considerando solamente un tanque de almacenamiento);

- 1) Energía transmitida por la bomba de recirculación.
- 2) Absorción calorífica del tanque de almacenamiento.
- 3) Energía transmitida por las bombas de carga a barcos.
- 4) Absorción calorífica de la línea de carga a barcos.
- 5) Vapor desplazado por el líquido que entra en el tanque de almacenamiento.
- 6) Vapor desplazado por el líquido que entra al barco.
- 7) Absorción calorífica del tanque del barco.
- 8) Absorción calorífica de la línea de retorno de vapores del barco.

A la suma total de los conceptos anteriores se le debe de restar:

- 9) Vapor necesario para llenar el volumen que desaloja el líquido que carga a barcos.

- La absorción calorífica del tanque de almacenamiento se traduce en una vaporización del líquido almacenado que se obtiene por:

- a) Calor ganado por el techo del tanque.
- b) Color ganado por el cuerpo del tanque.
- c) Calor ganado por la cimentación.

- Para el calculo no se considera la absorción calorífica por radiación, ni las resistencias al flujo de calor que presenta el metal del tanque (interior y exterior), el aire y el LPG almacenado.

- El área de transferencia de calor se toma la media entre la del tanque interior y la del tanque exterior.

**A.2.- CRITERIOS PARA LOS CALCULOS DE B.H.E. DE CARGA A BARCOS.**

- La energía transmitida por las bombas a carga a barcos se traduce en una generación de vapor.
- La absorción calorífica de la línea de carga a barcos se traduce en una generación de vapor.
- Los vapores producidos por el líquido que proviene del acumulador final del sistema de refrigeración, no se considera en este cálculo ya que en las bases de diseño se estableció que la terminal no debe de estar llenando barcos cuando se recibe del gaseoducto y viceversa.
- La absorción calorífica del tanque del barco fué considerada en base al tipo de barcos que cargan en la T.P.R.
- La absorción calorífica en la línea de retorno de vapores de barco se traduce en una generación de vapores.
- Se calcularán los requerimientos de compresión de vapores de LPG considerando un sólo tanque de almacenamiento.

Como se cuenta con 4 tanques de almacenamiento, entonces la cantidad de vapores de LPG a comprimir serán los que se producen por:

- 1) Energía transmitida por la bomba de recirculación.
- 2) Absorción calorífica del tanque de almacenamiento.
- 3) Energía transmitida por las bombas de carga a barcos para cargar simultáneamente a dos barcos.
- 4) Absorción calorífica de la línea de carga a barcos (de las 2 líneas correspondientes de carga a barcos).
- 5) Vapor desplazado por el líquido que entra al tanque de almacenamiento.

En este caso no intervienen los 4 tanques de almacenamiento sino sólo uno de ellos y esta cantidad de vapores depende únicamente y exclusivamente de la masa total alimentada desde el domo de flasheo y el vapor generado en la línea que entra.

- 6) Vapor desplazado por el líquido que entra al barco.
- 7) Absorción calorífica del tanque del barco.

8) Absorción calorífica en la línea de retorno de vapores del barco.

9) Vapor necesario para llenar el volumen que desaloja el líquido que carga a barcos.

Adicionalmente se deberán considerar los vapores generados por flasheo del líquido proveniente del acumulador de interfases del sistema de refrigeración.

- La cantidad de vapores que se consideran en cada línea de retorno de vapores del diagrama de procesos serán los producidos por:

a) Energía transmitida por la bomba de carga.

b) Absorción calorífica de la línea de carga a barcos.

c) Vapor desplazado por el líquido que entra al barco.

d) Absorción calorífica del tanque del barco.

Ya que los demás vapores son generados en el tanque de almacenamiento.

#### A.3.- DIMENSIONAMIENTO DE LA LINEA DE RETORNO DE VAPORES DE LPG DE BARCOS.

Para tal efecto se partió del dato de una presión máxima de  $0.1406 \text{ Kg/cm}^2$  (2").

Con objeto de seleccionar el diámetro de tubería que nos proporcione la caída de presión de  $0.1406 \text{ Kg/cm}^2$  se efectuaron los correspondientes cálculos para tuberías de 14, 16 y 18 plg. de diámetro de acero comercial.

Para la determinación de la caída de presión para flujo comprensible (en este caso vapores de LPG) se establece el siguiente criterio:

$$\Delta P_{100} \leq 0.000336$$

## BALANCE DE MATERIA Y ENERGIA

CORRIENTE No.	100	101	102	103	104	105	106	107	108	109	110	111	112	113	114
mol/hr. C <sub>2</sub>	71.1	71.1	68.59	68.59	213.8	213.8	196.54	196.54	190.76	387.3	387.3	387.3	188.25	188.25	199.05
mol/hr. C <sub>3</sub>	7026	7026	9832.69	9832.69	3602.7	3602.7	2983.5	2983.5	5507.06	8490.56	8490.56	8490.56	8313.75	8313.75	176.85
mol/hr. iC <sub>4</sub>	1623	1623	1694.06	1694.06	227.3	227.3	98.13	98.13	469.59	567.72	567.72	567.72	540.65	540.65	27.07
mol/hr. nC <sub>4</sub>	2954.6	2954.6	2958.53	2958.53	242.13	242.13	7.13	7.13	572.37	579.5	579.5	579.5	576.3	576.3	3.2
mol/hr. iC <sub>5</sub>	21.3	21.3	20.42	20.42	1.83	1.83	0.13	0.13	3.67	3.8	3.8	3.8	2.79	2.79	1.01
mol/hr. nC <sub>5</sub>	13.5	13.5	12.60	12.60	1.18	1.18	0.10	0.10	2.85	2.95	2.95	2.95	1.95	1.95	1.00
mol/hr. TOTAL	11709.5	11709.5	14586.89	14586.89	4288.94	4288.94	3285.53	3285.53	6746.3	10031.83	10031.83	10031.83	9623.69	9623.69	408.14
PESO MOLECULAR	49.59	49.59	49.47	49.47	48.27	48.27	48.27	48.27	45.79	46.08	46.08	46.08	46.28	46.28	41.54
Kg/hr.	263399	263399	327339	327339	93907.5	93907.5	71938	71938	140123	209684	209684	209684	202026	202026	8000
DENSIDAD g/cm <sup>3</sup>	.530	.03	.598	.016	.003	.003	.003	.009	0.01	.0099	0.035	0.346	0.512	0.032	0.045
PRESION (Kg/cm <sup>2</sup> )	17.0	4.5	4.5	1.03	1.03	1.03	1.03	4.5	4.5	4.5	19.2	19.2	19.2	4.5	19.2
TEMPERATURA °C	30	-4	-4	-32	-32	-32	-32	17	-4	3	68	41	41	-4	41

CORRIENTE No.	115	116	117	118	119	120	121	122	123	124	125	126	127	128	129
mol/hr. C <sub>2</sub>	17.26	17.26	14.6	31.86	31.86	31.86	20.26	20.26	5.66	5.66	11.6	4.58	4.58	171.83	280.66
mol/hr. C <sub>3</sub>	619.2	619.2	421.52	1040.77	1040.77	1040.77	980.28	980.28	558.76	558.76	60.49	451.7	451.7	16957.07	2769.52
mol/hr. iC <sub>4</sub>	129.17	129.17	35.94	165.11	165.11	165.11	165.01	165.01	129.07	129.07	0.10	104.34	104.34	3917.08	6397.9
mol/hr. nC <sub>4</sub>	235	235	43.81	278.81	278.81	278.81	278.81	278.81	235	235	0.00	189.97	189.97	7131.58	11648.23
mol/hr. iC <sub>5</sub>	1.7	1.7	0.28	1.98	1.98	1.98	1.98	1.98	1.70	1.70	0.00	1.37	1.37	51.44	84.01
mol/hr. nC <sub>5</sub>	1.08	1.08	0.22	1.3	1.3	1.3	1.3	1.3	1.08	1.08	0.00	0.87	0.87	32.79	53.55
mol/hr. TOTAL	1003.41	1003.41	516.37	1519.83	1519.83	1519.83	1447.64	1447.64	931.27	931.27	72.19	752.83	752.83	28261.79	46160.87
PESO MOLECULAR	48.27	48.27	45.52	47.33	47.33	47.33	47.47	47.47	48.56	48.56	44.54	49.83	49.83	49.83	49.83
Kg/hr.	21967	21967	10662	32629	32629	32629	31171	31171	20513	20513	1458	17016	17016	638798	1043369
DENSIDAD g/cm <sup>3</sup>	.003	.009	0.01	0.009	0.033	0.338	0.511	0.028	0.604	0.013	0.041	0.530	0.530	0.530	0.530
PRESION Kg/cm <sup>2</sup>	1.03	4.5	4.5	4.5	19.9	19.1	19.1	4.5	4.5	1.03	19.1	1.03	3.15	1.03	1.03
TEMPERATURA °C	-32	17	-9	9.0	74	41	41	-9	-9	-32	41	-32	-32	-32	-32

CORRIENTE No.	1 3 0	1 3 1	1 3 2	1 3 3	1 3 4	1 3 5	1 3 6
mol /hr. C <sub>2</sub>	280.66	280.66	23.24	23.24	23.24	23.24	46.48
mol /hr. C <sub>3</sub>	27696.52	27696.52	391.55	391.55	391.55	391.55	783.1
mol /hr. iC <sub>4</sub>	6397.9	6397.9	24.81	24.81	24.81	24.81	49.62
mol /hr. nC <sub>4</sub>	11648.23	11648.23	26.46	26.46	26.46	26.46	52.92
mol /hr. iC <sub>5</sub>	84.01	84.01	0.05	0.05	0.05	0.05	0.10
mol /hr. nC <sub>5</sub>	53.55	53.55	0.02	0.02	0.02	0.02	0.04
mol /hr. TOTAL	46160.87	46160.87	466.13	466.13	466.13	466.13	932.26
PESO MOLECULAR	49.83	49.83	48.26	48.26	48.26	48.26	48.26
Kg /hr	1043369	1043369	10204	10204	10204	10204	20408
DENSIDAD g / cm <sup>3</sup>	0.530	0.530	0.003	0.003	0.003	0.003	0.003
PRESION Kg /cm <sup>2</sup>	6	1.03	1.17	1.17	1.03	1.03	1.03
TEMPERATURA °C	- 32	- 32	- 29	- 29	- 32	- 32	- 32



#### 4.4.0 DIMENSIONAMIENTO PRELIMINAR DEL EQUIPO

##### 4.4.1 TANQUE DE REFRIGERACION.

###### DATOS:

CANTIDAD A ALMACENAR = 217391.90 Barriles  $\times$  5.6146 ft<sup>3</sup>/Barril<sup>3</sup>  
93.08084 lb-ft<sup>3</sup> = 40,351,550 lb de LPO.

Temperatura ambiente = 82 F.

PRESTION: 14.7 PSIA.

LA CANTIDAD DE FORMACION DE VAPORES (LB/dia evaporadas/lbs  
libras almacenadas) permisible debera ser de 0.05%.

W = 40,351,550 LB.

V = 217391 BARRILES.

ts = 82 °F.

DONDE:

W = LB-HR DE VAPOR FORMADAS.

V = CANTIDAD ALMACENADA EN BLS.

ts = TEMPERATURA EXTERIOR °F.

DE ACUERDO A LA DEFINICION DE LA FORMA DEL TANQUE, TOMADA  
DEL MANUAL DE DISEÑO DE PROCESO VOLUMEN IV (METODOS CORTOS  
DE CALCULO) IMP. SE SELECCIONO LA FORMA CILINDRICA DE FONDO  
PLANO A PRESION ATM. CONTENIENDO LAS SIGUIENTES CONDICIONES.

ts = -28.44 °F.

$\lambda$  = 183 BTU LB.

DONDE:

ts = TEMPERATURA INTERIOR °F.

$\lambda$  = CALOR LATENTE DE VAPORIZACION EN BTU L

COMO LA TEMPERATURA DE ALMACENAMIENTO ES BAJA USAMOS UN  
TANQUE DE DOBLE PARED. EL MATERIAL A USAR ES ACERO 2 1/4 %  
NIQUEL YA QUE ES EL MAS COMUN PARA ESTE SERVICIO.

L D<sub>REC.</sub> = 0.27.

AL TANQUE LE VAMOS A DAR 1% DE ESPACIO VAPOR EN VOLUMEN.

V<sub>TOTAL</sub> = 217391 BARRILES  $\times$  5.6146 FT<sup>3</sup>/BARRIL  $\times$  1.01 =  
1,282,700.14 FT<sup>3</sup>.

$$V_{TOTAL} = \frac{\pi}{4} D^2 L \quad \& \quad L = \frac{1,282,700.14 \text{ FT}^3}{\frac{\pi}{4} D^2}$$

$$L/D = 0.27 \quad L = 0.27D.$$

$$1,282,700.14 = \pi D^2/4 \times 0.27D = 0.27\pi/4 \cdot D^3 = 0.21 D^3$$

$$D = (1,282,700/0.21)^{1/3} = 170.8 \text{ FT} \times 0.3048 \text{ M} / 1\text{FT}=54.80 \text{ M}.$$

$$L/D = 0.27 \quad L = 0.27 \times 170.8 = 46.12 \text{ FT.} = 14.07 \text{ M}.$$

EL ESPESOR MINIMO PARA LAS PAREDES DE UN TANQUE CILINDRICO DE FONDO PLANO ES DE ACUERDO A SU DIAMETRO. PARA DIAMETROS MAYORES DE 80 FT. POR CRITERIO EL ESPESOR VA A SER DE 5/16 PLO.

DE ACURDO AL TIPO DE SERVICIO VAMOS A PROPORCIONAR MATERIALES AISLANTES Y ESPESORES.

DOMO : 5 FT DE PERLITA.

LADOS : 5 FT DE PERLITA.

FONDO : 5 FT DE PERLITA.

$$K \approx T_{\text{PROMEDIO}} = 0.20 \text{ BTU-PLG/HR-FT}^2 \text{ } ^\circ\text{F}.$$

DONDE:

$$K: \text{ CONDUCTIVIDAD EN BTU-PLG/HR-FT}^2 \text{ } ^\circ\text{F}.$$

CALCULO DE AREAS:

$$A. \text{ DOMO} = 1.28\pi R^2 = 1.28\pi (85.4)^2 = 82,400 \text{ FT}^2.$$

CONSIDERANDO UN DOMO ELIPTICO.

$$A. \text{ LADOS} = \pi \times D \times L = \pi \times 170.8 \times 46.12 = 27,418.22 \text{ FT}^2.$$

$$A. \text{ FONDO} = \frac{\pi \times D^2}{4} = \frac{\pi}{4} \times (170.8)^2 = 25,800.88 \text{ FT}^2.$$

DONDE:

D= DIAMETRO EN FT.

L= LONGITUD EN FT

DIFFERENCIA DE TEMPERATURA:

$$\Delta T = 82 - (-28.44) = 110.44 \text{ } ^\circ\text{F}.$$

CALOR:

$$Q_T = \frac{K \times A \times \Delta T}{X}$$

DONDE:

$$K: \text{ CONDUCTIVIDAD TERMICA EN BTU-PLG/HR-FT}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

A: AREA EN FT<sup>2</sup>

$\Delta T$ : DIFERENCIA DE TEMPERATURA EN  $^\circ\text{F}$

X: ESPESOR DEL AISLANTE EN PULO.

$$Q_T = \frac{0.2 \times 85,808 \times 105.44}{5 \times 12} = 29,089.028 \text{ BTU/HR}$$

CANTIDAD DE FORMACION DE VAPORES:

$$V = \frac{Q_T}{\lambda} = \frac{29,089.028}{188} = 158.8 \text{ LB/HR.} = 3922.2 \text{ LB/DIA.}$$

$$MV = \frac{V}{W} = \frac{3922.2}{40,351,559} \times 100 = 0.00974.$$

DONDE:

V=MASA EVAPORADA EN UN DIA.

W=MASA TOTAL ALMACENADA.

PUESTO QUE LA CANTIDAD DE VAPORES FORMADOS ES MENOR QUE EL VALOR PERMITIDO (0.15 A UNA TEMPERATURA DE ALMACENAMIENTO DE 90 A -50 °F) CONSIDERAMOS QUE LAS DIMENSIONES DEL TANQUE Y LOS ESPESORES DEL AISLANTE SON LOS CORRECTOS.

#### 4.4.2. TANQUE DE SUCCION DE LPG (TH-GA, TH-GS)

DATOS:

$$Q_{mv} = 207,027.15 \text{ LB/HR.}$$

$$\rho_v = 0.187 \text{ LB/FT}^3$$

$$\rho_L = 41.83 \text{ LB/FT}^3$$

POR DEFINICION:

$$A = \frac{Q_v}{V_D} \dots\dots 1$$

$$A = 0.785 D^2 \dots\dots\dots 2$$

DONDE:

A = AREA DEL RECIPIENTE.

$Q_v$  = GASTO VOLUMETRICO DE VAPOR (PIE<sup>3</sup>/SEG).

$V_D$  = VELOCIDAD MAXIMA DE DISEÑO (PIE/SEG).

D = DIAMETRO DEL RECIPIENTE.

CALCULO DEL GASTO VOLUMETRICO DE LOS VAPORES DE LPG.

$$Q_v = \frac{Q_{mv}}{\rho_v \cdot 3600} = \frac{207,027.15 \text{ LB/HR.} \times 1.1 \times 0.5}{0.1878 \times 3600} =$$

$$100.87 \text{ FT}^3/\text{SEG.} \times \frac{2.892 \cdot 10^{-2} \text{ M}^3}{\text{FT}^3} = 4.78 \text{ M}^3/\text{SEG.}$$

DONDE:

$Q_{mv}$  = GASTO MASA DE VAPOR (LB/HR).

$\rho_v$  = DENSIDAD DEL VAPOR (LB/SEG).

$$\frac{\rho_L}{\rho_v} = 1 = \frac{41.83}{0.187} = 1 = 220.02 \dots \dots \dots 4$$

LA VELOCIDAD PERMISIBLE ES IGUAL A 4.0 FT/SEG (DATO DE TABLAS).

$$V_D = 4.0 \cdot 0.7 = 3.48 \text{ FT/SEG.}$$

SUSTITUYENDO EN 1 Y 2 LOS DATOS DE 3 Y 4 TENEMOS.

$$0.785 D^2 = \frac{Q_v}{V_D} \quad D = (100.87/3.48 \times 0.785)^{1/2}$$

$$= 7.02 \text{ FT} \times .9048 = 2.414 \text{ M.}$$

$$D = 8 \text{ ft.} = 96 \text{ Dia.}$$

DETERMINACION DE LA LONGITUD.

$$L = 8D = 8(8) = 24 \text{ FT.} = 7.32 \text{ M}$$

$$L = 7.32 \text{ M.}$$

CALCULO DEL ESPESOR DEL CUERPO.

$$t = \frac{P_D \cdot R}{SE - 0.6 P_D} + C =$$

$$= \frac{300 (48)}{10,200 \text{ PSI} \times 0.85 - 0.6(300)} + 0.125 = 3.009 \text{ CM.}$$

$$t = 3.009 \text{ CM.}$$

DONDE:

t = ESPESOR MINIMO REQUERIDO (PULG.).

P<sub>D</sub> = PRESION DE DISEÑO DEL RECIPIENTE (PSIG).

S = ESFUERZO A LA TENSION DEL MATERIAL (PSI).

E = EFICIENCIA DE LA JUNTA.

R = RADIO INTERIOR.

C = ESPESOR ADICIONAL POR CORROSION (P.L.O.).

ESPESOR DE LAS TAPAS CONSIDERANDO TAPAS ELIPTICAS.

$$t = \frac{P_D}{2SE - 0.2 P_D} + C =$$

$$= \frac{300 \text{ (PSI)}}{2 \cdot 16,200 \cdot 1 - 0.2 \cdot 300} + 0.125 = 1.015 \text{ P.L.O.}$$

$$1.015 \text{ P.L.O.} \approx \frac{2.54 \text{ CM.}}{\text{P.L.O.}} = 2.578 \text{ CM.}$$

USAR t = 1 1/8 P.L.O. = 2.858 CM.

$$t = 2.858 \text{ cm.}$$

#### 4.4.9. TANQUE ACUMULADOR DE INTERFASE DE LPG (TH-7).

ESTE RECIPIENTE SE UTILIZA PARA ESPLEAR EL LPG LIQUIDO QUE PROVIENE DEL ACUMULADOR FINAL DE LOS COMPRESORES DE REFRIGERACION. DE ESTA MANERA LOS VAPORES DE LPG QUE SE PRODUCEN EN ESTE RECIPIENTE SE ANULAN AL INTERPASO DE LOS COMPRESORES DE REFRIGERACION, DONDE SE UNEN CON LA LINEA DE DESCARGA DEL PRIMER PASO LA CUAL ES ENFRIADA. EL LIQUIDO REMANENTE DE ESTE RECIPIENTE SE ENVIA A TRAVES DE UN SERPENTIN A CALENTAR EL POSIBLE LIQUIDO ACUMULADO EN EL DOMO DE SUCCION DESCARGANDO FINALMENTE EN EL TANQUE DE ALMACENAMIENTO DE LPG.

CALCULO DEL DIAMETRO:

POR DEFINICION:

$$A = \frac{Q_v}{V_D} \dots\dots\dots 1 \quad A = 0.785 D^2 \dots\dots\dots 2$$

DONDE:

A = AREA DEL RECIPIENTE.

$Q_V$  = GASTO VOLUMETRICO (PIE<sup>3</sup>/SEG).

$V_D$  = VELOCIDAD MAXIMA DE DISEÑO (PIE/SEG).

D = DIAMETRO DEL RECIPIENTE.

DATOS:

$Q_M$  = 35,046.78 LB/HR + UN 10 % DE SOBREDISEÑO.

$$\rho_V = 0.01 \text{ G/CM}^3 = 0.024 \text{ LB/FT}^3$$

$$Q_V = \frac{Q_M}{V_D \times 3600} = \frac{10,602 \text{ KG/HR} \times 1.1}{0.01 \text{ G/CM}^3 \times \frac{1 \text{ KG}}{1000 \text{ G}} \times 3600 \text{ SEG/H}}$$
$$= 225,789.99 \text{ CM}^3 / \text{SEG} \times \frac{1 \times 10^{-6} \text{ M}}{1 \text{ CM}^3}$$
$$= \underline{0.2257 \text{ M}^3 / \text{SEG.}}$$

$$\frac{\rho_L}{\rho_V} = 1 \dots \dots \dots 3$$

$$\frac{41.83}{0.024} = 1 = 05.2$$

DE GRÁFICA SE OBTIENE LA VELOCIDAD MAXIMA TOLERABLE QUE ES DE 2.6 FT/SEG.

PARA DISEÑO SE TIENE QUE MANTENER LA VELOCIDAD A UN 70% DE LA VELOCIDAD MAXIMA PERMISIBLE.

POR LO TANTO.

$$V_D = 2.6 \times 0.7 = 1.82 \text{ FT/SEG.} = 0.5547 \text{ M/SEG.}$$

SUSTITUYENDO EN LA EC.1 LOS VALORES OBTENIDOS EN 2 Y 3 IGUALANDO LAS FORMULAS DE AREA Y DESPEJANDO EL DIAMETRO SE TIENE.

$$0.785 D^2 = \frac{Q_V}{V_D} \quad D = \left( \frac{Q_V}{V_D \times 0.785} \right)^{1/2} = 0.805 \text{ M}$$

$$D = \underline{0.805 \text{ M}} = \underline{2.639 \text{ FT.}}$$

YA QUE SE UTILIZO UN 70 % DE LA VELOCIDAD MAXIMA TOLERABLE COMO VELOCIDAD DE DISEÑO, SE RECOMIENDA UTILIZAR UN DIAMETRO DE 8 FT. CON EL OBJETO DE REDUCIR LA VELOCIDAD Y TENER UN MAYOR MARGEN DE PROTECCION A LOS COMPRESORES.

CALCULO DE LA LONGITUD DE RESIDENCIA.

TIEMPO DE RESIDENCIA = 5 MIN (VALOR RECOMENDADO)

$$Q_L = \frac{Q_m}{\rho_L \times 60} \dots\dots\dots 4$$

DONDE:

$Q_L$  = GASTO VOLUMETRICO DEL LIQUIDO (PIE<sup>3</sup>/MIN).

$Q_m$  = GASTO EN MASA (LB/HR).

$\rho_L$  = DENSIDAD DEL LIQUIDO (LB/PIE<sup>3</sup>).

$Q_m$  = 20518 KG/HR  $\times$  1.1 = 22564.8 KG/HR.

$\rho_L$  = 0.004 G/CM<sup>3</sup> = 0.04  $\times$  10<sup>-4</sup>

$$Q_L = \frac{22564.8 \text{ KG/HR}}{0.04 \times 10^{-4} \text{ KG/CM}^3 \times 60 \text{ MIN/1 HR.}} = 922695.20 \text{ CM}^3/\text{MIN.}$$

$$V = Q_L \times T_R \quad 5$$

DONDE:

$Q_L$  = GASTO VOLUMETRICO DEL LIQUIDO (PIE<sup>3</sup>/MIN).

$Q_m$  = GASTO EN MASA (LB/HR).

$\rho_L$  = DENSIDAD DEL LIQUIDO (LB/PIE<sup>3</sup>).

DATOS:

$Q_m$  = 922695.2 CM<sup>3</sup>/MIN.

$T_R$  = 5 MIN.

SUSTITUYENDO EN 5

$$V = 922695.2 \times 5 = 3119176 \text{ CM}^3 = 109.02 \text{ PIE}^3.$$

POR DEFINICION:

$$V = A \times H$$

$$V = 0.785 D^2 \times H \dots\dots\dots 6$$

DONDE:

$V$  = VOLUMEN TOTAL DEL LIQUIDO. (PIE<sup>3</sup>).

$D$  = DIAMETRO DEL RECIPIENTE. (PIE).

$H$  = ALTURA REQUERIDA PARA EL TIEMPO DE RESIDENCIA. (PIE).

SUSTITUYENDO EN 6 Y DESPEJANDO H SE TIENE.

$$H = \frac{V}{0.785 \times D^2} = \frac{100.02 \text{ FT}^3}{0.785 \times (8)^2} = 15.558 \text{ FT} = 4.7 \text{ M} \dots (a)$$

LONGITUD DE PROTECCION A LOS COMPRESORES.

$$V = Q_L \times T_{FC}$$

DATOS:

$$Q_L = 622685.2 \text{ CM}^3/\text{MIN.}$$

$$T_{FC} = 3 \text{ MIN. (VALOR RECOMENDADO).}$$

$$V = 622685.2 \times 3 = 1867905.6 \text{ CM}^3 = 65.956 \text{ PIE}^3.$$

SUSTITUYENDO EN 6. Y DESPEJANDO H SE TIENE.

$$H = \frac{V}{0.785 \times D^2} = \frac{65.956 \text{ PIE}^3}{0.785 \times (2.838)^2} = 10.48 \text{ PIE} = 3.17 \text{ M (b)}$$

i.- DETERMINACION DEL NIVEL MINIMO DEL LIQUIDO.

PARA UN RECIPIENTE DE 3 PIES DE DIAMETRO Y OPERANDO A UNA PRESION MENOR DE 300 PSIA SE RECOMIENDA UNA DISTANCIA DE.

$$1.20 \text{ FT} = 0.364 \text{ M} \quad (c)$$

ii.- DETERMINACION DE LA LONGITUD ENTRE NIVEL DE PARO DEL COMPRESOR Y DISTRIBUIDOR DE LIQUIDO-VAPOR PROCEDENTE DEL ACUMULADOR FINAL DE REFRIGERACION DE LPO.

ENTRE EL NIVEL DE PARO DEL COMPRESOR Y EL NIVEL INFERIOR DEL DISTRIBUIDOR DE ENTRADA LIQUIDO VAPOR PROCEDENTE DEL ACUMULADOR FINAL DE REFRIGERACION DE LPO SE DEBEN DEJAR 3 PLO. COMO MINIMO. (0.08 M). (d)

iii.- LONGITUD DEL DISTRIBUIDOR DE LA CORRIENTE DEL ACUMULADOR FINAL DE REFRIGERACION DE LPO SE RECOMIENDA UN VALOR DE

$$1.08 \text{ FT} = 0.3301 \text{ M} \quad (e)$$

iv.- DETERMINACION DE LA LONGITUD ENTRE EL DISTRIBUIDOR DE LA CORRIENTE PROVENIENTE DEL ACUMULADOR FINAL DE REFRIGERACION Y LA PARTE SUPERIOR DEL ELIMINADOR DE NIEBLA.

ESTA LONGITUD DEBE SER 30 FLG. O 25% DEL DIAMETRO DEL RECIPIENTE LO QUE RESULTE MAYOR.

$$L = 30 \text{ FLG} = 0.762 \text{ M} \quad (f)$$

V1. - DETERMINACION DE LA LONGITUD ENTRE LA PARTE SUPERIOR DEL ELIMINADOR DE NIEBLA Y LA LINEA DE TANGENCIA SUPERIOR.

ESTA LONGITUD DEBE SER 12 FLG. O 10% DEL DIAMETRO DEL RECIPIENTE LO QUE RESULTE MAYOR.

$$L = 12 \text{ FLG.} = 0.304 \text{ M.} \quad (g)$$

SUMA TOTAL DE LAS LONGITUDES DEL RECIPIENTE.

LA SUMA TOTAL DE a HASTA g NOS DA LA LONGITUD TOTAL DEL RECIPIENTE.  $L_T = 32 \text{ FT} = 9.727 \text{ M}$

DEBIDO A QUE LA RELACION L/D RECOMENDADA ES DE 2.5 A 5 Y EN ESTE CASO LA RELACION QUE SE OBTIENE ES DE  $9.72/0.805 = 11.24$  SE AJUSTA EL DIAMETRO A 1.524 M = 5 PIES Y NO SE VOLVERAN A CALCULAR LAS ALTURAS QUE VARIAN.

$$(a) = 1.707 \text{ M.}$$

$$(b) = 1.024 \text{ M.}$$

$$(c) = 0.181 \text{ M.}$$

$$(d) = 0.080 \text{ M.}$$

$$(e) = 0.330 \text{ M.}$$

$$(f) = 0.762 \text{ M.}$$

$$(g) = 0.305 \text{ M.}$$

LA SUMA TOTAL DE LAS LONGITUDES = 4.58 M. POR LO QUE :

$$L/D = 4.58/1.524 = 3.01$$

ESTA RELACION QUEDA DENTRO DEL RANGO DE RECOMENDACION.

CALCULO DEL ESPESOR DEL CUERPO.

$$T = \frac{P_D^3 R}{SE - 0.6P_D} + C \quad (A)$$

DONDE:

T = ESPESOR MINIMO REQUERIDO (FLG.).

$P_D$  = PRESION DE DISEÑO DEL RECIPIENTE (PSIO).

S = ESFUERZO A LA TENSION DEL MATERIAL (PSI).

E = EFICIENCIA DE LAS JUNTAS.

R = RADIO INTERIOR (FLG.).

C = ESPESOR ADICIONAL POR CORROSION (FLG.).

DATOS:

$$P_D = 800 \text{ PSIG.}$$

$$S = 18700 \text{ PSI}$$

$$K = 0.85$$

$$R = 20 \text{ PLO.}$$

$$C = 0.125 \text{ PLO.}$$

$$T = \frac{300 \times 30}{18700 \times 0.85 - 0.6 \times 800} + 0.125 = 0.00000 \text{ PLO.} = 2.81 \text{ CM.}$$

#### 4.4.4. TANQUE ACUMULADOR FINAL DE REFRIGERACION DE LPG (TH-8).

ESTE RECIPIENTE SE UTILIZA PARA ACUMULAR EL LPG LIQUIDO SATURADO QUE PROVIENE DE LOS COMPRESORES DE REFRIGERACION DE LPG; EL LPG SE ENVIA DESDE EL ACUMULADOR BAJO CONTROL DE NIVEL HACIA EL ACUMULADOR DE INTERFASES, DONDE SE PRESENTA LA EVAPORACION INSTANTANEA DEL FLUIDO, EL VAPOR PRODUCIDO SE ENVIA AL 2o PASO DEL COMPRESOR DE REFRIGERACION Y EL LIQUIDO REMANENTE HACIA EL TANQUE DE ALMACENAMIENTO FINAL, VIA TANQUE DE SUCCION.

LONGITUD Y DIAMETRO DEL RECIPIENTE.

FOR DEFINICION:

$$Q_L = \frac{Q_{ML}}{\rho_L \times 60} \dots \dots \dots 1$$

DONDE:

$$Q_L = \text{GASTO VOLUMETRICO DE LIQUIDO } \text{PIE}^3/\text{MIN.}$$

$$Q_{ML} = \text{GASTO MASA DE LIQUIDO } \text{LB}/\text{HR.}$$

$$\rho_L = \text{DENSIDAD DEL LIQUIDO A LAS CONDICIONES DE ALMACENAMIENTO. } \text{LB}/\text{PIE}^3.$$

DATOS:

$$Q_{ML} = 79,126.8 \text{ LB}/\text{HR.}$$

$$\rho_L = 52.14 \text{ LB}/\text{PIE}^3.$$

SUSTITUYENDO VALORES EN LA ECUACION 1 TENEMOS.

$$Q_L = \frac{79,126.8}{52.14 \times 60} = 41.08 \text{ PIE}^3/\text{MIN.} = 1.102 \text{ M}^3/\text{MIN.}$$

VOLUMEN DE RESIDENCIA:

$$V = Q_L \times T_R \dots\dots\dots 2$$

DONDE:

V = VOLUMEN TOTAL DEL LIQUIDO (PIE<sup>3</sup>)

Q<sub>L</sub> = GASTO VOLUMETRICO (PIE<sup>3</sup>/MIN)

T<sub>R</sub> = TIEMPO DE RESIDENCIA (MIN).

DATOS:

$$Q_L = 41.08 \text{ PIE}^3/\text{MIN}$$

$$T_R = 5 \text{ MIN.}$$

SUSTITUYENDO VALORES EN LA ECUACION 2 TENEMOS.

$$V = 1.102 \text{ M}^3/\text{MIN} \times 5 \text{ MIN} = 5.51 \text{ M}^3$$

SI SUPONEMOS UN DIAMETRO DEL RECIPIENTE DE 5 FT = 60 PLG.

OBTENEMOS LAS DIMENSIONES DE H<sub>1</sub> Y H<sub>2</sub>.

H<sub>1</sub> = 12 PLG Ó 20% DEL DIAMETRO DEL RECIPIENTE LO QUE RESULTE MAYOR.

$$60 \times 0.2 = 12 \text{ PLG POR LO TANTO SE USA 12 PLG.}$$

$$H_2 = 10 \text{ PLG.}$$

PARA CALCULAR A<sub>0</sub> SE NECESITA CONOCER

$$\frac{\Delta D_1}{AT} \quad \text{Y} \quad \frac{\Delta D_2}{AT}$$

CON LA RELACION DE:

$$H_1/D = 12/60 = 0.2 \text{ OBTENEMOS DE TABLAS } \Delta D_1/AT = 0.1488.$$

$$H_2/D = 10/60 = 0.1666 \text{ OBT. DE TABLAS } \Delta D_2/AT = 0.1147.$$

POR OTRO LADO, EL AREA TOTAL DE LA SECCION TRANSVERSAL ES:

$$AT = 0.785 D^2 \dots\dots\dots 3$$

D = 5 PIE (DATO SUPUESTO)

$$AT = 0.785(5)^2 = 19.625 \text{ PIE}^2$$

PARA DETERMINAR EL AREA ENTRE LOS NIVELES MAXIMO Y MINIMO DEL LIQUIDO A<sub>0</sub> DE LA SECCION TRANSVERSAL CONSIDERADA TENEMOS QUE:

$$A_0 = AT - (AD_1 - AD_2)$$

DIVIDIENDO ENTRE AT

$$A_0 = AT \left( 1 - \frac{\Delta D_1}{AT} - \frac{\Delta D_2}{AT} \right) \dots\dots\dots 4$$

DATOS:

$$A_T = 10.625 \text{ FT}^2 = 1.0292 \text{ M}^2.$$

$$\Delta D_1 / A_T = 0.1488$$

$$\Delta D_2 / A_T = 0.1147$$

SUSTITUYENDO VALORES EN LA ECUACION 4 TENEMOS.

$$A_0 = 10.625 (1 - 0.1488 - 0.1147) = 14.45 \text{ FT}^2 = 1.7424 \text{ M}^2.$$

LA LONGITUD DEL RECIPIENTE (L) BASANDONOS EN EL AREA DE DISEÑO

A\_0 SERA:

$$L = V / A_0 \dots \dots \dots 5$$

DONDE:

V = VOLUMEN TOTAL DE LIQUIDO CALCULADO A PARTIR DE EC. 2

A\_0 = AREA ENTRE LOS NIVELES ALTO Y BAJO DEL LIQUIDO (PIE<sup>2</sup>)

SUSTITUYENDO VALORES EN LA EC. 5 TENEMOS.

$$L = 5.81 \text{ M}^3 / 1.9424 \text{ M}^2 = 4.920 \text{ M}.$$

$$\text{USAR: } \quad \underline{D = 1.524 \text{ M}} \quad \text{Y} \quad \underline{L = 4.920 \text{ M}}.$$

L/D = 4.920 / 1.524 = 2.89 . EN BASE A LA RELACION L/D = 2.89

SE CONCLUYE QUE EL RECIPIENTE ASI DIMENSIONADO QUEDA DENTRO DE LOS LIMITES RECOMENDADOS LA CUAL ESTA EN EL RANGO DE 2.5 A 5. CALCULO DEL ESPESOR DEL CUERPO.

PARA DETERMINAR EL ESPESOR DEL RECIPIENTE SE EMPLEA LA FORMULA SIGUIENTE.

$$T = \frac{P_D \cdot R}{SE - 0.6P_D} + C$$

DONDE:

T = ESPESOR MINIMO REQUERIDO (PULO).

P<sub>D</sub> = PRESION DE DISEÑO DEL RECIPIENTE (PSIG)

S = ESFUERZO A LA TENSION DEL MATERIAL (PSI)

E = EFICIENCIA DE LA JUNTA.

R = RADIO INTERNO DEL ACUMULADOR (PULO)

C = ESPESOR ADICIONAL POR CORROSION (PULO)

DATOS:

$$P_D = 800 \text{ PSIG}$$

$$S = 13,700 \text{ PSI}$$

$$E = 0.85$$

R= 90 PULO

C 0.425 PULO.

SUSTITUYENDO DATOS EN LA FORMULA ANTERIOR.

$$T = \frac{900 \times 60}{2(13,700) - 0.2(900)} + 0.125 = 0.7833 \text{ PULO} = 1.99 \text{ cm}$$

#### 4.4.5. CALCULO DEL TANQUE DE FLASHEO DE LPG (TH -5)

ESTE RECIPIENTE SE UTILIZA PARA LA EVAPORIZACION INSTANTANEA DE LA CORRIENTE DE ALIMENTACION DE LPG A LA PLANTA Y ADEMAS LA CORRIENTE DE LPG DEL ACUMULADOR FINAL DEL COMPRESOR DE LLENADO, AMBAS CORRIENTES LLEGAN AL TANQUE . EL LIQUIDO DEL TANQUE DE ALMACENAMIENTO DE LPG Y EL VAPOR GENERADO SE ENVIA AL SEGUNDO PASE DEL COMPRESOR DE LLENADO.

CALCULO DEL DIAMETRO:

$$A = Q_V \sqrt{V_D} \dots \dots \dots 1$$

$$A = 0.785 D^2 \dots \dots \dots 2$$

$$Q_V = \frac{Q_M}{\rho_V \times 3600} \dots \dots \dots 3$$

DONDE:

$Q_M$  = GASTO MASICO DE VAPOR CORRIENTE 108.

$\rho_V$  = DENSIDAD DEL VAPOR.

DATOS:

$Q_M$  = 14,0428 KG/HR + 10% DE SOBREDISEÑO = 154195.8 KG/HR.

$\rho_V$  = 0.01 G/CM<sup>3</sup> = 1 x 10<sup>-5</sup> KG/CM<sup>3</sup>

SUSTITUYENDO DATOS EN LA ECUACION:

$$Q_V = \frac{154,195.8 \text{ KG/HR}}{1 \times 10^{-5} \text{ CM/CM}^3 \times 3600} = 4,281,596.11 \text{ CM}^3/\text{SEG} = 4.282 \text{ M}^3/\text{SEG}$$

$$\frac{\rho_L}{\rho_V} - 1 \dots \dots \dots 4$$

DATOS:

$\rho_L$  = 0.589 G/CM<sup>3</sup>

$\rho_V$  = 0.01 G/CM<sup>3</sup>

SUSTITUYENDO DATOS EN LA ECUACION 4 TENEMOS:

$$\frac{0.508}{0.01} = 50.8 - 1 = 50.8$$

CON EL RESULTADO DE ESTA RELACION OBTENEMOS DE TABLAS LA VELOCIDAD MAXIMA TOLERABLE Y LA VEL. MAXIMA DE DISEÑO ( $V_D$ ) ES UN 70% DE LA VEL. MAX. TOLERABLE.

$$V_D = 2.48 \text{ FT/SEG.} = 0.7614 \text{ M/SEG} \times 0.70 = 0.5122 \text{ M/SEG.}$$

SUSTITUYENDO ESTOS DATOS EN LA ECUACION 1 Y 2 TENEMOS:

$$0.785 D^2 = \frac{Q_V}{V_D}$$

DESPEJANDO D TENEMOS:

$$D = \sqrt{\frac{Q_V}{V_D} \times 0.785}$$

$$D = \sqrt{4.282 \text{ M}^3/\text{SEG} / 0.512 \text{ M/SEG} \times 0.785} = 3.24 \text{ M}$$

SE RECOMIENDA USAR UN DIAMETRO DE 3.05 M (12 FT) CON OBJETO DE REDUCIR LA VELOCIDAD Y TENER UN MAYOR MARGEN DE PROTECCION A LOS COMPRESORES.

CALCULO DE LA LONGITUD.

$$Q_L = \frac{Q_M}{\rho_L \times 60} \dots \dots \dots 5$$

DONDE:

$Q_M$  = GASTO MASA DE LIQUIDO CORRIENTE 102

$\rho_L$  = DENSIDAD DEL LIQUIDO

DATOS:

$Q_M = 327,930 + 10\%$  DE SOBREDISEÑO = 360,074 KG/HR.

$\rho_L = 5.98 \times 10^{-4} \text{ KG/CM}^3$ .

$$Q_L = \frac{360,074 \text{ KG/HR}}{5.98 \times 10^{-4} \text{ KG/CM}^3 \times 60} = 10,085,470.4 \text{ CM}^3/\text{MIN}$$

$Q_L = 10.085 \text{ M}^3/\text{MIN.}$

$$V = Q_L \times T_R$$

DONDE:

V = VOLUMEN TOTAL DE LIQUIDOS

D = DIAMETRO DEL RECIPIENTE.

H = ALTURA REQUERIDA PARA EL TIEMPO DE RESIDENCIA.

CONSIDERANDO UN TIEMPO DE RESIDENCIA ( $T_R$ ) = 5 MIN.

$$V = 10.085 \text{ M}^3/\text{MIN} \times 5 \text{ MIN} = 50.175 \text{ M}^3$$

POR DEFINICION:

$$V = A \times H$$

DONDE :

$$V = 0.785 \times D^2 \times H \dots \dots \dots g$$

DATOS:

$$V = 50.175 \text{ M}^3$$

$$D = 9.65 \text{ M}$$

- SUSTITUYENDO EN g Y DESPEJANDO H TENEMOS

$$H = \frac{V}{0.785 \times D^2} = \frac{50.18}{0.785 \times (9.65)^2} = 4.8 \text{ M.}$$

$$H = 4.8 \text{ M.} \dots \dots \dots (a)$$

- CALCULO DE LA LONGITUD DE PROTECCION DEL COMPRESOR.

DEBIDO A QUE DE LA PARTE SUPERIOR DEL RECIPIENTE VA A TOMAR SUCCION DEL 2o PASO DE EL COMPRESOR DE REFRIGERACION DE LPG SE TIENE QUE ESTABLECER UNA PROTECCION PARA PARO DE DICHS COMPRESORES. LA QUE SE VE REFLEJADA EN UNA ALTURA DEL RECIPIENTE ENTRE EL NIVEL ALTO DEL LIQUIDO A NIVEL DE PARO DEL COMPRESOR.

$$V = Q_L \times T_{PC}$$

$$H = \frac{V}{0.785 \times D^2}$$

DATOS

$$T_{PC} = 3 \text{ MIN.}$$

$$Q_L = 10.035 \text{ M}^3/\text{MIN}$$

SUSTITUYENDO VALORES

$$V = 10.035 \times 3 = 30.105 \text{ M}^3$$

$$H = \frac{30.105}{0.785 \times (9.65)^2} = 2.87 \text{ M.} \dots \dots \dots (b)$$

- DETERMINACION DE EL NIVEL MINIMO DE LIQUIDO PARA UN RECIPIENTE DE 9.65 M. DE DIAMETRO Y OPERANDO A UNA PRESION MENOR DE 300 PSIA.

SE RECOMIENDA UNA ALTURA DE 15.24 CM. \dots \dots \dots (c)

- DETERMINACION DE LA LONGITUD ENTRE NIVEL DE PARO DE COMPRESOR Y DISTRIBUIDOR DEL GASEODUCTO.

SE RECOMIENDA DEJAR COMO MINIMO 7.62 CM..... (d)

- LONGITUD DEL DISTRIBUIDOR DE CORRIENTE PROVENIENTE DEL LPODUCTO.

SE RECOMIENDA DE 58.42 CM..... (e)

- DETERMINACION DEL ESPACIO ENTRE DISTRIBUIDORES SE RECOMIENDA EL 85% DEL DIAMETRO DEL DOMO Ó 106.68 CM EL QUE RESULTE MAYOR.

965.76 cm del diametro del domo  $\times$  0.85 = 128.016 cm

PARA ESTE CASO SE UTILIZA EL VALOR DE 128.016 CM.. (f)

- CALCULO DE LA LONGITUD ENTRE EL DISTRIBUIDOR DE LA CORRIENTE PROVENIENTE DEL ACUMULADOR FINAL DE LLENADO DE LPG.

POR DEFINICION:

$$A = 0.785 D^2 = \frac{a_v \times (a_L / 60)}{v_D}$$

$$a_v = \frac{a_m}{\rho_v \times 3600}$$

$$D = \sqrt{\frac{a_v + (a_L / 60)}{0.785 \times v_D}}$$

D = 49.414 CM = L..... (g)

- DETERMINACION DE LA LONGITUD ENTRE EL ACUMULADOR FINAL DE LLENADO Y LA PARTE SUPERIOR DEL ELIMINADOR DE NIEBLA.

SE RECOMIENDA 76.2 CM O 25% DEL DIAMETRO DEL RECIPIENTE LO QUE RESULTE MAYOR.

965CM  $\times$  0.25 = 241.25 CM..... (h)

POR LO TANTO SE UTILIZA EL VALOR DE 241.25 CM POR SER MAYOR.

- LONGITUD ENTRE LA PARTE SUPERIOR DEL ELIMINADOR DE NIEBLA Y LA LINEA DE TANGENCIA SUPERIOR SE RECOMIENDA DE 965.76 CM Ó EL 10% DEL DIAMETRO DEL RECIPIENTE LO QUE RESULTE MAYOR.

965.76CM  $\times$  0.10 = 96.576 CM

POR LO TANTO SE UTILIZA EL VALOR DE 965.76 CM..... (i)

LA SUMA TOTAL DE LAS LONGITUDES DEL RECIPIENTE = LONGITUD TOTAL DEL LADO RECTO DEL RECIPIENTE.

$L_T = 14.77 \text{ M. (48.45 FT).}$

CALCULO DEL ESPESOR DEL CUERPO DE ACUERDO AL CODIGO ASME SECCION VIII.

$$T = \frac{P_D \times R}{SE - 0.6P_D} + C$$

DATOS:

$P_D = 300 \text{ PSIG}$

$S = 18,700 \text{ PSIG}$

$E = 0.55$

$R = 72 \text{ PLG}$

$C = 0.125 \text{ PLG.}$

$$T = \frac{300 \times 72}{18,700 \times 0.55 - 0.6 \times 300} + 0.125 = 2.01 \text{ PLG.}$$

$T = 5.10 \text{ CM}$

4.4.6 CALCULO DEL ACUMULADOR FINAL DE LPG (TH - 4)

ESTE RECIPIENTE SE UTILIZA PARA ACUMULAR EL LPG LIQUIDO SATURADO QUE PROVIENE DEL CONDENSADOR DE LOS COMPRESORES DEL SISTEMA DE LLENADO.

DETERMINACION DE LA LONGITUD Y EL DIAMETRO DEL RECIPIENTE POR DEFINICION:

$$Q_L = \frac{Q_{ML}}{\rho_L \times 60} \dots \dots \dots (1)$$

DONDE:

$Q_L$  = GASTO VOLUMETRICO DEL LIQUIDO ALMACENADO.

$Q_{ML}$  = GASTO MASA DEL LIQUIDO ALMACENADO

$\rho_L$  = DENSIDAD DEL LIQUIDO A LAS CONDICIONES DE ALMACENAMIENTO.

DATOS:

$Q_{ML} + 10\% \text{ DE SOBREDISEÑO} = 204,064 \text{ KG/HR} \times 1.1 = 224,470 \text{ KG/HR}$

$\rho_L = 5.12 \times 10^{-4} \text{ KG/CM}^3$

$Q_L = 7,306,072 \text{ CM}^3/\text{MIN}$

$$V = Q_L \times T_R \dots \dots \dots (2)$$

DONDE:

V = VOLUMEN TOTAL DE LIQUIDO.

$Q_L$  = GASTO VOLUMETRICO.

$T_R$  = TIEMPO DE RESIDENCIA.

DATOS:

$$Q_L = 7,806,972 \text{ CM}^3/\text{MIN}$$

$T_R$  = SE RECOMIENDA 5 MIN

$$V = 36,524,896 \text{ CM}^3 = 36.5 \text{ M}^3$$

SUPONIENDO D = 259.08 CM = 102 PLO.

PARA TANQUES HORIZONTALES A PRESION SE RECOMIENDA QUE LA ALTURA MINIMA DEL ESPACIO DEL VAPOR ( $H_1$ ), ARRIBA DEL NIVEL ALTO DE LIQUIDO NO DEBERA SER MENOR AL 20% DEL DIAMETRO DEL RECIPIENTE, POR LO TANTO:

$$H_1 = 259.08 \text{ CM (102 PLO)} \times 0.20 = 51.82 \text{ CM (20.4 PLO)}$$

POR LO QUE SE USARA  $H_1 = 59.98 \text{ CM (24 PLO)}$ .

PARA LA ELEVACION MINIMA ( $H_2$ ) DEL FONDO DEL RECIPIENTE AL NIVEL BAJO DEL LIQUIDO, PARA UN RECIPIENTE HORIZONTAL Y A PRESION CON UN DIAMETRO DE 9 PLO DEBE SER DE 30.48 CM.

POR LO TANTO  $H_2 = 30.48 \text{ CM (12 PLO)}$

PARA CALCULAR  $A_D$  SE NECESITA CONOCER:

$$\frac{AD_1}{\Delta T} \quad \text{Y} \quad \frac{AD_2}{\Delta T}$$

$$\frac{H_1}{D} = \frac{24}{102} = 0.2353 \quad \text{DE TABLAS} \quad \rightarrow \quad \frac{AD_1}{\Delta T} = 0.14755$$

$$\frac{H_2}{D} = \frac{12}{102} = 0.11765 \quad \text{DE TABLAS} \quad \rightarrow \quad \frac{AD_2}{\Delta T} = 0.06417$$

POR OTRO LADO

$$A_T = 0.785 D^2 \dots \dots \dots (8)$$

$$\text{SUSTITUYENDO D } A_T = 56.7169 \text{ FT}^2 = 5.27 \text{ M}^2$$

PARA DETERMINAR EL AREA ENTRE NIVELES ALTO Y BAJO DE LIQUIDO ( $A_0$ ) DE LA SECCION TRANSVERSAL CONSIDERADA SE TIENE LA SIGUIENTE ECUACION.

$$A_0 = A_T \left[ 1 - \frac{AD_1}{A_T} - \left( \frac{D_1}{A_T} \right) \right] \dots \dots \dots (4)$$

DATOS:

$$A_T = 5.2089M^2 \quad (56.7168 \text{ PIE}^2)$$

$$\frac{AD_1}{A_T} = 0.1476 \quad ; \quad \frac{AD_2}{A_T} = 0.642$$

SUSTITUYENDO VALORES

$$A_0 = 56.7168(1 - 0.1476 - 0.642) = 4.153 M^2 \quad (44.7088 \text{ PIE}^2)$$

$$L = \frac{V}{A_0} \dots \dots \dots (5)$$

DONDE:

V = VOLUMEN TOTAL DE LIQUIDO CALCULADO A PARTIR DE LA EC. (2)

A<sub>0</sub> = AREA ENTRE NIVELES ALTO Y BAJO DE LIQUIDO.

DATOS

$$V = 36.555 M^3 \quad L = \frac{36.555}{4.153} = 8.796 M$$
$$A_0 = 4.153 M^2$$

L/D = 8.796 M / 2.59058 M = 3.395 SE CONCLUYE QUE EL RECIPIENTE CON ESTAS DIMENSIONES QUEDA DENTRO DE LOS LIMITES RECOMENDADOS (L/D DE 3 A 3.4).

CALCULO DEL ESPESOR DEL CUERPO DEL RECIPIENTE

SE EMPLEA LA SIGUIENTE FORMULA DE ACUERDO CON EL CODIGO ASME.

$$T = \frac{P_D \times R}{SE - 0.6P_D} + C$$

DONDE:

T = ESPESOR MINIMO REQUERIDO.

P<sub>D</sub> = PRESION DE DISEÑO DEL RECIPIENTE

S = ESFUERZO A LA TENSION DEL MATERIAL.

E = EFICIENCIA DE LA JUNTA.

R = RADIO INTERNO DEL ACUMULADOR.

C = ESPESOR ADICIONAL POR CORROSION.

DATOS:

$$P_D = 300 \text{ PSIG}$$

$$S = 13,700 \text{ PSIG}$$

$$E = 0.85$$

$$R = 51 \text{ PLG}$$

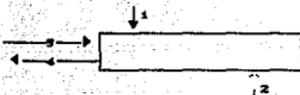
$$C = 0.125 \text{ PLG}$$

$$T = \frac{300 \times 51}{13,700 \times 0.85 - 0.6(300)} + 0.125 = 1.456 \text{ PLG} = 3.71 \text{ CM}$$

$$T = \underline{3.71 \text{ CM}}$$

4.4.7. DISEÑO DE LOS CONDENSADORES DE REFRIGERACION DE LPG  
(TH-10).

1.- CALCULO DE AGUA DE ENFRIAMIENTO



CORRIENTE	GASTO MASA	TEMPERATURA	ENTEPLIA	FLUIDO
	KG/HR	°C	BTU/KG	
1	35,892 <sup>N</sup>	74	H <sub>1</sub> = 711	LPG.
2	35,892 <sup>N</sup>	41	H <sub>2</sub> = 380	LPG
3	W <sub>3</sub>	32.2	H <sub>3</sub> = 128	AGUA
4	W <sub>4</sub> = W <sub>3</sub>	37.8	H <sub>4</sub> = 150	AGUA

<sup>N</sup> GASTO MASA CON UN 10% DE SOBREDISEÑO.

$$Q_T = W_1 (h_1 - h_2) \dots \dots \dots 1$$

SUSTITUYENDO VALORES EN LA ECUACION 1 TENEMOS:

$$Q_T = 35,892 (710.06 - 380.4) = 11,805,177.4 \text{ BTU/HR.}$$

PARA CALCULAR LA CANTIDAD DE AGUA DE ENFRIAMIENTO EMPLEAMOS LA SIGUIENTE ECUACION:

$$W_3 = \frac{Q_T}{(h_4 - h_3)} \dots \dots \dots 2$$

SUSTITUYENDO VALORES EN 2 TENEMOS:

$$W_3 = \frac{11,805,177.4 \text{ BTU/HR}}{149.01 \text{ BTU/KG} - 127.97 \text{ BTU/KG}} = 538,947.4 \text{ KG/HR}$$

2.- CALCULO DE LA ( $\Delta T$ ) BAL.

DESDE A QUE EL LPG ENTRA AL CONDENSADOR SOBRECALENTADO, HAY QUE ENFRIARLO PRIMERO HASTA SU TEMPERATURA DE ROCIO A LA PRESION DE OPERACION, Y LUEGO CONDENSARLO A TEMPERATURA VARIABLE (HASTA LA TEMPERATURA DE BURBUJA), ES NECESARIO DETERMINAR UN GRADIENTE DE TEMPERATURA BALANCEADO CON OBJETO

DE DETERMINAR EL AREA DE TRANSFERENCIA DE CALOR PARA LO CUAL  
 EMPLEAREMOS LAS SIGUIENTES ECUACIONES:

$$q_d = v_1 (h_1 - h_5) \dots \dots \dots 3$$

$$q_c = v_1 (h_5 - h_2) \dots \dots \dots 4$$

$$t_0 = t_4 - \frac{q_d}{v_B C_{PB}} \dots \dots \dots 5$$

DONDE:

$q_d$  = CALOR CEDIDO DE SOBRECALENTAMIENTO (BTU/HR)

$q_c$  = CALOR CEDIDO POR CONDENSACION (BTU/HR)

$h_5$  = ENTALPIA DEL LPG VAPOR A LA TEMPERATURA DE ROCIO (BTU/LB)

$t_0$  = TEMPERATURA DEL AGUA ANTES DE HABERSE CONDENSADO EL LPG  
 (°F).

$t_4$  = TEMPERATURA DEL AGUA DESPUES DE LA CONDENSACION DEL LPG  
 (°F).

$C_{PB}$  = CAPACIDAD CALORIFICA DEL AGUA (BTU/LB °F).

DATOS:

$v_1$  = 85869 KG/HR (ESTE VALOR ES CON UN 10% DE SOBREDISEÑO)

TEMPERATURA DE ROCIO: 115°C

$h_5$  = 206.47 BTU/LB = 853.59 BTU/KG.

$C_{PB}$  = 1 BTU/LB °F.

SUSTITUYENDO VALORES EN LAS ECUACIONES 3, 4 Y 5 RESPECTIVAMENTE TENEMOS.

$$q_d = 85869 \text{ KG/HR} (710.98 \text{ BTU/KG} - 853.59 \text{ BTU/KG}) = 2,059,717.17 \text{ BTU/HR.}$$

$$q_c = 35,802(853.59 - 380.4) = 9,805,885.5 \text{ BTU. KG/HR}$$

$$t_0 = 700 \text{ }^\circ\text{F} - \frac{2059717.17 \text{ BTU/HR}}{588847.4 \text{ KG/HR} \times 1 \frac{\text{BTU}}{\text{LB} \text{ }^\circ\text{F}} \times 0.4586 \text{ KG}} = 98.26 \text{ }^\circ\text{F}$$

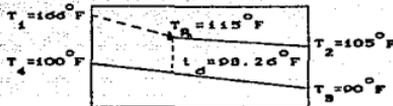
$$t_0 = 36.81 \text{ }^\circ\text{C.}$$

PARA SOBRECALENTAMIENTO:

FLUIDO CALIENTE	TEMPERATURA	FLUIDO FRIO	DIFERENCIA
100	ALTA	100	00
115	BAJA	98.20	16.74

Δ1

Δ2



$$\Delta t_d = \frac{\Delta 1 - \Delta 2}{\text{LN} \frac{\Delta 1}{\Delta 2}}$$

SUSTITUYENDO DATOS:

$$\Delta t_d = \frac{00 - 16.74}{\text{LN} \frac{00}{16.74}} = 95.9 \text{ } ^\circ\text{F} = 2.17 \text{ } ^\circ\text{C}$$

PARA CONDENSACION:

FLUIDO CALIENTE	TEMPERATURA	FLUIDO FRIO	DIFERENCIA
115	ALTA	98.20	16.74
105	BAJA	90.00	15.00

Δ1

Δ2

$$\Delta T_c = \frac{\Delta 1 - \Delta 2}{\text{LN} \frac{\Delta 1}{\Delta 2}} = \frac{16.74 - 15.00}{\text{LN} \frac{16.74}{15.00}} = 15.85 \text{ } ^\circ\text{F} = 9 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$(\Delta T)_{\text{BAL}} = \frac{Q_T}{\frac{q_d}{\Delta t_d} + \frac{q_c}{\Delta t_c}} = \frac{11,805,177.4}{\frac{2,059,717.17}{95.907} + \frac{9,805,885.5}{15.85}} = 17.55 \text{ } ^\circ\text{F} = -8.02 \text{ } ^\circ\text{C}$$

3. - CALCULO DEL AREA REQUERIDA PARA LA CONDENSACION Y EL NUMERO DE CUERPOS.

POR DEFINICION:

$$A = \frac{Q_T}{U_D (\Delta T)_{BAL}}$$

DONDE:

$Q_T$  = CARGA TERMICA TOTAL DEL CONDENSADOR (BTU/HR)

$U_D$  = COEFICIENTE GLOBAL DE TRANSMISION DE CALOR (BTU/HR.PIE<sup>2</sup>.F)

$A$  = AREA NECESARIA PARA LA TRANSFERENCIA DE CALOR (PIE<sup>2</sup>)

$(\Delta T)_{BAL}$  = GRADIENTE DE TEMPERATURA (°F)

DATOS DEL CONDENSADOR:

$D = 48''$  (DIAMETRO DE LA CORAZA)

$\phi_{TUBOS} = 2/4''$  10 BWG

ARREOLO:

PASO : 1

LONGITUD: 10 PIES

SUPERFICIE POR PIE LINEAL = 0.1003 PIE<sup>2</sup>/PIE.

NO DE TUBOS POR CUERPO: 1548 PARA 4 PASOS POR TUBOS.

EL AREA POR CUERPO SE DETERMINA POR LA SIGUIENTE ECUACION:

$$AREA/CUERPO = N_T \times L \times a$$

DONDE:

$N_T$  = NUMERO DE TUBOS POR CUERPO.

$L$  = LONGITUD DE LOS TUBOS (FT)

$a$  = SUPERFICIE POR PIE LINEAL (PIE<sup>2</sup>/PIE)

SUSTITUYENDO VALORES EN LA ECUACION ANTERIOR .

$$AREA/CUERPO = 1548 \times 10 \times 0.1003 = 4802 \text{ PIE}^2$$

FINALMENTE EL NUMERO DE CUERPOS SERA:

$$NO \text{ DE CUERPOS} = \frac{6,438.84 \text{ PIE}^2}{4,802.00 \text{ PIE}^2} = 1.324 = 2$$

USAREMOS: NO DE CUERPOS= 2 (DE 48" DE DIAMETRO).

4. - DETERMINACION DE LAS PROPIEDADES DE LA MEZCLA.

4.1. - CALCULO DE LA TEMPERATURA DE ROCIO DE LOS VAPORES A CONDENSAR.

DATOS:

$$T = 166^{\circ}\text{F}$$

P = 285 PSIA - 10 PSIA POR CAIDA DE PRESION = 275 PSIA.

LA PRESION DE CONVERGENCIA SERA.

$$P_K = 850 \text{ PSIA A } 166^{\circ}\text{F}$$

SUPONIENDO UNA  $T_R = 115^{\circ}\text{F}$  CON UNA P = 275 PSIA Y UNA PRESION DE CONVERGENCIA DE 800 PSIA SE OBTIENE K

$$Y_i/K = X$$

$$\text{COMO: } \sum X = 1 \quad \text{LA } T_R = 115^{\circ}\text{F}$$

4.2. - CALCULO DE LA CONDUCTIVIDAD TERMICA DEL CONDENSADO.

CON UNA TEMPERATURA DE  $105^{\circ}\text{F}$  ----->  $\bar{A} = 0.0725 \text{ (BTU/HRPIE}^2 \text{ }^{\circ}\text{F/FT)}$

4.3. - CALCULO DE LA CONDUCTIVIDAD TERMICA DE LOS VAPORES A CONDENSAR.

$$\bar{A}_m = \frac{\sum_{i=1}^n Y_i \bar{A}_i (PM_i)^{1/3}}{\sum_{i=1}^n Y_i \bar{A}_i (PM_i)^{1/3}} = \frac{0.04808}{3.461418} = 0.0139 \text{ BTU/HR PIE}^2 \text{ }^{\circ}\text{F/PIE.}$$

DONDE:

$\bar{A}_m$  = CONDUCTIVIDAD TERMICA DE LA MEZCLA (BTU/HR PIE<sup>2</sup>/PIE)

$\bar{A}_i$  = CONDUCTIVIDAD TERMICA DEL COMPONENTE i (BTU/HRPIE<sup>2</sup>/PIE)

n = NUMERO DE COMPONENTES EN LA MEZCLA.

$Y_i$  = FRACCION MOL DEL COMPONENTE i

$PM_i$  = PESO MOLECULAR DEL COMPONENTE i (LB/LB MOL)

4.4. - CALCULO DE LA VISCOSIDAD DEL GAS  $\mu$  T DE ROCIO (115°F).

LA ECUACION QUE NOS DEFINE LA VISCOSIDAD DE UNA MEZCLA GASEOSA DE HIDROCARBUROS ES:

$$\mu_m = \frac{\sum_{i=1}^n \mu_i \times X_i \times (PM_i)^{0.5}}{\sum_{i=1}^n X_i (PM_i)^{0.5}} = \frac{0.05782}{0.44580} = 0.00897 \text{ CP.}$$

$\mu_m = 0.00870 \text{ CP}$

4.5. - CALCULO DE LA ENTALPIA DE LA MEZCLA GASEOSA A CONDENSAR

$$T_{pc} = \sum_{i=1}^N X_i \times T_{ci} = 646.4^{\circ}\text{R}$$

DONDE:

$T_{pc}$  = TEMPERATURA PSEUDOCRITICA DE LA MEZCLA ( $^{\circ}\text{R}$ )

$T_{ci}$  = TEMPERATURA CRITICA DEL COMPONENTE  $i$  ( $^{\circ}\text{R}$ ).

$n$  = NUMERO DE COMPONENTES

$X_i$  = FRACCION MOL DEL COMPONENTE.

$$P_{pc} = \sum_{i=1}^n X_i \times P_{ci} = 682.100 \text{ PSIA}$$

DONDE:

$P_{pc}$  = PRESION PSEUDOCRITICA DE LA MEZCLA ( $^{\circ}\text{R}$ )

$P_{ci}$  = PRESION CRITICA DEL COMPONENTE  $i$  (PSIA).

$$v = \sum_{i=1}^N X_i \times v_i = 0.14824$$

DONDE:

$v$  = FACTOR ACENTRICO DE LA MEZCLA.

$v_i$  = FACTOR ACENTRICO DEL COMPONENTE  $i$ .

LAS CORRECCIONES ANTERIORES POR EFECTO DE LA PRESION SE RESTA DE LA ENTALPIA DE LA MEZCLA DE GAS IDEAL OBTENIENDO ASI LA ENTALPIA DE LA MEZCLA REAL.

LA ENTALPIA DEL GAS IDEAL SE DEFINE COMO:

$$H^{\circ} = \sum_{i=1}^n X_{vi} \times H_i^{\circ} = 845.08458 \text{ BTU/LB}$$

DONDE:

$H^{\circ}$  = ENTALPIA DEL GAS IDEAL (BTU/LB)

$H_i^{\circ}$  = ENTALPIA DEL COMPONENTE  $i$  (BTU/LB)

$X_{vi}$  = FRACCION PASO DEL COMPONENTE  $i$ .

PARA DETERMINAR LA ENTALPIA DE LA MEZCLA DE GAS REAL, SE EMPLEA LA SIGUIENTE ECUACION.

$$H = H^{\circ} - \frac{RT_{pc}}{M} \left\{ \frac{\tilde{H}^{\circ} - \tilde{H}}{R T_{pc}} \right\}$$

DONDE:

$H$  = ENTALPIA TOTAL DE LA MEZCLA DE GAS REAL, REFERIDA A LA ENTALPIA BASE DE 0 BTU/LB, EN BTU/LB.  $\tilde{H}$  ES LA CANTIDAD MOLAR ANALOGA.

$H^{\circ}$  = ENTALPIA DEL GAS IDEAL EN BTU/LB.  $\tilde{H}^{\circ}$  ES LA CANTIDAD MOLAR ANALOGA.

$R$  = CONSTANTE UNIVERSAL DE LOS GASES = 1.986 BTU/LB MOL<sup>o</sup>R

$M$  = PESO MOLECULAR DE LA MEZCLA GASEOSA (LB/LBMO)

$$\left\{ \frac{\tilde{H}^{\circ} - \tilde{H}}{T_{pc} \times R} \right\} = \text{FACTOR ADIMENSIONAL QUE REPRESENTA EL EFECTO DE LA PRESION SOBRE LA ENTALPIA.}$$

$T_{pc}$  = TEMPERATURA PSEUDOCRITICA DE LA MEZCLA GASEOSA (<sup>o</sup>R).

PARA DETERMINAR EL FACTOR ADIMENSIONAL ANTERIORMENTE INDICADO SE EMPLEA LA SIGUIENTE ECUACION.

$$\left\{ \frac{\tilde{H}^{\circ} - \tilde{H}}{R T_{pc}} \right\} = \left\{ \frac{\tilde{H}^{\circ} - \tilde{H}}{R T_{pc}} \right\}^{(o)} + v \left\{ \frac{\tilde{H}^{\circ} - \tilde{H}}{R T_{pc}} \right\}^{(s)}$$

DONDE:

$$\left\{ \frac{\tilde{H}^{\circ} - \tilde{H}}{R T_{pc}} \right\}^{(o)} = \text{FACTOR DE CORRECCION POR PRESION SOBRE LA ENTALPIA PARA EL FLUIDO SIMPLE EL CUAL SE DETERMINA POR GRAFICA.}$$

$\left[ \frac{\tilde{H}^o - \tilde{H}}{R T_{pc}} \right]^{(1)}$  = FACTOR DE CORRECCION ACENTRICO MOLECULAR. EL CUAL SE OBTIENE DE GRAFICA.

$v =$  FACTOR ACENTRICO = 0.14824

CONDICIONES REDUCIDAS.

$$T_r = \frac{T}{T_{pc}} = \frac{166 + 460}{646.4} = 0.65$$

$$P_r = \frac{P}{P_{pc}} = \frac{275}{69210096} = 0.495$$

DE GRAFICA:

$$\left[ \frac{\tilde{H}^o - \tilde{H}}{R T_{pc}} \right]^{(0)} = 0.65$$

$$\left[ \frac{\tilde{H}^o - \tilde{H}}{R T_{pc}} \right]^{(1)} = 0.58$$

SUSTITUYENDO VALORES EN LA ECUACION

$$\left[ \frac{\tilde{H}^o - \tilde{H}}{R T_{pc}} \right] = 0.65 = 0.14824(0.58) = 0.799$$

EN DONDE:

$M = 41.76$  LB/LBMOL

$T_{pc} = 646.4$  °R

$H^o = 845.08458$  BTU/LB MOL

SUSTITUYENDO VALORES EN DICHA ECUACION:

$$H = 845.08458 - \frac{1.084 \times 646.4}{41.76} (0.799) = 822.5 \text{ BTU/LB}$$

LA ENTALPIA DE LA MEZCLA GASEOSA QUE ENTRA A LOS CONDENSADORES ES:

$H = 822.5$  BTU/LB

USAR PARA EL CONDENSADOR:  $H = h_1 = 822.5$  BTU/LB.

4.6.- CALCULO DE LA ENTALPIA DE LA MEZCLA GASEOSA A LA TEMPERATURA DE ROCIO (415 °F).

SIQUIENDO EL METODO ANTERIOR:

$$T_r = \frac{115 + 460}{646.4} = 0.8803$$

$$P_r = \frac{275}{692.1} = 0.495$$

$v = 0.14824$

$H^o = 822.847$  BTU/LB

DE GRAFICAS CON Tr Y Pr TENEMOS:

$$\left( \frac{\tilde{H}^o - \tilde{H}}{R T_{pc}} \right)^{(0)} = 0.72 \qquad \left( \frac{\tilde{H}^o - \tilde{H}}{R T_{pc}} \right)^{(1)} = 0.85$$

SUSTITUYENDO EN LA ECUACION TENEMOS:

$$\left( \frac{\tilde{H}^o - \tilde{H}}{R T_{pc}} \right) = 0.72 + 0.14324(0.85) = 0.8417$$

SUSTITUYENDO VALORES EN LA ECUACION DE ENTALPIA PARA OBTENER LA ENTALPIA DE LA MEZCLA DE GAS REAL, TENEMOS:

$$H = 322.847 - \frac{1.086 \times 646.4}{41.76} (0.8417) = 296.47 \text{ BTU/LB}$$

LA ENTALPIA DE LA MEZCLA GASEOSA A LA TEMPERATURA DE ROCIO (115 °F) ES:

$$H = 296.47 \text{ BTU/LB}$$

USAR PARA EL CONDENSADOR:

$$h_g = 296.47 \text{ BTU/LB.}$$

4.7. - CALCULO DE LA ENTALPIA DE LA MEZCLA LIQUIDA A LA SALIDA DEL CONDENSADOR.

LAS CONDICIONES DEL CONDENSADOR SON:

$$P = 375 \text{ PSIA}$$

$$T = 105^{\circ} \text{R}$$

FOR LO TANTO LAS CONDICIONES REDUCIDAS SON:

$$T_r = \frac{T}{T_{pc}} = \frac{105 + 460}{646.4} = 0.874 \qquad P_r = \frac{P}{P_{pc}} = \frac{375}{632.111} = 0.485$$

$$v^o = 0.14324$$

$$H^o = 316.00 \text{ BTU/LB}$$

CON Tr Y Pr DE GRAFICA OBTENEMOS:

$$\left( \frac{\tilde{H}^o - \tilde{H}}{R T_{pc}} \right)^{(0)} = 4.05 \qquad \left( \frac{\tilde{H}^o - \tilde{H}}{R T_{pc}} \right)^{(5)} = 4.5$$

SUSTITUYENDO VALORES EN LA ECUACION TENEMOS:

$$\left( \frac{\tilde{H}^o - \tilde{H}}{R T_{pc}} \right) = 4.05 + 0.14324(4.5) = 4.695$$

FINALMENTE SUSTITUYENDO VALORES EN LA ECUACION PARA OBTENER LA ENTALPIA DE LA MEZCLA LIQUIDA REAL TENEMOS:

$$H = 318.00 - \frac{1.986 \times 646.4}{41.76} (4.605) = 178.07 \text{ BTU/LB.}$$

LA ENTALPIA DE LA MEZCLA LIQUIDA QUE SALE DEL CONDENSADOR ES

$$H = 178.07 \text{ BTU/LB.}$$

EL VALOR AJUSTADO PARA QUE CHEQUE CON EL BALANCE DE MATERIA Y ENERGIA ( $Q_T$ ) ES  $h_2 = 172.55 \text{ BTU/LB.}$

4.4.8. DISEÑO DE LOS CONDENSADORES DE LLENADO DE L.P.G.

1.- CALCULO DE AGUA DE ENFRIAMIENTO



CORRIENTE	GASTO MASA	TEMPERATURA	ENTALPIA	FLUIDO
	LB/HR	°C	BTU/LB	
1	508,498 #	68	H <sub>1</sub> = 321.5	LPG.
2	508,498 #	40.6	H <sub>2</sub> = 179.0	LPG
3	V <sub>B</sub>	82.2	H <sub>B</sub> = 58	AGUA
4	V <sub>4</sub> = V <sub>B</sub>	97.8	H <sub>4</sub> = 68	AGUA

\* GASTO MASA CON UN 10% DE SOBREDISEÑO.

$$Q_T = V_1(h_1 - h_2) \dots \dots \dots 1$$

SUSTITUYENDO VALORES EN LA ECUACION 1

TENEMOS  $Q = 508,498(321.52 - 179.04) = 72,007,685.06 \text{ BTU/HR.}$

PARA CALCULAR LA CANTIDAD DE AGUA DE ENFRIAMIENTO EMPLEAMOS LA SIGUIENTE ECUACION:

$$V_B = \frac{Q_T}{(h_4 - h_B)} \dots \dots \dots 2$$

SUSTITUYENDO VALORES EN 2 TENEMOS:

$$V_B = \frac{72,007,685.06 \text{ BTU/HR}}{68 \text{ BTU/LB} - 58 \text{ BTU/LB}} = 7,200,768.54 \text{ LB/HR}$$

2.- CALCULO DE LA (ΔT) BAL.

DEBIDO A QUE EL LPG ENTRA AL CONDENSADOR SOBREALENTADO, HAY QUE ENFRIARLO PRIMERO HASTA SU TEMPERATURA DE ROCIO A LA PRESION DE OPERACION, Y LUEGO CONDENSARLO A TEMPERATURA VARIABLE (HASTA LA TEMPERATURA DE BURBUJA), ES NECESARIO DETERMINAR UN GRADIENTE DE TEMPERATURA BALANCEADO CON OBJETO DE DETERMINAR EL AREA DE TRANSFERENCIA DE CALOR PARA LO CUAL EMPLEAREMOS LAS SIGUIENTES ECUACIONES:

$$q_d = v_1 (h_1 - h_g) \dots \dots \dots 3$$

$$q_c = v_1 (h_g - h_2) \dots \dots \dots 4$$

$$t_d = T_4 = \frac{q_d}{v_B \cdot CP_B} \dots \dots \dots 5$$

DONDE:

$q_d$  = CALOR CEDIDO DE SOBRECALENTAMIENTO (BTU/HR)

$q_c$  = CALOR CEDIDO POR CONDENSACION (BTU/HR)

$h_g$  = ENTALPIA DEL LPG VAPOR A LA TEMPERATURA DE RÓCIO (BTU/LB)

$t_d$  = TEMPERATURA DEL AGUA ANTES DE HABERSE CONDENSADO EL LPG  
(°F).

$t_4$  = TEMPERATURA DEL AGUA DESPUES DE LA CONDENSACION DEL LPG  
(°F).

$CP_B$  = CAPACIDAD CALORIFICA DEL AGUA (BTU/LB °F).

DATOS:

$v_1$  = 508,498 LB/HR (ESTE VALOR ES CON UN 10% DE SOBREDISEÑO)

TEMPERATURA DE RÓCIO: 115°C

$h_g$  = 801.82 BTU/LB

$CP_B$  = 1 BTU/LB °F.

SUSTITUYENDO VALORES EN LAS ECUACIONES 3, 4 Y 5  
RESPECTIVAMENTE TENEMOS.

$$q_d = 508,498 \text{ LB/HR} (821.52 \text{ BTU/LB} - 801.82 \text{ BTU/LB}) = 10,015,786.62 \text{ BTU/HR.}$$

$$q_c = 508,498 \text{ LB/HR} (801.82 - 179.91) = 61,091,007.11 \text{ BTU/HR}$$

$$t_d = 100 \text{ } ^\circ\text{F} - \frac{10,015,786.62 \text{ BTU/HR}}{7,200786.6 \text{ KG/LB} \times 1 \frac{\text{BTU}}{\text{LB } ^\circ\text{F}}} = 96.61 \text{ } ^\circ\text{F}$$

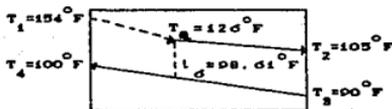
$$t_d = 37.00 \text{ } ^\circ\text{C.}$$

PARA SOBRECALENTAMIENTO

FLUIDO CALIENTE	TEMPERATURA	FLUIDO FRIO	DIFERENCIA
154	ALTA	100	54
126	BAJA	98.61	27.99

$\Delta t_1$

$\Delta t_2$



$$\Delta t_d = \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\text{LN} \frac{\Delta t_1}{\Delta t_2}}$$

SUSTITUYENDO DATOS:

$$\Delta t_d = \frac{54 - 27.99}{\text{LN} \frac{54}{27.99}} = 39.20^\circ \text{F} = 4.0^\circ \text{C}$$

PARA CONDENSACION

FLUIDO CALIENTE	TEMPERATURA	FLUIDO FRIO	DIFERENCIA
126	ALTA	98.61	27.99
105	BAJA	90.00	15.00

$\Delta t_1$

$\Delta t_2$

$$\Delta t_c = \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\text{LN} \frac{\Delta t_1}{\Delta t_2}} = \frac{27.99 - 15.00}{\text{LN} \frac{27.99}{15.00}} = 20.59^\circ \text{F} = 6.9^\circ \text{C}$$

$$(\Delta T)_{\text{BAL}} = \frac{q_T}{\frac{q_d}{\Delta t_d} + \frac{q_c}{\Delta t_c}} = \frac{72,007,685.96}{\frac{10,157,786.62}{39.20} + \frac{61,991,907.1}{20.59}} = 22.09^\circ \text{F} = 5.6^\circ \text{C}$$

3. - CALCULO DEL AREA REQUERIDA PARA LA CONDENSACION Y EL NUMERO DE CUERPOS.

POR DEFINICION:

$$A = \frac{Q_T}{U_D (\Delta T)_{BAL}}$$

DONDE:

$Q_T$  = CARGA TERMICA TOTAL DEL CONDENSADOR (BTU/HR)

$U_D$  = COEFICIENTE GLOBAL DE TRANSMISION DE CALOR (BTU/HR. PIE<sup>2</sup>°F)

A = AREA NECESARIA PARA LA TRANSFERENCIA DE CALOR (PIE<sup>2</sup>)

( $\Delta T$ )<sub>BAL.</sub> = GRADIENTE DE TEMPERATURA (°F)

DATOS DEL CONDENSADOR:

D = 48" (DIAMETRO DE LA CORAZA)

$\phi$  TUBOS = 3/4" 16 BVO

ARREGLO: □

PASO : 1

LONGITUD: 16 PIES

SUPERFICIE POR PIE LINEAL = 0.1003 PIE<sup>2</sup>/PIE.

No DE TUBOS POR CUERPO: 1804 PARA 4 PASOS POR TUBOS.

EL AREA POR CUERPO SE DETERMINA POR LA SIGUIENTE ECUACION:

$$\text{AREA/CUERPO} = N_T \times L \times \alpha$$

DONDE:

$N_T$  = NUMERO DE TUBOS POR CUERPO.

L = LONGITUD DE LOS TUBOS (FT)

$\alpha$  = SUPERFICIE POR PIE LINEAL (PIE<sup>2</sup>/PIE)

SUSTITUYENDO VALORES EN LA ECUACION ANTERIOR .

$$\text{AREA/CUERPO} = 1804 \times 16 \times 0.1003 = 4003 \text{ PIE}^2$$

FINALMENTE EL NUMERO DE CUERPOS SERA:

$$\text{No DE CUERPOS} = \frac{31,120 \cdot 71 \text{ PIE}^2}{4,003 \text{ PIE}^2} = 7.0 = 8$$

USAREMOS: No DE CUERPOS = 8 (DE 48" DE DIAMETRO).

4. - DETERMINACION DE LAS PROPIEDADES DE LA MEZCLA.

4.1. - CALCULO DE LA TEMPERATURA DE ROCIO DE LOS VAPORES A CONDENSAR.

a. - SUPONER TR

b. - OBTENER DE TABLAS K

c. - CON LA COMPOSICION DE VAPORES Y K<sub>i</sub> A LA TEMPERATURA SE

CALCULA  $\sum_{i=1}^n X_i = Y_i/K_i = 1$

d. - CON  $T = 120^{\circ}\text{F}$ , LA SUMATORIA DE  $X_i = 1$  POR LO TANTO LA TEMPERATURA ES CORRECTA.

4.2. - CALCULO DE LA CONDUCTIVIDAD TERMICA DEL CONDENSADO.  
CON UNA TEMPERATURA DE  $105^{\circ}\text{F}$  ----->  $k = 0.0727$  (BTU/HRPIE<sup>2</sup>  
°F/FT).

4.3. - CALCULO DE LA CONDUCTIVIDAD TERMICA DE LOS VAPORES A CONDENSAR.

A  $120^{\circ}\text{F}$  SE OBTIENE:

$$k_m = \frac{\sum_{i=1}^n y_i \times k_i (PM_i)^{1/3}}{n} = \frac{0.04808}{8.401418} = 0.0118 \text{ BTU/HR PIE}^2 \text{ °F/PIE.}$$

DONDE:

$k_m$  = CONDUCTIVIDAD TERMICA DE LA MEZCLA (BTU/HR PIE<sup>2</sup> °F/PIE)

$k_i$  = CONDUCTIVIDAD TERMICA DEL COMPONENTE  $i$  (BTU/HRPIE<sup>2</sup> °F/PIE)

$n$  = NUMERO DE COMPONENTES EN LA MEZCLA.

$y_i$  = FRACCION MOL DEL COMPONENTE  $i$

$PM_i$  = PESO MOLECULAR DEL COMPONENTE  $i$  (LB/LB MOL)

DE LA MISMA MANERA PARA LA MEZCLA GASEOSA A LA TEMPERATURA DE ROCIO ( $120^{\circ}\text{F}$ ).

$$k_m = 0.01224 \text{ BTU/HR FT}^2 \text{ °F/FT.}$$

4.4. - CALCULO DE LA VISCOSIDAD DEL GAS @ T DE ROCIO ( $120^{\circ}\text{F}$ ).

LA ECUACION QUE NOS DEFINE LA VISCOSIDAD DE UNA MEZCLA GASEOSA DE HIDROCARBUROS ES:

$$\mu_m = \frac{\sum_{i=1}^n \mu_i \times X_i \times (PM_i)^{0.5}}{\sum_{i=1}^n X_i (PM_i)^{0.5}} = 0.00198 \text{ CP.}$$

$$\mu_m = 0.00198 \text{ CP}$$

#### 4.5. - CALCULO DE LA ENTALPIA DE LA MEZCLA GASEOSA A CONDENSAR

$$T_{pc} = \sum_{i=1}^N X_i \times T_{ci}$$

DONDE:

$T_{pc}$  = TEMPERATURA PSEUDOCRITICA DE LA MEZCLA ( $^{\circ}$ R)

$T_{ci}$  = TEMPERATURA CRITICA DEL COMPONENTE  $i$  ( $^{\circ}$ R).

$n$  = NUMERO DE COMPONENTES

$X_i$  = FRACCION MOL DEL COMPONENTE.

$$P_{pc} = \sum_{i=1}^n X_i \times P_{ci}$$

DONDE:

$P_{pc}$  = PRESION PSEUDOCRITICA DE LA MEZCLA ( $^{\circ}$ R)

$P_{ci}$  = PRESION CRITICA DEL COMPONENTE  $i$  (PSIA).

$$v = \sum_{i=1}^N X_i \times v_i$$

DONDE:

$v$  = FACTOR ACENTRICO DE LA MEZCLA.

$v_i$  = FACTOR ACENTRICO DEL COMPONENTE  $i$ .

LAS CORRECCIONES ANTERIORES POR EFECTO DE LA PRESION SE RESTA DE LA ENTALPIA DE LA MEZCLA DE GAS IDEAL OBTENIENDO ASI LA ENTALPIA DE LA MEZCLA REAL.

LA ENTALPIA DEL GAS IDEAL SE DEFINE COMO:

$$H^{\circ} = \sum_{i=1}^n X_{VL} \times H_i$$

DONDE:

$H^{\circ}$  = ENTALPIA DEL GAS IDEAL (BTU/LB)

$H_i$  = ENTALPIA DEL COMPONENTE  $i$  (BTU/LB)

$X_{vi}$  = FRACCION PASO DEL COMPONENTE  $i$ .

PARA DETERMINAR LA ENTALPIA DE LA MEZCLA DE GAS REAL, SE EMPLEA LA SIGUIENTE ECUACION.

$$H = H^{\circ} - \frac{RT_{pc}}{M} \left( \frac{\tilde{H}^{\circ} - \tilde{H}}{RT_{pc}} \right)$$

DONDE:

$H$  = ENTALPIA TOTAL DE LA MEZCLA DE GAS REAL, REFERIDA A LA ENTALPIA BASE DE 0 BTU/LB, EN BTU/LB.  $\tilde{H}$  ES LA CANTIDAD MOLAR ANALOGA.

$H^{\circ}$  = ENTALPIA DEL GAS IDEAL EN BTU/LB.  $\tilde{H}^{\circ}$  ES LA CANTIDAD MOLAR ANALOGA.

$R$  = CONSTANTE UNIVERSAL DE LOS GASES = 1.986 BTU/LB MOL<sup>o</sup>R

$M$  = PESO MOLECULAR DE LA MEZCLA GASEOSA (LB/LBMOL)

$$\left( \frac{\tilde{H}^{\circ} - \tilde{H}}{RT_{pc}} \right) = \text{FACTOR ADIMENSIONAL QUE REPRESENTA EL EFECTO DE LA PRESION SOBRE LA ENTALPIA.}$$

$T_{pc}$  = TEMPERATURA PSEUDOCRITICA DE LA MEZCLA GASEOSA (<sup>o</sup>R).

PARA DETERMINAR EL FACTOR ADIMENSIONAL ANTERIORMENTE INDICADO SE EMPLEA LA SIGUIENTE ECUACION.

$$\left( \frac{\tilde{H}^{\circ} - \tilde{H}}{RT_{pc}} \right) = \left( \frac{\tilde{H}^{\circ} - \tilde{H}}{RT_{pc}} \right)^{(0)} + v \left( \frac{\tilde{H}^{\circ} - \tilde{H}}{RT_{pc}} \right)^{(1)}$$

DONDE:

$$\left( \frac{\tilde{H}^{\circ} - \tilde{H}}{RT_{pc}} \right)^{(0)} = \text{FACTOR DE CORRECCION POR PRESION SOBRE LA ENTALPIA PARA EL FLUIDO SIMPLE EL CUAL SE DETERMINA POR GRAFICA.}$$

$$\left( \frac{\tilde{H}^{\circ} - \tilde{H}}{RT_{pc}} \right)^{(1)} = \text{FACTOR DE CORRECCION ACENTRICO MOLECULAR, EL CUAL SE OBTIENE DE GRAFICA.}$$

$v$  = FACTOR ACENTRICO = 0.14924

CONDICIONES REDUCIDAS.

$$Tr = \frac{T}{Tpc}$$

$$Pr = \frac{P}{Ppc}$$

DE GRAFICA:

$$\left( \frac{\tilde{H}^0 - \tilde{H}}{R Tpc} \right)^{(0)}$$

$$\left( \frac{\tilde{H}^0 - H}{R Tpc} \right)^{(1)}$$

SUSTITUYENDO VALORES EN LA ECUACION

$$\left( \frac{\tilde{H}^0 - H}{R Tpc} \right)$$

LA ENTALPIA DE LA MEZCLA GASEOSA QUE ENTRA A LOS CONDENSADORES ES:

$$H = 822.5 \text{ BTU/LB}$$

USAR PARA EL CONDENSADOR:  $H = h_1 = 822.5 \text{ BTU/LB}$ .

4. d. - CALCULO DE LA ENTALPIA DE LA MEZCLA GASEOSA A LA TEMPERATURA DE ROCIO (44.5° F).

SIGUIENDO EL METODO ANTERIOR:

$$Tr = \frac{115 + 460}{846.4} = 0.8805 \quad Pr = \frac{275}{332.1} = 0.485$$

$$v = 0.14924$$

$$H^0 = 822.847 \text{ BTU/LB}$$

DE GRAFICAS CON Tr Y Pr TENEMOS:

$$\left( \frac{\tilde{H}^0 - \tilde{H}}{R Tpc} \right)^{(0)} = 0.72$$

$$\left( \frac{\tilde{H}^0 - H}{R Tpc} \right)^{(1)} = 0.85$$

SUSTITUYENDO EN LA ECUACION TENEMOS:

$$\left( \frac{\tilde{H}^0 - H}{R Tpc} \right) = 0.72 + 0.14924(0.85) = 0.8417$$

SUSTITUYENDO VALORES EN LA ECUACION DE ENTALPIA PARA OBTENER LA ENTALPIA DE LA MEZCLA DE GAS REAL, TENEMOS:

$$H = 822.847 - \frac{1.986 \times 846.4}{41.76} (0.8417) = 206.47 \text{ BTU/LB}$$

LA ENTALPIA DE LA MEZCLA GASEOSA A LA TEMPERATURA DE ROCIO

(145 °F) ES:

$$H = 206.47 \text{ BTU/LB}$$

USAR PARA EL CONDENSADOR:

$$h_d = 206.47 \text{ BTU/LB.}$$

4.7. - CALCULO DE LA ENTALPIA DE LA MEZCLA LIQUIDA A LA SALIDA DEL CONDENSADOR.

LAS CONDICIONES DEL CONDENSADOR SON:

$$P = 275 \text{ PSIA}$$

$$T = 105^\circ \text{ R}$$

POR LO TANTO LAS CONDICIONES REDUCIDAS SON:

$$Tr = \frac{T}{T_{pc}} = \frac{105 + 460}{646.4} = 0.974 \quad Pr = \frac{P}{P_{pc}} = \frac{275}{682.111} = 0.435$$

$$v = 0.14924$$

$$H^\circ = 318.00 \text{ BTU/LB}$$

CON  $Tr$  Y  $Pr$  DE GRAFICA OBTENEMOS:

$$\left( \frac{\tilde{H}^\circ - \tilde{H}}{R T_{pc}} \right)^{(a)} = 4.05 \quad \left( \frac{\tilde{H}^\circ - \tilde{H}}{R T_{pc}} \right)^{(b)} = 4.5$$

SUSTITUYENDO VALORES EN LA ECUACION TENEMOS:

$$\left( \frac{\tilde{H}^\circ - \tilde{H}}{R T_{pc}} \right) = 4.05 + 0.14924 (4.5) = 4.695$$

FINALMENTE SUSTITUYENDO VALORES EN LA ECUACION PARA OBTENER LA ENTALPIA DE LA MEZCLA LIQUIDA REAL TENEMOS:

$$H = 318.00 - \frac{1.985 \times 646.4}{41.76} (4.695) = 172.67 \text{ BTU/LB.}$$

LA ENTALPIA DE LA MEZCLA LIQUIDA QUE SALE DEL CONDENSADOR ES

$$H = 172.67 \text{ BTU/LB.}$$

EL VALOR AJUSTADO PARA QUE CHEQUE CON EL BALANCE DE MATERIA Y ENERGIA ( $Q_T$ ) ES  $h_2 = 172.55 \text{ BTU/LB.}$

#### 4.4.9 COMPRESORES DE REFRIGERACION

PARA UNA MEZCLA GASEOSA SE CALCULAN LAS PROPIEDADES SIGUIENTES:

COMPONENTES	FRACION MOL	LB MOL HR	PM	PM MEZ.	FRACCION PESO	T <sub>c</sub> (°R)	P <sub>c</sub> ATM
C <sub>2</sub>	0.0172	829.96	30.07	0.058	1.1x10 <sup>-3</sup>	550	48.2
C <sub>3</sub>	0.017	29890.2	44.10	27.208	0.55	666	41.9
iC <sub>4</sub>	0.129	6247.29	58.12	7.498	0.15	795	86.0
nC <sub>4</sub>	0.234	11932.2	58.12	19.60	0.28	766	87.5
iC <sub>5</sub>	1.7x10 <sup>-3</sup>	82.087	72.15	0.122	2.5x10 <sup>-3</sup>	829	98.4
nC <sub>5</sub>	1.1x10 <sup>-3</sup>	52.108	72.15	0.077	1.6x10 <sup>-3</sup>	845	99.9
		48428.19		48.56	1.00		

COMPONENTES	T <sub>c</sub> mez (°R)	P <sub>c</sub> mez ATM	CP MOLAR (mez.)
C <sub>2</sub>	9.46	0.890	0.182
C <sub>3</sub>	410.922	25.90	9.969
iC <sub>4</sub>	94.815	4.64	2.499
nC <sub>4</sub>	170.244	8.775	4.691
iC <sub>5</sub>	1.404	0.056	0.089
nC <sub>5</sub>	0.909	0.086	0.026
	669.75	40.192	16.94

$$P_1 = 1.083 \text{ KG/CM}^2 \text{ (14.7 PSIA)}$$

$$P_2 = 20 \text{ KG/CM}^2 \text{ (285 PSIA)}$$

$$T_1 = -82 \text{ }^\circ\text{C} = 484.4 \text{ }^\circ\text{R}$$

$$K_{\text{MEZ.}} = \frac{\text{CP MOLAR (MEZCLA)}}{\text{CP MOLAR (MEZCLA)} - 1.99} = \frac{16.94}{16.94 - 1.99} = 1.16$$

CALCULO DEL FLUJO VOLUMETRICO DE ENTRADA,  $Q_1$

$$V_1 = \frac{\text{LB/MOL} \times \text{PM}}{60} \quad (\text{LB/MIN})$$

$$V_1 = \frac{Z_1 \times R \times T_1}{144 P_1} \quad (\text{FT}^3/\text{LB})$$

$$R = \frac{1544}{PM}$$

(CONSTANTE PARTICULAR DEL GAS)

$$Q_1 = V_1 \times W (\text{FT}^3/\text{MIN})$$

$Z_1$  = FACTOR DE COMPRESIBILIDAD; SE OBTIENE DE LAS GRAFICAS 5-D, TENIENDO COMO PARAMETRO  $Tr$  Y  $Pr$

$$Tr_1 = \text{TEMPERATURA PSEUDOREDUCIDA} = T_1/T_C$$

$$Pr_1 = \text{PRESION PSEUDOREDUCIDA} = P_1/P_C$$

$P_C$  Y  $T_C$  SON LA PRESION Y LA TEMPERATURA PSEUDOCRITICAS RESPECTIVAMENTE DE LA MEZCLA Y SE DAN EN PSIA.

$P_1$  Y  $T_1$  SON LA PRESION Y TEMPERATURA DE ENTRADA; EN PSIA Y  $^{\circ}R$  RESPECTIVAMENTE.

SUSTITUYENDO DATOS EN EC. ANTERIORES.

$$V = \frac{48428.13 \times 48.56}{60} = 39,194.5 \text{ LB/MIN.}$$

$$Pr_1 = \frac{1}{40.192} = 0.025$$

$$Tr_1 = \frac{434.4}{696.75} = 0.623$$

$$Z_1 = 0.92$$

$$V_1 = \frac{0.92 \times 1544 \times 484.4}{48.56 \times 144 \times 14.7} = 6.00 \text{ FT}^3/\text{LB.}$$

$$Q_1 = 6 \times 10997.25 \text{ LB/MIN} = 65,983.5 \text{ FT}^3/\text{MIN.}$$

PARA ESTE FLUJO EL COMPRESOR QUE SE RECOMIENDA ES EL 102 M CON UNA  $\eta_p = 0.78$  CON UN NUMERO MAXIMO DE ETAPAS NOMINAL DE 7 LA CABEZA POLITROPICA NOMINAL POR ETAPA (HP) = 10,000 Y 2800 RPM.

$$r = \frac{P_2}{P_1} = 10.89 \text{ CON } K=1.14, \eta_p=0.7808 \text{ TENEMOS DE GRAFICA}$$

$$X = 0.46 \quad \eta_{AD} = 0.785$$

$$.46 (4344 \text{ } ^{\circ}R)$$

$$T_2 (\text{APROX.}) = \frac{.46 (4344 \text{ } ^{\circ}R)}{0.785} + 484.4 = 706.27 \text{ } ^{\circ}R$$

$$Tr_2 = \frac{706.27}{696.75} = 1.01$$

$$Pr_2 = \frac{285}{40.192 \text{ atm} \times \frac{14.7 \text{ PSIA}}{1 \text{ atm}}} = 0.48$$

# ESTA TESIS NO DEBE SALIR DE LA BIBLIOTECA

CON ESTOS PARAMETROS DE GRAFICA DE FACTORES DE COMPRESIBILIDAD SE OBTIENE:

$$Z_2 = 0.89$$

OBTENEMOS EL FACTOR DE COMPRESIBILIDAD MEDIO

$$Z_{\text{arg.}} = \frac{0.92 + 0.88}{2} = 0.875$$

$$\frac{HP}{Z_{\text{arg}}} = 48000 \rightarrow HP = 48000(0.875) = 37,025 \text{ FT}$$

CON  $P_{\text{mez}} = 48.56$ ,  $K = 1.14$ , Y  $T_1 = 484.4$  °R  $\rightarrow$  OBTENEMOS LA CABEZA MAXIMA POR ETAPA = 9000 FT

$$\text{NO DE ETAPAS} = \frac{HP}{\text{CABEZA MAX. PERMISIBLE/ET.}} = \frac{37,025}{9000} = 4 \text{ ETAPAS}$$

SE UTILIZARA 2 COMPRESORES DE 2 ETAPAS CADA UNO.

CALCULO DE LOS BHP (POTENCIA DE COMPRESION)

$$\text{BHP} = \frac{P_1 \times V_1 \times k}{1470 \times E_c}$$

$$P_1 = 14.7 \text{ PSIA}$$

$$V_1 = \frac{M}{\rho} = \frac{W/GO}{\rho} \quad W = 49,428.19 \text{ LB/HR}$$

$$V_1 = 4901.26 \text{ FT}^3/\text{MIN.} \quad \rho = 0.189 \text{ LB/FT}^3$$

$$E_c = \frac{P_2}{P_1} = \frac{0.5}{14.7} = 4.42 \quad ; \quad K = 1.14 \rightarrow \text{OBTENEMOS DE}$$

GRAFICA  $k = 10.4$  Y  $E_c = 85\%$

SUSTITUYENDO DATOS EN LA ECUACION ANTERIOR OBTENEMOS LOS BHP

BHP = 526.27 PARA EL PRIMER PASO.

PARA EL SEGUNDO PASO

DATOS:

$$P_1 = 0.5 \text{ PSIA}$$

$$K = 1.1425$$

$$P_2 = 285 \text{ PSIA}$$

$$W = 71,093.42 \text{ LB/HR}$$

$$\rho = 0.563 \text{ LB/FT}^3$$

$$V_1 = \frac{W/GO}{\rho} = 2120.05 \text{ FT}^3/\text{MIN}$$

$$E_c = 285/0.5 = 4.98 \text{ Y } K = 1.1425 \rightarrow k = 10.2 \quad E_c = 85\%$$

BHP=1800.28

FOR LO TANTO LA POTENCIA DE COMPRESION TOTAL ES:

$$1er \text{ PASO} = 526.27$$

$$2o \text{ PASO} = \frac{1900.18}{1656.29}$$

COMO SE TIENEN 2 COMPRESORES ENTONCES LOS BHP POR COMPRESION

SERAN  $1656.29/2 = 828.14$  BHP C/U.

LA POTENCIA TEORICA PARA EL 1er PASO SERA:

$$BHP = \frac{P \times V \times K}{1470} = \frac{14.7 \times 4901.26 \times 10.4}{1470} = 447.88$$

LA POTENCIA TEORICA PARA EL 2o PASO SERA:

$$THP = \frac{65 \times 2120.65 \times 10.2}{1470} = 960.52$$

LA POTENCIA TEORICA TOTAL ES:

$$1er \text{ PASO} = 447.88$$

$$2o \text{ PASO} = \frac{960.52}{1407.85}$$

$$THP = \underline{1407.85 \text{ TOTAL}}$$

4.4.10. - COMPRESORES DE LLENADO

PARA UNA MEZCLA GASEOSA SE CALCULAN LAS PROPIEDADES SIGUIENTES:

COMPONENTES	FRACION MOL	LB MOL HR	PM	PM <sub>MEZ.</sub>	FRACION PESO	T <sub>c</sub> (°R)	P <sub>c</sub> ATM
C <sub>2</sub>	0.0598	9487.04	30.07	1.798	0.041	550	48.2
C <sub>3</sub>	0.9081	144014.4	44.097	40.044	0.916	666	41.9
iC <sub>4</sub>	0.0299	4736.76	58.124	1.798	0.0397	735	36.0
nC <sub>4</sub>	2.2X10 <sup>-3</sup>	844.15	58.124	0.126	2.885X10 <sup>-3</sup>	766	37.5
iC <sub>5</sub>	3.95X10 <sup>-3</sup>	6.27	72.151	2.85X10 <sup>-3</sup>	6.529X10 <sup>-3</sup>	829	33.4
nC <sub>5</sub>	8.04X10 <sup>-3</sup>	4.88	72.151	2.19X10 <sup>-3</sup>	5.029X10 <sup>-3</sup>	845	33.3
		158598.5		48.71	1.00		

COMPONENTES	T <sub>c</sub> mez (°R)	P <sub>c</sub> mez ATM	CP MOLAR (mez.)
C <sub>2</sub>	92.89	2.88	0.634
C <sub>3</sub>	604.79	88.05	19.102
iC <sub>4</sub>	21.98	1.07	0.578
nC <sub>4</sub>	1.66	0.08	0.049
iC <sub>5</sub>	0.03	1.82X10 <sup>-3</sup>	9.216X10 <sup>-4</sup>
nC <sub>5</sub>	0.03	1.01X10 <sup>-3</sup>	7.289X10 <sup>-4</sup>
	661.97	42.08	14.45

$$P_1 = 1.088 \text{ KO/CM}^2 \text{ (14.7 PSIA)}$$

$$P_2 = 20 \text{ KO/CM}^2 \text{ (285 PSIA)}$$

$$T_1 = -32 \text{ }^\circ\text{C} = 484.4 \text{ }^\circ\text{R}$$

$$K_{\text{MEZ.}} = \frac{C_p \text{ MOLAR (MEZCLA)}}{C_p \text{ MOLAR (MEZCLA)} - 1.99} = \frac{14.45}{14.45 - 1.99} = 1.16$$

CALCULO DEL FLUJO VOLUMETRICO DE ENTRADA, Q<sub>1</sub>

$$W = \frac{\text{LB/MOL} \times \text{PM}}{60} \quad (\text{LB/MIN})$$

$$V_1 = \frac{Z_1 \cdot R \cdot T_1}{144 P_1} \quad (\text{FT}^3/\text{LB})$$

$$R = \frac{1544}{PM} \quad (\text{CONSTANTE PARTICULAR DEL GAS})$$

$$Q_1 = V_1 \cdot \rho \quad (\text{FT}^3/\text{MIN})$$

$Z_1$  = FACTOR DE COMPRESIBILIDAD; SE OBTIENE DE LAS GRAFICAS B-D,

TENIENDO COMO PARAMETRO  $T_r$  Y  $P_r$

$$T_r = \text{TEMPERATURA PSEUDOREDUCIDA} = T_1 / T_c$$

$$P_r = \text{PRESION PSEUDOREDUCIDA} = P_1 / P_c$$

$P_c$  Y  $T_c$  SON LA PRESION Y LA TEMPERATURA PSEUDOCRITICAS RESPECTIVAMENTE DE LA MEZCLA Y SE DAN EN PSIA Y  $^{\circ}R$ .

$P_1$  Y  $T_1$  SON LA PRESION Y TEMPERATURA DE ENTRADA; EN PSIA Y  $^{\circ}R$  RESPECTIVAMENTE.

SUSTITUYENDO DATOS EN EC. ANTERIORES.

$$V = \frac{158598.47 \cdot 43.71}{60} = 115585.94 \text{ LB/MIN.}$$

$$P_r = \frac{14.7}{618.58} = 0.024$$

$$T_r = \frac{484.4}{661.97} = 0.657$$

$$Z_1 = 0.968$$

$$V_1 = \frac{0.968 \cdot 1544 \cdot 484.4}{43.71 \cdot 144 \cdot 14.7} = 6.09 \text{ FT}^3/\text{LB.}$$

$$Q_1 = 6.09 \cdot 39511.78 \text{ LB/MIN} = 240,107.94 \text{ FT}^3/\text{MIN.}$$

PARA ESTE FLUJO EL COMPRESOR QUE SE RECOMIENDA ES EL 110 M CON UNA  $\eta_p = 0.78$  CON UN NUMERO MAXIMO DE ETAPAS NOMINAL DE 7 LA CABEZA POLITROPICA NOMINAL POR ETAPA (HP) = 10,000 Y 2000 RPM.

$$r = \frac{P_2}{P_1} = 10.89 \text{ CON } K=1.16, \eta_p=0.78 \text{ OBTENEMOS DE GRAFICA}$$

$$X = 0.44 \quad \eta_{AD} = 0.78$$

$$T_2 (\text{APROX.}) = \frac{0.44 (484.4 \text{ } ^{\circ}R)}{0.78} + 434.4 = 606.28 \text{ } ^{\circ}R$$

$$T_r = \frac{600.23}{601.97} = 1.05$$

$$P_r = \frac{285}{42.08 \text{ atm} \times \frac{14.7 \text{ PSIA}}{1 \text{ atm}}} = 0.46$$

CON ESTOS PARAMETROS DE GRAFICA DE FACTORES DE COMPRESIBILIDAD SE OBTIENE:

$$Z_2 = 0.85$$

OBTENEMOS EL FACTOR DE COMPRESIBILIDAD MEDIO

$$Z_{\text{arg.}} = \frac{0.85 + 0.905}{2} = 0.91$$

$$\frac{HP}{Z_{\text{arg}}} = 60000 \rightarrow HP = 60000(0.910) = 54,600 \text{ FT}$$

CON  $PM_{\text{mez}} = 43.71$ ,  $K = 1.16$ , Y  $T_1 = 484.4^\circ \text{R} \rightarrow$  OBTENEMOS LA CABEZA MAXIMA POR ETAPA = 10,320 FT

$$\text{No DE ETAPAS} = \frac{HP}{\text{CABEZA MAX. PERMISIBLE/ET.}} = \frac{54600/8}{10,320} = 1.76 = 2.00 \text{ ETAP.}$$

SE UTILIZARA 8 COMPRESORES DE 2 ETAPAS CADA UNO.

CALCULO DE LOS BHP (POTENCIA DE COMPRESION).

$$\text{BHP} = \frac{P_1 \times V_1 \times K}{1470 \text{ Ec}}$$

$$P_1 = 14.7 \text{ PSIA}$$

$$V_1 = \frac{M}{\rho} = \frac{V/60}{\rho}$$

$$W = 48,428.13 \text{ LB/HR}$$

$$\rho = 0.108 \text{ LB/FT}^3$$

$$V_1 = 4301.26 \text{ FT}^3/\text{MIN.}$$

$$Rc = \frac{P_2}{P_1} = \frac{65}{14.7} = 4.42$$

$$; K = 1.14 \rightarrow \text{OBTENEMOS DE}$$

GRAFICA  $K = 10.4$  Y  $Ec = 85M$

SUSTITUYENDO DATOS EN LA ECUACION ANTERIOR OBTENEMOS LOS BHP

BHP = 526.27 PARA EL PRIMER PASO.

PARA EL SEGUNDO PASO

DATOS:

$$P_1 = 65 \text{ PSIA}$$

$$K = 1.1425$$

$$P_2 = 285 \text{ PSIA}$$

$$W = 71,988.42 \text{ LB/HR}$$

$$\rho = 0.568 \text{ LB/FT}^3$$

$$V_1 = \frac{W/dO}{\rho} = 14,085.86 \text{ FT}^3/\text{MIN}$$

$$Rc = 65/14.7 = 4.42 \text{ Y } K = 1.1483 \rightarrow R = 10.4 \quad Ec = 60.58$$

$$\text{BHP} = 2107.81 \text{ PARA 1er PASO}$$

POTENCIA DE COMPRESION PARA 2o PASO

$$\text{BHP} = \frac{P_2 \times V_2 \times R}{1470 \times Ec}$$

DATOS

$$P_1 = 65 \text{ PSIA.}$$

$$V_1 = \frac{W/dO}{\rho} = \frac{422.266.31 \text{ LB/HR}}{0.619 \times 60} = 12,441.6 \frac{\text{FT}^3}{\text{MIN}}$$

$$Rc = \frac{P_2}{P_1} = \frac{285}{65} = 4.38 \text{ Y } K = 1.15$$

$$R = 10.5$$

$$Ec = 60.5$$

SUSTITUYENDO VALORES TENEMOS:

$$\text{BHP} = \frac{65 \times 12,441.6 \times 10.5}{1470 \times 0.685} = 8,492.8 \text{ PARA EL 2o PASO.}$$

POR LO TANTO LA POTENCIA DE COMPRESION TOTAL ES:

$$1er \text{ PASO} = 2107.81$$

$$2o \text{ PASO} = 8492.80$$

$$\text{TOTAL } 10540.59$$

COMO SE TIENEN 3 COMPRESORES ENTONCES LOS BHP POR COMPRESION

SERAN  $10540.59/3 = 3513.53$  BHP C/U.

LA POTENCIA TEORICA PARA EL 1er PASO SERA:

$$\text{BHP} = \frac{P_2 \times V_2 \times R}{1470} = \frac{14.7 \times 14085.86 \times 10.4}{1470} = 1464.08$$

LA POTENCIA TEORICA PARA EL 2o PASO SERA:

$$\text{THP} = \frac{65 \times 12441.6 \times 10.5}{1470} = 5776.46$$

LA POTENCIA TEORICA TOTAL ES:

$$\begin{array}{r} 1er \text{ PASO} = 1464.93 \\ 2o \text{ PASO} = 5776.46 \\ \hline 7241.39 \end{array}$$

THP = 7241.39 TOTAL.

4.4.11 BOMBAS BA-12A,B,C,D Y E. (RECIRCULACION)

FLUIDO BOMBEADO: LPG

CAPACIDAD BOMBEADO: 454.2 LT./MIN. (120 GPM)

TEMPERATURA DE BOMBEO: -44°C

SG. A TEMPERATURA DE BOMBEO: 0.59986

PRESION DE VAPOR A TEMPERATURA DE BOMBEO: 1.08841  $\text{KG}^2/\text{CM}^2$   
(44.7 PSIA).

PRESION DE SUCCION DE SELECCION: 1.1557  $\text{KG}/\text{CM}^2$  (46.44 PSIA).

PRESION DE DESCARGA: 9.1586  $\text{KG}/\text{CM}^2$  (46.09 PSIA).

PRESION DIFERENCIAL: 8.0029  $\text{KG}/\text{CM}^2$  (49.19 PSIA).

COLUMNA DIFERENCIAL: 33.2282 M (109 FT).

NPSH<sub>D</sub>: 2.0495 M DE LIQ. (6.724 FT DE LPO).

NPSH<sub>S</sub>: 1.2283 M DE H<sub>2</sub>O (4.03 FT DE LPO).

CALCULOS PARA OBTENER LAS ESPECIFICACIONES.

$$H_D = h_D + \Delta H_{fD} + \frac{P \times 2.31}{S.G.} \dots\dots\dots 1$$

$$H_S = h_S - \Delta H_{fS} + \frac{P \times 2.31}{S.G.} \dots\dots\dots 2$$

$$\Delta H = H_D - H_S \dots\dots\dots 3$$

$$\Delta H_{SEL} = \Delta H \times 1.1 \dots\dots\dots 4$$

$$NPSH_D = \frac{P_i + P_{alm} - P_o}{S.G.} \times 2.31 + h_S - \Delta H_{fS} \dots\dots\dots 5$$

$$NHP = \frac{Q_{SEL} \times S.G. \times \Delta H_{SEL}}{3960} \dots\dots\dots 6$$

$$BHP = \frac{MHP}{\eta} \dots\dots\dots 7$$

DATOS:

$$P_1 = 0 \text{ PSIG.}$$

$$P_2 = 1.9146 \text{ KG/CM}^2 \text{ (18.7 PSIA)}$$

$$P^0 = 1.08941 \text{ KG/CM}^2 \text{ (14.7 PSIA).}$$

$$h_D = 24.7 \text{ M (81.04 FT.)}$$

$$h_S = 2.4079 \text{ M (7.9 FT.)}$$

$$Q_{SEL} = 454.2 \text{ LT/MIN (120 GPM.)}$$

$$S.G. = 0.59986$$

$$\Delta h_{fD} = 2.8468 \text{ M (9.34 FT.)}$$

$$\Delta h_{fS} = 0.3584 \text{ M (1.176 FT.)}$$

$$\eta = 0.6$$

SUSTITUYENDO EN LA EC. 1

$$H_D = 92.2467 \text{ M (105.796 FT.)}$$

$$F_{DES} = \frac{105.796 \times 87.4}{144} = 27.44 \text{ FSI.}$$

$$F_{DES} = 2.962 \text{ KG/CM}^2.$$

SUSTITUYENDO VALORES EN 2

$$H_S = 2.0495 \text{ M (6.724 FT)}$$

$$F_{SUCC.} = \frac{H_S \times \rho}{144} + 14.7 = 16.446 \text{ PSIA.}$$

$$F_{SUCC.} = 1.1562 \text{ KG/CM}^2.$$

SUSTITUYENDO VALORES EN LA ECUACION 4

$$\Delta h_{SEL.} = 90.1972 \times 1.1 = 99.2169 \text{ M (108.0794 FT)}$$

SUSTITUYENDO VALORES EN LA EC. 5

$$NPSH_D = 2.0495 \text{ M (6.724 FT)}$$

SUSTITUYENDO VALORES EN LA EC. 6

$$MHP = 1.08 \text{ HP.}$$

Y FINALMENTE SUSTITUYENDO VALORES EN LA EC. 7 TENEMOS.

$$BHP = \frac{1.08 \text{ HP}}{0.6} = 2.1000 \text{ HP}$$

CON ESTAS ESPECIFICACIONES SE SELECCIONO BOMBAS CENTRIFUGAS VERTICALES DE 5 HP Y 6.6 AMPERES.

4.4.12.-BOMBAS BA-11A,B,C,D Y E. (CARGA A BARCOS).

FLUIDO BOMBEADO: LPG

CAPACIDAD BOMBEADO: 9288.89 LT./MIN. (2454 GPM)

TEMPERATURA DE BOMBEO: -44°C

S.G. A TEMPERATURA DE BOMBEO: 0.59086

PRESION DE VAPOR A TEMPERATURA DE BOMBEO: 1.09841 KG<sup>2</sup>/CM<sup>2</sup> (14.7 PSIA).

VISCOSIDAD A TEMPERATURA DE BOMBEO : 0.21176 CP.

PRESION DE SUCCION DE SELECCION: 1.107519 KG/CM<sup>2</sup> (15.2095 PSIA).

PRESION DE DESCARGA: 6.0952 KG/CM<sup>2</sup> (85.85 PSIA).

PRESION DIFERENCIAL: 5.0984 KG/CM<sup>2</sup> (85.183 PSIA).

COLUMNA DIFERENCIAL: 82.7969 M (271.85 FT).

NPSH<sub>D</sub>: 0.0905 M DE LIQ. (2.2852 FT DE LPG).

NPSH<sub>D</sub>: 0.4175 M DE H<sub>2</sub>O (1.3696 FT DE LPG).

CALCULOS PARA OBTENER LAS ESPECIFICACIONES.

$$H_D = h_D + \Delta H_{fD} + \frac{P_2 \times 2.31}{S.G.} \dots\dots\dots 1$$

$$H_S = h_S - \Delta H_{fS} + \frac{P_1 \times 2.31}{S.G.} \dots\dots\dots 2$$

$$\Delta H = H_D - H_S \dots\dots\dots 3$$

$$\Delta H_{SEL} = \Delta H \times 1.1 \dots\dots\dots 4$$

$$NPSH_D = \frac{P_1 + P_{atm} - P_0}{S.G.} + 2.31 + h_S - \Delta H_{fS} \dots\dots\dots 5$$

$$MHP = \frac{Q_{SEL} \times S.G. \times \Delta H_{SEL}}{3600} \dots\dots\dots 6$$

$$BHP = \frac{MHP}{\eta} \dots\dots\dots 7$$

DATOS:

P<sub>1</sub> = 0 PSIG.

$$P_2 = 1.3849 \text{ KG/CM}^2 \text{ (19.7 PSIA)}$$

$$P^0 = 1.03341 \text{ KG/CM}^2 \text{ (14.7 PSIA)}$$

$$h_D = 4.0087 \text{ M (13.14 FT.)}$$

$$h_S = 2.1336 \text{ M (7.0 FT.)}$$

$$Q_{SKL} = 2454 \text{ GPM.}$$

$$S.G. = 0.5093d$$

$$\Delta h_{FD} = 62.7888 \text{ M (206 FT.)}$$

$$\Delta h_{fS} = 1.4371 \text{ M (4.7148 FT.)}$$

$$\eta = 0.7$$

SUSTITUYENDO EN LA EC. 1

$$H_D = 73.66 \text{ M (241.7 FT.)}$$

$$P_{DES} = \frac{105.796 \times 37.4}{144} + 14.7 = 77.47 \text{ LB/PLG}^2$$

$$P_{DES} = 5.44d1 \text{ KG/CM}^2$$

SUSTITUYENDO VALORES EN 2

$$H_S = 2.1336 \text{ m} - 1.437 \text{ m.} + 0 = 0.6966 \text{ m (2.2854 FT)}$$

$$P_{SUCC.} = \frac{H_S \cdot \rho}{144} + 14.7 = 15.29 \text{ PSIA.}$$

$$P_{SUCC.} = 1.07 \text{ KG/CM}^2$$

SUSTITUYENDO VALORES EN EC. 3

$$\Delta H = 73.66 \text{ m.} - 0.6966 \text{ m.} = 72.9634 \text{ m (239.381 FT)}$$

SUSTITUYENDO VALORES EN LA ECUACION 4

$$\Delta H_{SEL.} = 72.9634 \times 1.1 = 80.2597 \text{ M (263.3199 FT)}$$

SUSTITUYENDO VALORES EN LA EC. 5

$$NPSH_D = 0.6966 \text{ M (2.2852 FT)}$$

$$NPSH_D = 2.2852 \times 0.5093d = 1.3696 \text{ FT H}_2\text{O} = 0.4175 \text{ m. DE H}_2\text{O.}$$

SUSTITUYENDO VALORES EN LA EC. 6

$$NHP = 97.8 \text{ HP.}$$

Y FINALMENTE SUSTITUYENDO VALORES EN LA EC. 7 TENEMOS.

$$BHP = \frac{97.8 \text{ HP}}{0.7} = 139.72 \text{ HP}$$

CON ESTAS ESPECIFICACIONES SE SELECCIONO BOMBAS CENTRIFUGAS

CON UN BHP= 5 HP.

## 4.5.6.- HOJAS DE DATOS DE LOS EQUIPOS

HORA DE DATOS PARA BOMBA CENTRIFUGA		
CLIENTE	<u>FACULTAD DE QUIMICA</u>	TAO <u>BA-12A,B,C,D y F</u>
LUGAR	<u>PAJARITOS, VERACRUZ</u>	UNIDAD <u>PLANTA DE LPG.</u>
SERVICIO	<u>BOMBA DE RECIRCULACION</u>	CANTIDAD <u>CINCO</u>
UNIDAD MOTRIZ:	<u>MOTOR ELECTRICO</u>	
SE DEBE SEGUIR ESTD. API <u>610</u> SI TAMAÑO H- <u>1 1/2 X 7 X P</u>		
CONDICIONES DE OPERACION DE CADA BOMBA		FUNCIONAMIENTO
LIQUIDO <u>LPO</u>		NPSH REQ. AGUA (MT.)
TEMP. BOMBEO (OC)	<u>-44</u>	<u>2.19</u>
DENS. REL. a T.B.	<u>0.5993d</u>	NUM. PASOS <u>1</u>
PRES. VAPOR a T.B. (KG/CM <sup>2</sup> )	<u>1.098</u>	RPM. <u>9850</u>
PRES. DESC. (KG/CM <sup>2</sup> )	<u>2.158d</u>	RF. DIS. <u>G2</u>
PRES. SUCC. (KG/CM <sup>2</sup> )	<u>1.15d</u>	DHP <u>2.200</u>
COLUM. DIF. (MTS.)	<u>88.2282</u>	LPM MIN. CONTINUOS:
NPSH DISP. (MTS.)	<u>2.05</u>	<u>60.50</u>
PRUEBA DE TALLER		REQUERIDA
COMPROBACION OPER.	<u>SI</u>	ATESTIGUADA
NPSH	<u>SI</u>	<u>SI</u>
INSPECCION	<u>SI</u>	<u>SI</u>
HIDROSTATICA	<u>SI</u>	KG/CM <sup>2</sup> <u>G2.91</u>
MAX. PRES. DE TRABAJO PERMIS.		KG/CM <sup>2</sup>
PESOS: BOMBA	<u>196.1 KG</u>	BASE
MOTOR		TURBINA
OBSERVACIONES:		

HOJA DE DATOS PARA BOMBA CENTRIFUGA

CLIENTE FACULTAD DE QUIMICA TAG BA-11A,B,C,D,F Y G  
 LUGAR PAJARITOS, VERACRUZ. UNIDAD PLANTA DE LPG.  
 SERVICIO BOMBA DE CARGA A BARCO CANTIDAD SIETE (7)  
 UNIDAD MOTRIZ: MOTOR SI  
 SE DEBE SEGUIR EST. API 610 SI TAMAÑO 10 X 18 VCD-B STE

CONDICIONES DE OPERACION DE CADA BOMBA	FUNCIONAMIENTO
LIQUIDO <u>LPG</u>	NPSH REQ. AGUA (MT.)
TEMP. BOMBEO (OC) <u>-44</u>	NUM. PASOS <u>8</u>
DENS. REL. a T. B. <u>0.59986</u>	RPM. <u>1750</u>
PRES. VAPOR a T. B. (KG/CM2) <u>1.088</u>	EF. DIS. <u>81</u>
PRES. DESC. (KG/CM2) <u>0.0852</u>	BHP <u>189.7</u>
PRES. SUCC. (KG/CM2) <u>1.075</u>	LPM MIN. CONTINUOS:
COLUM. DIF. (MTS.) <u>82.709</u>	<u>227</u>
NPSH DISP. (MTS.) <u>0.6965</u>	

PRUEBA DE TALLER	REQUERIDA	ATESTIGUADA
COMPROBACION OPER.	SI	SI
NPSH	SI	SI
INSPECCION	SI	SI
HIDROSTATICA <u>SI</u>		
MAX. PRES. DE TRABAJO PERMIS.		PSIG
PESOS: BOMBA <u>1985 KG</u>	BASE	
MOTOR	TURBINA	

OBSERVACIONES:

\_\_\_\_\_

\_\_\_\_\_

\_\_\_\_\_

## HOJA DE DATOS PARA RECIPIENTES A PRESION

CLIENTE FAC. DE QUIMICATAG. TH-8 CANTIDAD UNO(1)  
 LUGAR PAJARITOS, VERACRUZ. UNIDAD PLANTA DE LPG  
 SERVICIO ACUMULADOR FINAL DE REFRIGERACION DE LPG.

## DATOS DE DISEÑO Y FABRICACION

CONSTRUCCION DE ACUERDO CON LA ULTIMA EDICION DE EL CODIGO ASME SECCION VIII DIV. I Y ADENDUNS.

PRESION DE DISEÑO: 21 KG/CM<sup>2</sup> A 843 O C

PRESION DE OPERACION: 18.20 KG/CM<sup>2</sup> A 41 O C

RELEVO DE ESFUERZOS NO RADIOGRAFIA 100 N

TIPO DE TAPAS SEMIELIPTICAS 2:1

EF. DE LA JUNTA-CUERPO 85% TAPAS 100 N

PRUEBA HIDROSTATICA (KG/CM<sup>2</sup>) TALLER 81.75 PRUEBA NEUM.

COEFICIENTE SISMICO 0.15

ANILLOS, FALDON Y BASE NO

ANILLOS DE AISLAMIENTO

ESCALERA NO MTS. PROTECCION NO MTS.

PLATAFORMAS NO

PINTURA PROTECCION ANTICORROSIVA.

TIPO DE INSTALACION HORIZONTAL

## DIMENSIONES APROXIMADAS

ALTURA (METROS.) 4.3 SILLETAS 22.86 CM.

DIAMETRO INTERNO (MTS.) 1.52

PRODUCTO LPG

DENSIDAD DEL PRODUCTO

VOLUMEN TOTAL (MTS. CUBICOS) 8.70

ESPESOR (CMS.) CUERPO 2.54 TAPAS 1.00

ALTURA DE EMPAQUE (MTS.)

NIVEL DE OPERACION 76.2 CMS. DESDE BASE

NIVEL MINIMO DE OP. DESDE (CMS. MIN.) 45.72

## PESO APROXIMADO EN KG.

VACIO 8860.1

LLENO

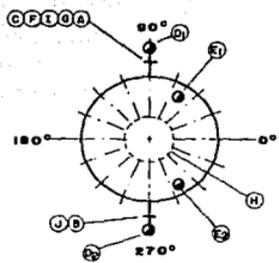
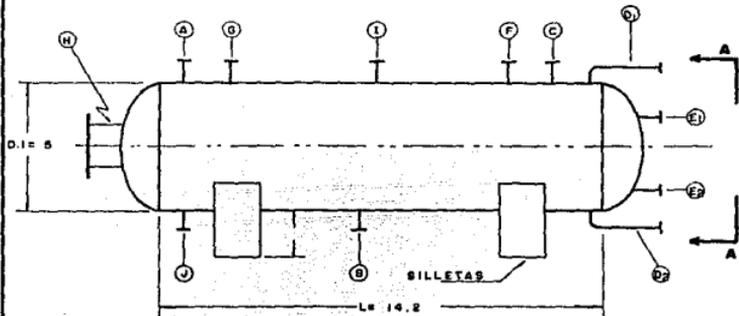
OPERACION LLENO DE AGUA 16102.27

EMBARQUE

COMENTARIOS U OTROS DATOS DE DISEÑO.

# HOJA DE DATOS PARA RECIPIENTES A PRESION

CLIENTE : FACULTAD DE QUIMICA	TAG. TN - 8	CANTIDAD: UNO (1)
LUGAR : PAJARITOS, VERACRUZ	UNIDAD : PLANTA DE LPG	
SERVICIO : ACUMULADOR FINAL DE REFRIGERACION DE LPG	ACOTACION: P I E S	



**VISTA A-A**  
ORIENTACION

NOTA : EL SUMINISTRO DEBERA INCLUIR SILLETAS.

BOQUILLA	No.	TAMAÑO OR.	CLASE SNEI	SERVICIO	ORIENT.
A	1	15.24	300 #	ENTRADA DE LPG LIQUIDO	90°
B	1	10.16	300 #	SALIDA DE LPG LIQUIDO.	270°
C	1	5.08	300 #	SALIDA DE VAPORES AL QUEMADOR	90°
D1 D2	2	5.08	300 #	INDICADOR DE NIVEL LG-2088	90/270°
E1 E2	2	5.08	300 #	CONTROLADOR DE NIVEL LC-2035	VER DISEÑO
F	1	1.905	300 #	INDICADOR DE PRESION PI-2057	90°
G	1	8.35	300 #	VALVULA DE SEGURIDAD PSV - 2035	90°
H	1	60.96	300 #	ENTRADA HOMBRE C/ TAPA	0°
I	1	5.08	300 #	BOQUILLA DE REPUESTO C/ TAPA	90°
J	1	3.81	300 #	DRENAJE	270°

## HOJA DE DATOS PARA RECIPIENTES A PRESION

CLIENTE FAC. DE QUIM. TAG. TH-GA Y TH-GB CANTIDAD DOS(2)

LUGAR PAJARITOS, VERACRUZ. UNIDAD PLANTA DE LPG.

SERVICIO DOMOS DE SUCCION DE LPG.

## DATOS DE DISEÑO Y FABRICACION

CONSTRUCCION DE ACUERDO CON LA ULTIMA EDICION DE EL CODIGO ASME SECCION VIII DIV. I Y ADENDUNS.

PRESION DE DISEÑO: 21  $\text{KG}/\text{CM}^2$  A -51  $^{\circ}\text{C}$ PRESION DE OPERACION: 1.033  $\text{KG}/\text{CM}^2$  A -32  $^{\circ}\text{C}$ 

RELEVO DE ESFUERZOS SI RADIOGRAFIA 100 N

TIPO DE TAPAS ELIPTICAS 2:1

EF. DE LA JUNTA-CUERPO 100% TAPAS 100 %

PRUEBA HIDROSTATICA ( $\text{KG}/\text{CM}^2$ ) TALLER 31.40 PRUEBA NEUM.

COEFICIENTE SISMICO 0.16

ANILLOS, FALDON Y BASE SI

ANILLOS DE AISLAMIENTO SI

ESCALERA SI MTS. PROTECCION SI MTS.

PLATAFORMAS SI

PINTURA PROTECCION ANTICORROSIVA.

TIPO DE INSTALACION VERTICAL

## DIMENSIONES APROXIMADAS

ALTURA (METROS.) 7.5 FALDON 219.26 CM.

DIANETRO INTERNO (MTS.) 2.50

PRODUCTO LPG

DENSIDAD DEL PRODUCTO 0.530  $\text{G}/\text{CM}^3$ 

VOLUMEN TOTAL (MTS. CUBICOS) 41.00

ESPESOR (CMS.) CUERPO 2.70 TAPAS 2.54

ALTURA DE EMPAQUE (MTS.)

NIVEL DE OPERACION 61.0 CMS. DESDE LONGO. TOTAL.

NIVEL MINIMO DE OP. DESDE (CMS. MIN.)

## PESO APROXIMADO EN KG.

VACIO 32748 LLENO 86752

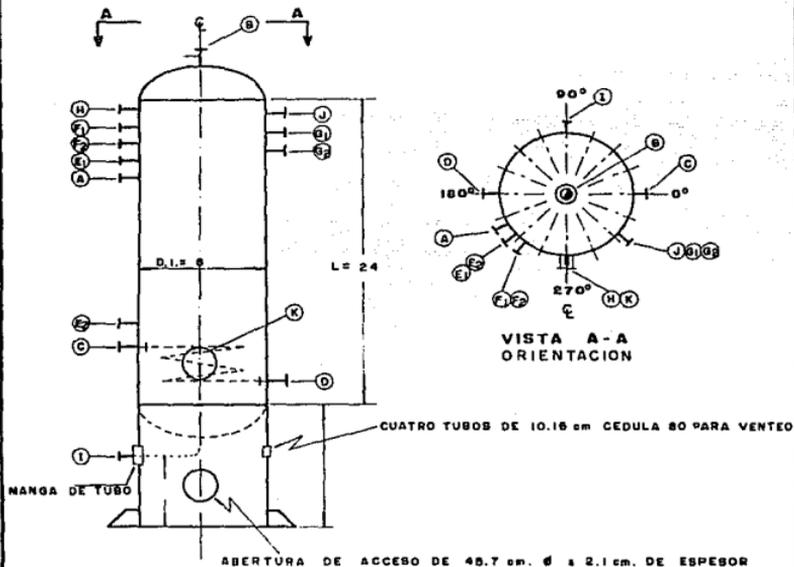
OPERACION 88931 LLENO DE AGUA

EMBARQUE

COMENTARIOS U OTROS DATOS DE DISEÑO.

# HOJA DE DATOS PARA RECIPIENTES A PRESION

CLIENTE: FACULTAD DE QUIMICA	TAG: TH-6A / TH-6B CANTIDAD: DOS (2)
LUGAR: PAJARITOS, VERACRUZ	UNIDAD: PLANTA DE LPG
SERVICIO: DOMOS DE SUCCION DE LPG	ACOTACION: P I E S



**NOTA:** EL SUMINISTRO DEBERA INCLUIR: FALDON Y ARO INTERIOR.

BOQUILLA	No.	TAMAÑO cm.	CLASE ANSI	SERVICIO	ORIENT.
A	1	76.2	300 #	ENTRADA DE VAPORES DE LPG AL DOMO DE SUCCION	240°
B	1	76.2	300 #	SALIDA DE VAPORES HACIA LOS COMPRESORES	0°
C	1	10.16	300 #	ENTRADA DE LPG LIQUIDO AL SERPENTIN	0°
D	1	10.16	300 #	SALIDA DE LPG LIQUIDO DEL SERPENTIN	180°
E <sub>1</sub> E <sub>2</sub>	2	5.06	300 #	INTERRUPTOR ALTO NIVEL LSH-2008 LSH-2008	240°
F <sub>1</sub> F <sub>2</sub>	2	5.06	300 #	INTERRUPTOR NUY ALTO NIVEL LSHH-2005 LSHH-2011	250°
G	2	5.06	300 #	INDICADOR DE NIVEL LG-2003 LG-2003	300°
H	1	1.905	300 #	INDICADOR DE PRESION (MANOMETRO) PI-2001, PI-2007	270°
I	1	5.06	300 #	DRENAJE	90°
J	1	5.06	300 #	BOQUILLA DE REPUESTO C / TAPA	300°
K	1	80.96	300 #	ENTRADA HOMBRE C / TAPA	270°

## HOJA DE DATOS PARA RECIPIENTES A PRESION

CLIENTE FAC. DE QUIM. TAG. TH-7 CANTIDAD UNO(1)

LUGAR PAJARITOS, VERACRUZ UNIDAD PLANTA DE LPG.

FABRICANTE \_\_\_\_\_

SERVICIO ACUMULADOR INTERFASES DE LPG

## DATOS DE DISEÑO Y FABRICACION

CONSTRUCCION DE ACUERDO CON LA ULTIMA EDICION DE EL CODIGO ASME SECCION III DIV. I Y ANENDUS.

PRESION DE DISEÑO: 21 KG/CM<sup>2</sup> A 349 OC

PRESION DE OPERACION: 3.584 KG/CM<sup>2</sup> A -D.O OC

RELEVO DE ESFUERZOS NO RADIOGRAFIA 100 N

TIPO DE TAPAS SEMIELIPTICAS 2:1

EP. DE LA JUNTA-CUERPO 85H TAPAS 100 N

PRUEBA HIDROSTATICA (KG/CM<sup>2</sup>) TALLER 81.75 PRUEBA NEUM.

COEFICIENTE SISMICO 0.1d

ANILLOS, FALDON Y BASE SI

ANILLOS DE AISLAMIENTO SI

ESCALERA SI MTS. \_\_\_\_\_ PROTECCION SI MTS. \_\_\_\_\_

PLATAFORMAS SI

PINTURA PROTECCION ANTICORROSIVA.

TIPO DE INSTALACION VERTICAL

## DIMENSIONES APROXIMADAS

ALTURA (METROS.) 4.58 FALDON 2.188d

DIAMETRO INTERNO (MTS.) 1.524

PRODUCTO LPG

DENSIDAD DEL PRODUCTO 0.028 G/CM<sup>3</sup>

VOLUMEN TOTAL (MTS. CUBICOS) P.19

ESPESOR (CMS.) CUERPO 2.81 TAPAS 2.22

ALTURA DE EMPAQUE (MTS.) \_\_\_\_\_

NIVEL DE OPERACION 195 CMS. DESDE \_\_\_\_\_ LONGITUD TOTAL

NIVEL MINIMO DE OP. DESDE (CMS. MIN.) 78.60

## PESO APROXIMADO EN KG.

VACIO 9541.58 LLENO \_\_\_\_\_

OPERACION LLENO DE AGUA 19911.44

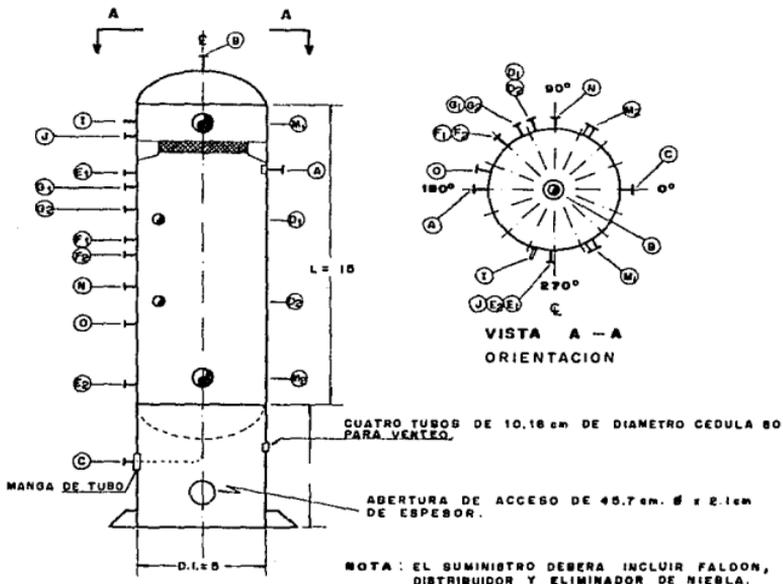
EMBARQUE \_\_\_\_\_

## COMENTARIOS U OTROS DATOS DE DISEÑO.

\_\_\_\_\_  
 \_\_\_\_\_  
 \_\_\_\_\_

# HOJA DE DATOS PARA RECIPIENTES A PRESION

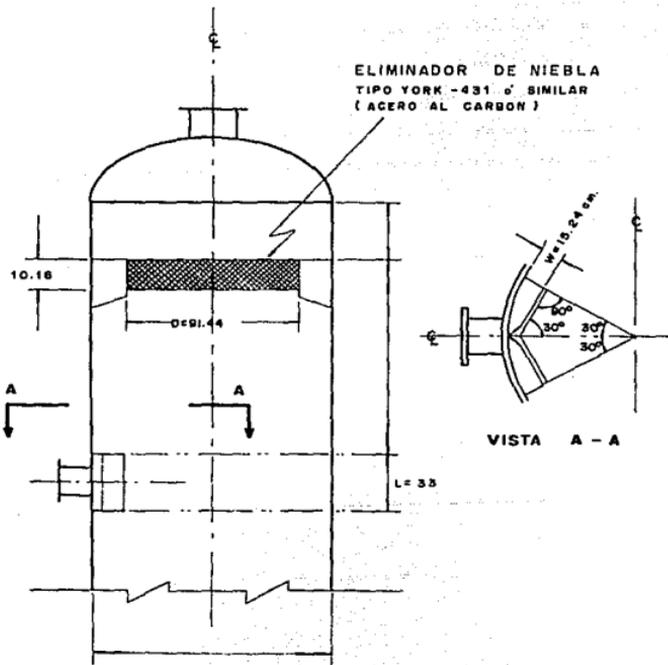
CLIENTE: FACULTAD DE QUIMICA	TAB. TN - 7	CANTIDAD: UNO (1)
LUGAR: PAJARITOS, VERACRUZ	UNIDAD: PLANTA DE LPG	
SERVICIO: ACUMULADOR INTERFASES DE L.P.G.	ACOTACION: P I E S	



BOQUILLA	No.	TAMAÑO	CLASE ANSI	SERVICIO	ORIENT.
A	1	20.32 cm	300 #	ENTRADA DE LPG DEL ACUMULADOR FINAL DE REFRIGERACION.	180°
B	1	20.32 cm	300 #	SALIDA DE VAPOR HACIA EL 2º PASO COMPRESOR DE REFRIGERACION.	0°
C	1	15.24 cm	300 #	SALIDA DE LPG LIQUIDO HACIA EL DOMO DE SUCCION.	0°
D <sub>1</sub> D <sub>2</sub>	2	5.08 cm	300 #	CONTROLADOR DE NIVEL LC-2024	105°
E <sub>1</sub> E <sub>2</sub>	2	5.08 cm	300 #	INDICADOR DE NIVEL LG-2030	265°
F <sub>1</sub> F <sub>2</sub>	2	5.08 cm	300 #	INTERRUPTOR DE ALARMA POR ALTO NIVEL LSH-2034	135°
G <sub>1</sub> G <sub>2</sub>	2	5.08 cm	300 #	INTERRUPTOR DE ALARMA Y PARO DEL COMPRESOR POR MUY ALTO NIVEL LSHH-2033	120°
I	1	1.905 cm	300 #	INDICADOR DE PRESION MANOMETRO P1-2031	255°
J	1	5.08 cm	300 #	BOQUILLA DE REPUESTO C/ TAPA	265°
N <sub>1</sub> N <sub>2</sub>	2	60.96 cm	300 #	ENTRADA HOMBRE C/ TAPA	300/60°
M	1	3.81 cm	300 #	PURGA DE NITROGENO	90°
O	1	3.81 cm	300 #	ENTRADA LPG DE BOMBAS DE RECIRCULACION	180°

# HOJA DE DATOS PARA RECIPIENTES A PRESION

CLIENTE: FACULTAD DE QUIMICA	TAG. TH-7	CANTIDAD: UNO (1)
LUGAR: PAJARITOS, VERACRUZ	UNIDAD: PLANTA DE LPG	
SERVICIO: ACUMULADOR DE INTERFACES LPG	ACOTACION: CENTIMETROS	



DISTRIBUIDOR DE LA CORRIENTE LIQUIDO VAPOR PROVE-  
NIENTE DEL ACUMULADOR FINAL DE REFRIGERACION DE  
L P G

## HOJA DE DATOS PARA RECIENTES A PRESION

CLIENTE FAC. DE QUIM. TAG. TH-4 CANTIDAD UNO(1)

LUGAR PAJARITOS, VERACRUZ. UNIDAD PLANTA DE LPG

SERVICIO ACUMULADOR FINAL DE LLENADO DE LPG.

## DATOS DE DISEÑO Y FABRICACION

CONSTRUCCION DE ACUERDO CON LA ULTIMA EDICION DE EL CODIGO ASME SECCION III DIV. I Y ANDENDUS.

PRESION DE DISEÑO: 21 KG/CM<sup>2</sup> A 348 °CPRESION DE OPERACION: 18.20 KG/CM<sup>2</sup> A 41 °C

RELEVO DE ESFUERZOS SI RADIOGRAFIA 100 M

TIPO DE TAPAS ELIPTICAS 2:1

EF. DE LA JUNTA-CUERPO 100M TAPAS 100 M

PRUEBA HIDROSTATICA (KG/CM<sup>2</sup>) TALLER 31.40 PRUEBA NEUM.

COEFICIENTE SISMICO 0.16

ANILLOS, FALDON Y BASE NO

ANILLOS DE AISLAMIENTO NO

ESCALERA NO MTS. PROTECCION MTS.

PLATAFORMAS NO

PINTURA PROTECCION ANTICORROSIVA.

TIPO DE INSTALACION HORIZONTAL

## DIMENSIONES APROXIMADAS

ALTURA (METROS.) 8.746

DIAMETRO INTERNO (MTS.) 2.59

PRODUCTO LPG

DENSIDAD DEL PRODUCTO 0.58 G/CM<sup>3</sup>

VOLUMEN TOTAL (MTS. CUBICOS) 50.78

ESPESOR (CMS.) CUERPO 9.71 TAPAS 9.16

ALTURA DE EMPAQUE (MTS.)

NIVEL DE OPERACION 144.78 MTS. DESDE BASE

NIVEL MINIMO DE OP. DESDE (CMS. MIN.) 88.82

## PESO APROXIMADO EN KG.

VACIO 80415.24 LLENO

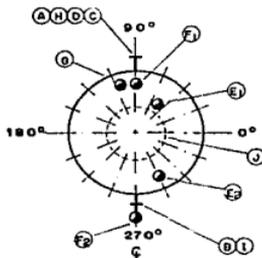
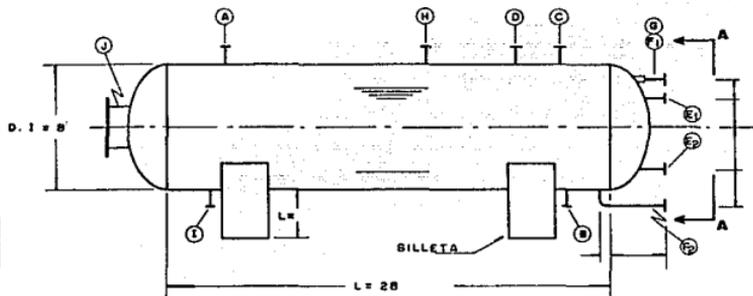
OPERACION LLENO DE AGUA 80207.00

EMBARQUE

COMENTARIOS U OTROS DATOS DE DISEÑO.

## HOJA DE DATOS PARA RECIPIENTES A PRESION

CLIENTE: FACULTAD DE QUIMICA	TAG. TM-4	CANTIDAD: UNO (1)
LUGAR: PAJARITOS, VERACRUZ	UNIDAD: PLANTA DE LPG	
SERVICIO: ACUMULADOR FINAL DE LLENADO LPG	ACOTACION: P I E S	



**VISTA A-A  
ORIENTACION**

NOTA: EL SUMINISTRO DEBERA INCLUIR SILLETAS

BOQUILLA	No.	TAMANO c.m.	CLASE ANSI	SERVICIO	ORIENT.
A	1	30.48	300 #	ENTRADA DE LPG LIQUIDO	90°
B	1	28.40	300 #	SALIDA DE LPG LIQUIDO	270°
C	1	10.16	300 #	SALIDA DE VAPOR DE LPG	90°
D	1	7.62	300 #	VALVULA DE SEGURIDAD PSV-1097	90°
E1 E2	2	5.08	300 #	CONTROLADOR DE NIVEL LG-1035	VER DIBUJO
F1 F2	2	5.08	300 #	CONTROLADOR DE NIVEL LG-1039	90/270°
G	1	1.905	300 #	INDICADOR DE PRESION (MANOMETRO) PI-1038	VER DIBUJO
H	1	5.08	300 #	CONEXION DE REPUESTO C/TAPA	90°
I	1	10.16	300 #	DRENAJE	270°
J	1	60.96	300 #	ENTRADA HOMBRE C/TAPA	0°

HUJA DE DATOS PARA RECIPIENTES A PRESION

CLIENTE FAC. DE QUIM. TAG. TH-5 CANTIDAD UNO(1)

LUGAR PAJARITOS, VERACRUZ. UNIDAD PLANTA DE LPG

SERVICIO DOMO DE FLASHEO DE LPG

DATOS DE DISEÑO Y FABRICACION

CONSTRUCCION DE ACUERDO CON LA ULTIMA EDICION DE EL CODIGO ASME SECC. III DIV. I Y ANDENDUS.

PRESION DE DISEÑO: 21 KG/CM<sup>2</sup> A 343 °C

PRESION DE OPERACION: 8.584 KG/CM<sup>2</sup> A -4 °C

RELEVO DE ESFUERZOS SI RADIOGRAFIA 100 M

TIPO DE TAPAS ELIPTICAS 2:1

EF. DE LA JUNTA-CUERPO 100M TAPAS 100 M

PRUEBA HIDROSTATICA (KG/CM2) TALLER 81.40 PRUEBA NEUM.

COEFICIENTE SISMICO 0.10

ANILLOS, FALDON Y BASE SI

ANILLOS DE AISLAMIENTO

ESCALERA SI MTS. PROTECCION SI MTS.

PLATAFORMAS SI

PINTURA PROTECCION ANTICORROSIVA.

TIPO DE INSTALACION VERTICAL

DIMENSIONES APROXIMADAS

ALTURA (METROS.) 14.8 FALDON 2.40

DIAMETRO INTERNO (MTS.) 8.66

PRODUCTO LPG

DENSIDAD DEL PRODUCTO 0.58 G/CM<sup>3</sup>

VOLUMEN TOTAL (MTS. CUBICOS) 171.27

ESPESOR (CMS.) CUERPO 5.14 TAPAS 4.88

ALTURA DE EMPAQUE (MTS.)

NIVEL DE OPERACION 3.2 MTS. DESDE LONGITUD TOTAL

NIVEL MINIMO DE OP. DESDE (CMS. MIN.) 228.6

PESO APROXIMADO EN KG.

VACIO 89224 LLENO

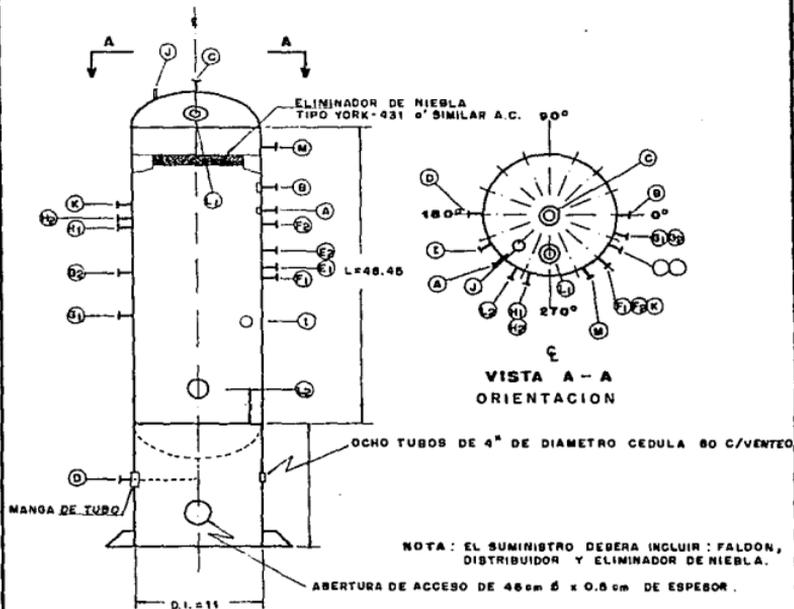
OPERACION 119077 LLENO DE AGUA 28551

EMBARQUE

COMENTARIOS U OTROS DATOS DE DISEÑO.

# HOJA DE DATOS PARA RECIPIENTES A PRESION

CLIENTE: FACULTAD DE QUIMICA	TAD: T.H.S	CANTIDAD: UNO (1)
LUGAR: PAJARITOS, VERACRUZ	UNIDAD:	PLANTA DE LPG
SERVICIO: DOMO DE FLASHEO DE LPG	ACOTACION:	PIES



BOQUILLA	No.	TAMANO Cm	CLASE ANSI	SERVICIO	ORIENT.
A	1	50.8	300 #	ENTRADA DE LIQUIDO - VAPOR PRVENIENTE DEL LPG DUCTO.	225°
B	1	47.72	300 #	ENTRADA DE LIQUIDO - VAPOR DEL ACUMULADOR FINAL DEL SISTEMA DE LLENADO.	0°
C	1	76.2	300 #	SALIDA DE VAPOR HACIA EL COMPRESOR DE LLENADO.	0°
D	1	40.64	300 #	SALIDA DE LIQUIDO HACIA EL TANQUE DE ALMACENAMIENTO FINAL.	180°
E <sub>1</sub> E <sub>2</sub>	2	5.08	300 #	TRANSMISOR DE NIVEL LT-1024	330°
F <sub>1</sub> F <sub>2</sub>	2	5.08	300 #	INDICADOR DE NIVEL L9-1025	315°
G <sub>1</sub> G <sub>2</sub>	2	5.08	300 #	INTERRUPTOR DE ALARMA POR ALTO NIVEL L9H-1022	345°
H <sub>1</sub> H <sub>2</sub>	2	5.08	300 #	INTERRUPTOR DE ALARMA Y PARO DEL COMPRESOR POR MUY ALTO NIVEL (LSRH-1051)	225°
I	1	3.81	300 #	PURGA DE NITROGENO.	210°
J	1	1.905	300 #	INDICADOR DE PRESION (MANOMETRO) P1-1023	225°
K	1	5.08	300 #	BOQUILLA DE REPUESTO C / TAPA	315°
L <sub>1</sub> L <sub>2</sub>	2	60.96	300 #	ENTRADA HOMBRE C / TAPA	270 / 240°
M	1	1.905	300 #	TRANSMISOR DE PRESION P1-1020	300°

HOJA DE DATOS PARA COMPRESORES CENTRIFUGOS				
CLIENTE <u>FAC. DE QUIMICA</u>		TAG. <u>BC-1A,B,C Y D</u>		
CANTIDAD <u>CUATRO (4)</u>		LUGAR <u>PAJARITOS, VERACRUZ.</u>		
UNIDAD <u>PLANTA DE LPG.</u>				
SERVICIO <u>COMPRESORES DE LLENADO DE LPG</u>				
COMPRESOR TIPO _____	RPM. MAX. _____			
SELECCION _____	MIN. _____			
UD. MOTRIZ: TIPO _____	POT. NOM. (HP) _____			
CONDICIONES DE PROCESO				
GAS MANEJADO _____ PRESION BAR. _____ (KG/CM <sup>2</sup> ) _____ CAPACIDAD (SCMM) _____ (KG/MIN) _____		OTRAS CONDICIONES DE DIS		
		A	B	C
	LPG	1er PASO	2o PASO	
		1	-	
		212	694.82	
	981.18	70.51		
CONDICIONES DE SUCCION				
PRES. (KG/CM <sup>2</sup> ) _____		1	4.5	
TEMPERATURA (°C) _____		-42.6	4.4	
HUMEDAD REL. _____		0	0	
PESO MOLECULAR _____		48.71	48.48	
Cp/Cv (K1) _____		1.1527	1.142	
FAC. DE COMPRESIBILIDAD (Z1) _____		0.965	0.9198	
CAPACIDAD (ICMM) _____		169.68	127.01	
CONDICIONES DE DESCARGA				
PRESION (KG/CM <sup>2</sup> ) _____		4.5	19.0	
TEMPERATURA (°C) _____		21.7	75.0	
Cp/Cv (K2) _____		1.1484	1.1226	
FAC. DE COMP (Z2) _____		0.9515	0.8662	
POT. REQ./UD (BHP) _____		8518.58		
VELOCIDAD (RPM) _____		10050	10050	
CARGA POLIT. _____				
EFIC. POL. (N) _____		78	78	
PTO. GARANTIZADO _____		PUNTO DE DISEÑO		
CURVA DE FUNC. NO _____				
CONTROL				
METODO:				
<input type="checkbox"/> BY PASS DE: _____ A: _____				
<input type="checkbox"/> BY PASS ANTISURGE: <input type="checkbox"/> MANUAL <input type="checkbox"/> AUTOMATICO				
<input type="checkbox"/> APERTURA EN LA SUCCION DE: _____ A: _____				
SEÑAL: <input checked="" type="checkbox"/> FUENTE <u>NEUMATICO</u>				
PARA CONTROL NEUM. <u>8 A 15 PSI</u>				
OBSERVACIONES: _____				

HOJA DE DATOS PARA COMPRESORES RECIPROCANTES					
CLIENTE FAC. DE QUIMICATAG. BC-2A,B Y C CANTIDAD TRES(3)					
LUGAR PAJARITOS, VER. UNIDAD PLANTA DE LPG.					
SERVICIO: COMPRESORES DE REFRIGERACION DE LPG.					
COMPRESOR TIPO: _____ RPM MAX. 514					
SELECCION: 440 MIN 300					
UD. MOTRIZ TIPO: MOTOR ELECTRICO POT. NOMINAL (HP) 1180					
④ 440 RPM POR <input checked="" type="checkbox"/> COMP. <input type="checkbox"/> FAB.					
CONDICIONES NOMINALES DE OPERACION (CADA MAQUINA)					
PARTIDA No/SERVICIO		1a	2a	NORMAS APLICABLES	
ETAPA				<input checked="" type="checkbox"/> API 618	
GAS A COMPRIMIR		LPG		<input type="checkbox"/> API 615	
CORROSION CAUSADA POR				<b>ACCESORIOS</b>	
HUMEDAD RELATIVA				EL FAB. DEBERA SU-	
PESO MOL A LA SUCCION		48.56	47.6	MINISTRAR.	
Cp/CV A LA SUCCION		1.14	1.148	<input checked="" type="checkbox"/> AMORTIGUADORES DE	
Cp/CV A LA DESCARGA				PULSACION (COM-	
TEMP. DE SUCCION (°C)		-44.4	8.9	PUERTAS) (BOTELLAS	
PRESION DE SUCC. (KG/CM <sup>2</sup> )		1	4.5	<input checked="" type="checkbox"/> TUBERIA DE INTER-	
TEMP. DE DESC. (°C)		16.7	65	CONEXIONES ENTRE	
PRES. DE DESC. (KG/CM <sup>2</sup> )		4.5	10.80	ETAPAS.	
"Z" A LA SUCCION		0.92	0.885	<input checked="" type="checkbox"/> TABLEROS DE INS-	
"Z" A LA DESCARGA				TRUMENTOS.	
CAPACIDAD NORMAL				<input type="checkbox"/> INDICADORES DE	
KG/HR (HUMEDO)		10520	15690	FLUJO.	
CMM A LA ENTRADA CORREG.		75	91.18	<input type="checkbox"/> TANQUE RECIBIDOR.	
MMSCFD POR SCFM				PESO NETO DE LA UD.	
POT. AL FRENO/ETAPA (BHP)				INCLUYENDO	
POT. AL FRENO NORMAL				U. MOTRIZ Y	
CAPACIDAD DE SELECCION				BASE (KG) 1587d	
LB/HR (HUMEDO)				PESO DE MONTAJE(KG)	
CFM A LA ENT. CORREGIDO				2048	
MMSCFD POR SCFM				P. DE MANTENIMIENTO	
POT. AL FRENO/ETAPA(BHP)				(KG) 9d.72	
POT. AL FRENO MAX. (GARAN-		1070		ESPACIO PARA DESM.	
TIZADA).				VASTAGOS 2 MTS.	
CONTROL DE CAPACIDAD					
PARA PERMITIR OPERAR A					
UNA CARGA DE 1er PASO	100%	75%	50%	25%	0%
CAPAC. A LA ENTRADA DE					
(CMM).	75	56	37.5		
BOLSAS/VALVULAS ABIERTAS	-	V. A.	V. A.		
PRESION DE ENTRADA KG/CM <sup>2</sup>	1	1	1		
PRES. DE DESCARGA KG/CM <sup>2</sup>	4.54	4.54	4.54		
TEMPERATURA DE DESC. (°C)	0	0	0		
POT. AL FRENO/ETAPA(BHP)	400	305	205		
POT. AL FRENO TOTAL(BHP) A 100 %			400		

HOJA DE DATOS PARA COMPRESORES RECIPROCANTES HOJA 2/2

PARA PERMITIR OPERAR A UNA CARGA DE 20 PASOS CAPAC. A LA ENTRADA DE (GMM).	100N	75N	50N	25N	0N
BOLSAS/VALVULAS ABIERTAS	31.18	28.36	15.6	_____	_____
PRESION DE ENTRADA $\text{KG}/\text{CM}^2$	4.5	4.5	4.5	_____	_____
PRES. DE DESCARGA $\text{KG}/\text{CM}^2$	19.80	19.80	19.80	_____	_____
TEMPERATURA DE DESC. (°C)	65	65	65	_____	_____
POT. AL FRENO/ETAPA (BHP)	670	505	240	_____	_____
POT. AL FRENO TOTAL (BHP) A 100 N	_____	_____	670	_____	_____

EL CONTROL DE CAPACIDAD SE EFECTUARA POR:

- CONTROL AUTOMATICO DEL FABRICANTE:
- ARRANQUE Y PARO  2 PASOS
- 3 PASOS  4 PASOS
- PILOTO A PRESION RECOMENDADA.
- PILOTO POR INSTRUMENTO DEL COMPRADOR CON SEÑAL DE AIRE DE \_\_\_\_\_ ( $\text{KG}/\text{CM}^2$ )
- BOLSAS DE CLARO  FIJAS  VARIABLES
- MANUALES  AUTOMATICAS
- VALVULA DE DESCARGA DE LA SUCCION  MANUAL  AUTOMATICA
- A FALLA DE AIRE/CORRIENTE EL COMPRESOR DEBERA:
- DESCARGAR  CARGAR.

OBSERVACIONES:

\_\_\_\_\_

\_\_\_\_\_

\_\_\_\_\_

\_\_\_\_\_

HOJA DE DATOS DE INTERCAMBIADORES DE CALOR

CLIENTE FAC. DE QUIMICA TAG. CH-10 CANTIDAD: UNO (1)  
 LUGAR: PAJARITOS, VER. UNIDAD PLANTA DE LPG.  
 SERVICIO CONDENSADOR DE REFRIGERACION DE LPG  
 TAMAÑO 104.14 X 487.08 CM.  
 TIPO \_\_\_\_\_ HOR. \_\_\_\_\_ VER. X  
 CONECTADO EN: \_\_\_\_\_ SERIE X PARALELO \_\_\_\_\_  
 SUP. EFEC. P/CORAZA 338.8 M<sup>2</sup> CORAZAS P/UD. DOS  
 SUP. EFEC. P/UD. 677.8 CM. 2

COMPORTAMIENTO POR UNIDAD

FLUIDO CIRCULANTE	LADO DE LA CORAZA		LADO DE TUBOS	
	LPG		AGUA	
TOTAL DEL FLUIDO CIRCULANTE (KG/HR)	95802		538347.4	
	ENTRADA	SALIDA	ENTRADA	SALIDA
VAPOR (KG/HR)	95,802	95,802		
LIQUIDO (KG/HR)				
VAPOR DE AGUA (KG/HR)				
AGUA (KG/HR)			538347.4	538347.4
NO CONDENSABLE (KG/HR)				
GRAVEDAD ESP. DE LIQ.				
PESO M. DE VAPORES.	41.8	41.8		
P. M. DE NO CONDENS.				
VISCOSIDAD: (CP)	0.00968	0.06		
CALOR ESPEC.: LATENTE (BTU/LB OF PIE)				
CONDUCTIVIDAD TERMICA (BTU/HR OF PIE)	0.0189	0.0725		
TEMPERATURA (°C)	74.4	40.56	32.2	37.78
PRES. DE OPER. (KG/CM <sup>2</sup> )	18.97	18.18	9.49	8.20
VELOCIDAD (CM/SEG)			1.22	
NUMERO DE PASOS	1		2	
CAIDA DE PRES. KG/CM <sup>2</sup>	PERM. .19		PERM. .36	
FACTOR DE ENSUCIAMIENTO (HROFFIE 2/BTU)	0.009		0.009	
CARGA TERMICA	796.18 (CAL/SEG)		SERVICIO LIMPIO	

CONSTRUCCION

PRESION (PSI)	DIS.	PRUE.	DIS. 7.0	PRUE.
TEMPERATURA DE DIS.	349.33 (°C)		349.33 (°C)	
No DE TUBOS 1548	D. E. 1.905	CM CALIBRE	16	BWG
LONGITUD DE TUBOS 4.88	CM	PASO 2.54	CM	D
DIAMETRO DE CORAZA 1.22	M	DIAMETRO HAZ		
TIPO DE BAFLÉ LONGITUDINAL	BAFLÉ DE CHOQUE (SI) (NO)			
OBSERVACIONES:				
_____				
_____				
_____				

HOJA DE DATOS DE INTERCAMBIADORES DE CALOR

CLIENTE FAC. DE QUIMICA TAG CH-PA, B, C, D CANTIDAD: CUATRO (4)  
 LUGAR: PAJARITOS, VER. UNIDAD 2 PLANTA DE LPG.  
 SERVICIO CONDENSADOR DE LLENADO DE LPG.

TAMAÑO: 100.22 X 407.7 CM  
 TIPO \_\_\_\_\_ HOR. \_\_\_\_\_ VER. \_\_\_\_\_  
 CONECTADO EN: \_\_\_\_\_ SERIE E X PARALELO \_\_\_\_\_  
 SUP. EFEC. P/CORAZA 307.1 M CORAZAS P/UD. DOS  
 SUP. EFEC. P/UD. 784.4 M.

COMPORTAMIENTO POR UNIDAD

FLUIDO CIRCULANTE	LADO DE LA CORAZA		LADO DE TUBOS	
	LPG		AGUA	
TOTAL DEL FLUIDO CIRCULANTE (KG/HR)	55,904		806,190	
	ENTRADA	SALIDA	ENTRADA	SALIDA
VAPOR (KG/HR)	55904	2151		
LIQUIDO (KG/HR)				
VAPOR DE AGUA (KG/HR)				
AGUA (KG/HR)			806190	806190
NO CONDENSABLE (KG/HR)				
GRAVEDAD ESP. DE LIQ.				
PESO M. DE VAPORES.	42	42		
P. M. DE NO CONDENS.				
VISCOSIDAD: (CP)	0.00955	0.06727		
CALOR ESPEC. : LATENTE (BTU/LB OF PIE)				
CONDUCTIVIDAD TERMICA (CAL/SEG OC MTS.)	-0.00018	-0.00097		
TEMPERATURA (OC)	67.78	40.56	32.2	37.80
PRES. DE OPER. (KG/CM2)	18.40	18.20	8.5	8.00
VELOCIDAD (CM/SEG)				
NUMERO DE PASOS	1		2	
CAIDA DE PRES (KG/CM)	PERM. 0.18		PERM. 10	
FACTOR DE ENSUCIAMIENTO (HROFPIE 2/BTU)				
CARGA TERMICA 1244.11 (CAL/SEG)			SERVICIO	LIMPIO

CONSTRUCCION

PRESION (KG/CM^2)	DIS. 22.9 PRUE.		DIS. 7.0 PRUE.	
TEMPERATURA DE DIS.	299.99 (OC)		343.39 (OC)	
No DE TUBOS 1804 D. E. 1.905	CM CALIBRE 16		BWO	
LONGITUD DE TUBOS 5.0	CM PASO 1	CM	□	
DIAMETRO DE CORAZA	CM	DIAMETRO HAZ		
TIPO DE BAFLE LONGITUDINAL	BAFLE DE CHOQUE (SI) (NO)			
OBSERVACIONES:				
_____				
_____				
_____				

**4. d. O CRITERIOS DE DISEÑO BAJO CODIGOS Y NORMAS DE EQUIPO CONTRA INCENDIO Y AISLAMIENTO.**

Dentro del sistema contra incendios encontramos:

**1. LA RED CONTRA INCENDIO:**

La red contra incendio contará con una distribución de agua intercomunicada, de tal forma que generalmente forma circuitos cerrados en áreas y zonas que protege, contando además con sus respectivas salidas para hidrantes, monitores y sistemas fijos de aspersores y niebla.

**2. FUENTE DE ABASTECIMIENTO:**

Es una fuente primaria (agua salada de laguna) y la velocidad del agua es entre 1.2 a 2.4 m/seg.

**3. BOMBAS CONTRA INCENDIO:**

Estas bombas suministrarán un 150% del gasto total necesario para satisfacer el riesgo mayor de la instalación durante un período de 8 hrs mínimo.

Es de tipo vertical, accionada por motor eléctrico y otra por motor de combustión ó turbina de vapor para este tipo de bomba, la presión desarrollada es de 140% de la carga total requerida que es aproximadamente de 15 Kg/cm<sup>2</sup>.

Cuando la presión de descarga sea como mínimo 65% de la carga nominal deben proporcionar el 150% del gasto nominal además deberán arrancar automáticamente a través de los detectores instalados para tal fin (fuego o humo). La capacidad nominal de esta bomba es de 500 GPM.

Otro sistema de seguridad con que cuenta esta instalación es el de espuma con las siguientes características:

1. Espuma Mecánica.
2. Espuma Química.

La planta contará con una entrada de espuma por cada 500 m<sup>2</sup> de superficie protegida.

La aplicación de la espuma resultante por lo menos es de un galón/min. de agua por cada m<sup>2</sup> de superficie del tanque protegida.

Estos sistemas adicionalmente cuentan con los siguientes accesorios.

1. Mangueras, las cuales ocupan un lugar preponderante para combatir los siniestros y entre los estándares las más comunes son:

DIAMETRO (cm.)	CARACTERISTICAS
3.81	a) Tubo interior de hule. b) uno o más forros exteriores tejidos de algodón. c) Espesor uniforme. d) Superficie interior lisa.
6.35	a) Tubo interior de hule. b) Uno o más forros exteriores tejidos de algodón. c) Espesor uniforme. d) Superficie interior lisa.
3.81	a) Tubo interior de hule natural o sintético. b) Uno o más forros exteriores tejidos de fibra sintética.
6.35	IDEM.

2. Hidrantes, estos hidrantes dentro de la red de agua contra incendio son de gran importancia ya que son dispositivos para salida de agua con una o más tomas.

Los hidrantes deberán ser de 3.8 cm de diámetro y proporcionan un gasto de 5 lt/seg, y de 6.3 cm de diámetro los cuales proporcionan un gasto de 16 lt/seg.

La presión del agua de salida de los hidrantes o monitores nunca debe ser menor de 7 Kg/cm<sup>2</sup> man.

Las pérdidas a través del hidrante no serán mayores de  $0.14 \text{ Kg/cm}^2$  al estar trabajando con su gasto máximo.

Se sitúan en la planta a espacios de unos 160 mts. aproximadamente.

3. Conexiones, Estas conexiones son del tipo hembra giratoria por un lado y fija por el otro de 3.81 cm de diámetro interior. Estas conexiones se utilizan para mangueras de servicio de agua, mangueras de succión, tomas de hidrantes, succión o descarga de bombas del sistema de contraincendio, boquillas, adaptadores, reductores, tapones etc.

4. Boquillas, Estas boquillas son de 2 secciones para usarse en mangueras de agua contraincendio y su diámetro es de 3.81 cm.

La presión de salida de estas boquillas nunca es menor de  $7.1 \text{ Kg/cm}^2$  las cuales proporcionan un gasto de 7.56 lt/seg. a 15.12 lt/seg. y tienen un alcance mínimo del chorro del agua de 30 mts. y de 9.12 mts. para el cono de niebla.

Las boquillas de 6.35 cm. de diámetro son uniformes, lisas y se usan para mangueras del servicio de contraincendio en la formación de espuma mecánica además se instalan en monitores del servicio de agua contraincendio.

5. Extinguidores, además de los sistemas de protección anteriores la planta cuenta con extinguidores los cuales pueden evitar daños materiales y personales severos por lo que se debe de tener los adecuados y suficientes.

#### TIPOS DE EXTINGUIDORES:

a) Espuma química (sulfato de aluminio y de bicarbonato de sodio con estabilizador).

Estos son usados para incendios clase A (materiales sólidos) y la distancia entre estos extinguidores es de 60 mts.

b) Polvo químico seco (bicarbonato de potasio o sodio). Estos son usados para incendios clase B (líquidos inflamables), la distancia máxima entre extinguidores es de 30 mts.; para esta

clase de incendios también se puede usar extinguidores de espuma seca.

c) De bióxido de carbono líquido. Estos son usados para incendios clase C (Instalaciones eléctricas), su colocación en casetas; para esta clase de incendios también se puede usar extinguidores de polvo químico seco.

d) Para incendios de tipo D (metales y combustibles se usa extinguidores de bióxido de carbono líquido y de polvo químico seco. Su colocación es en casetas.

Como apoyo externo la planta cuenta con :

#### 5. Equipo móvil:

Dentro de este equipo móvil tenemos a los camiones contraincendio los cuales admiten una carga de 550 Kg además de todos sus aditamentos y otras cargas del camión. Cuenta con una bomba de agua tipo centrífuga la cual descarga estando operando  $14.1 \text{ Kg/cm}^2$  ( $200 \text{ lb/in}^2$ ), el 70% de gastos bombeado a  $10.5 \text{ Kg/cm}^2$  ( $150 \text{ lb/in}^2$ ) y el 50% cuando trabaja a  $17.8 \text{ Kg/cm}^2$  ( $250 \text{ lb/in}^2$ ) además cuenta con el siguiente equipo:

- a) Equipo especial para generar espuma mecánica.
- b) 2 reflectores.
- c) 1 sirena.
- d) Luz intermitente roja.
- e) Por lo menos 4 extinguidores de 9 ó 14 Kg.
- f) 1 escalera de 4 mts. a una escalera tensible de 7 mts.
- g) 20 mangueras de 6.35 ó 3.81 cm
- h) 2 mangueras rígidas de hule para succionar.
- i) 2 boquillas de niebla por lo menos.
- j) 24 botes de líquido estabilizador para espuma mecánica.
- k) 2 boquillas para espuma mecánica.
- l) 2 proporcionadores de línea.
- m) 2 pitones para 3.81 ó 6.35 cm.
- n) 2 reductores ÜYÜ de 10.16 cm a dos 3.81 ó 6.35 cm.
- ñ) 2 conexiones doble hembra de 3.81 ó 6.35 cm.
- o) 2 conexiones doble macho de 3.81 ó 6.35 cm.

- p) 2 taponos macho de 6.35 cm ó 3.81 cm.
- q) 4 abrazaderas para manguera de 6.35cm ó 3.81 cm.
- r) 6 pares de botas de hule altas.
- s) 2 trajes para acercarse al fuego.
- t) 2 llaves ajustables.
- u) 2 mascarillas contra gases tipo autosuficientes.
- v) 6 llaves para acoplar mangueras de 3.81 ó 6.35 cm. y de 10.16 cm. de diámetro.
- w) 2 hachas de 6 Kg con un extremo plano y el otro pico.
- x) 2 palas.
- y) 1 pico.
- z) 1 botiquín para primeros auxilios.

Además se cuenta con vehículos auxiliares.

1. Vehículo con extinguidores de polvo de capacidad adecuada, así mismo cuenta con una bomba portátil para agua contra incendio que puede generar espuma mecánica también.

Las mangueras disponibles en casetas contra incendio están enrolladas en los tambores de carros para manguera, con 75 mts. de manguera cada uno.

La caseta contra incendio de la planta esta equipada con lo siguiente:

- a) 2 extinguidores de espuma química de 9.5 lts.
- b) 2 Extinguidores de espuma mecánica equivalentes.
- c) 2 extinguidores de polvo seco de 9 ó 14 Kg.
- d) 1 extinguidor de espuma química de 150 lts.
- e) 1 extinguidor de espuma mecánica equivalente.
- f) 1 extinguidor de polvo seco de 70 Kg.
- g) 1 extinguidor de polvo seco de 160 Kg.
- h) 1 carro con 5 mangueras y una boquilla para niebla de agua.
- i) 1 carro con 12 botes de líquido estabilizador para espuma, con 5 mangueras, una boquilla con reductor y un mezclador, un proporcionador, 5 mangueras y una boquilla de chorro.

#### 4. P. 2 AISLAMIENTO.

El uso del aislamiento, es con la finalidad de conservar una temperatura baja en el sistema.

El aislamiento de equipo, recipientes y tubería es de material tipo de espuma rígida de uretano puesto que la temperatura de operación es menor de 5°C.

Se deberá aplicar sobre la superficie seca y limpia.

Este material aislante se deberá proteger contra la interperie.

#### 4.7.0. DESCRIPCION DEL PROCESO DE ALMACENAMIENTO CRIOGENICO.

##### SISTEMA DE REFRIGERACION:

El sistema consta de 4 tanques de almacenamiento con su respectivo equipo los cuales se operan en función de los siguientes sistemas.

##### SISTEMA DE COMPRESION:

Los vapores de LPG se extraen por la parte superior de cada tanque de almacenamiento através de una línea provista de válvulas que deben permanecer siempre abiertas con el fin de suministrar fluido en forma segura a los compresores.

El vapor que sale de los sistemas de almacenamiento pasa por los tanques de succión (TH-6A, TH-6B). Este vapor raramente contiene líquido por ser extraído de la parte superior del tanque sin embargo los tanques de succión se instalan para evitar que los compresores succionen líquido y se dañen. Los tanques de succión están equipados por: a) Una línea interior en forma de anillo en la cual fluye LPG líquido proveniente del acumulador de interfase TH-7 y va a los tanques de almacenamiento.

Este líquido tiene una temperatura mayor que el vapor que pasa por los tanques TH-6A y TH-6B y sirve para evaporar el LPG líquido que se pudiera acumular en estos tanques.

b) Un eliminador de neblina con el fin de eliminar el posible arrastre de pequeñas partículas de líquido en el vapor.

Los vapores pasan desde los tanques de succión a cualquiera de los compresores de refrigeración o de llenado de LPG. Los compresores de refrigeración (BC-2A, BC-2B, BC-2C) succionan el LPG correspondiente al sistema de refrigeración del cabezal común de ambos tipos de compresores.

Los tres compresores son accionados por motor eléctrico y tienen capacidad cada uno del 50% de los requerimientos de refrigeración de LPG totales (considerando los 4 tanques llenos de LPG), es decir, cada compresor trabajará cubriendo las necesidades de refrigeración de dos tanques de almacenamiento y el otro compresor quedará de reserva.

Los compresores de refrigeración son capaces de arrancar y entrar en carga automática.

Los vapores de LPG entran a los compresores de refrigeración a través de las botellas de pulsación de succión de la primera etapa. Se suministra conexión para purga de nitrógeno en todas las líneas de succión, con el objeto de remover el LPG antes de las operaciones de mantenimiento. En la primera etapa los vapores de LPG se comprimen hasta  $3.5 \text{ Kg/cm}^2$  man. y  $17.0^\circ\text{C}$ , después pasan a las botellas de pulsación de descarga de la primera etapa, descargando en una línea en la que se une a un flujo de vapor proveniente del acumulador de interfases (TH-7), con lo que los vapores de la interetapa se enfrían hasta  $9.0^\circ\text{C}$  y después se succionan por la segunda etapa de los compresores de refrigeración pasando previamente por las botellas de pulsación de succión correspondientes, estos vapores se comprimen en la segunda etapa hasta  $19.0 \text{ Kg/cm}^2$  man. y  $74.0^\circ\text{C}$  posteriormente pasan a las botellas de pulsación de descarga de la segunda etapa, descargando finalmente en un cabezal común que alimenta al condensador del compresor de refrigeración de LPG (CH-10). En el condensador los vapores de LPG se condensan con agua de enfriamiento que fluye por el interior de los tubos, y el LPG líquido a  $41.0^\circ\text{C}$  pasa a los acumuladores finales de los compresores de refrigeración (TH-8).

El LPG líquido se regresa desde el TH-8 al TH-7 donde se flashea, creandose el equilibrio vapor-líquido a  $3.5 \text{ Kg/cm}^2$  man. y  $-9.0^\circ\text{C}$ .

El líquido remanente que se acumula en el fondo del TH-7 se regresa a los tanques de almacenamiento pasando antes por el interior de la línea que tienen los tanques de succión (TH-6A y TH-6B) y por los separadores de aceite de LPG (FA-25).

## SISTEMA DE LLENADO:

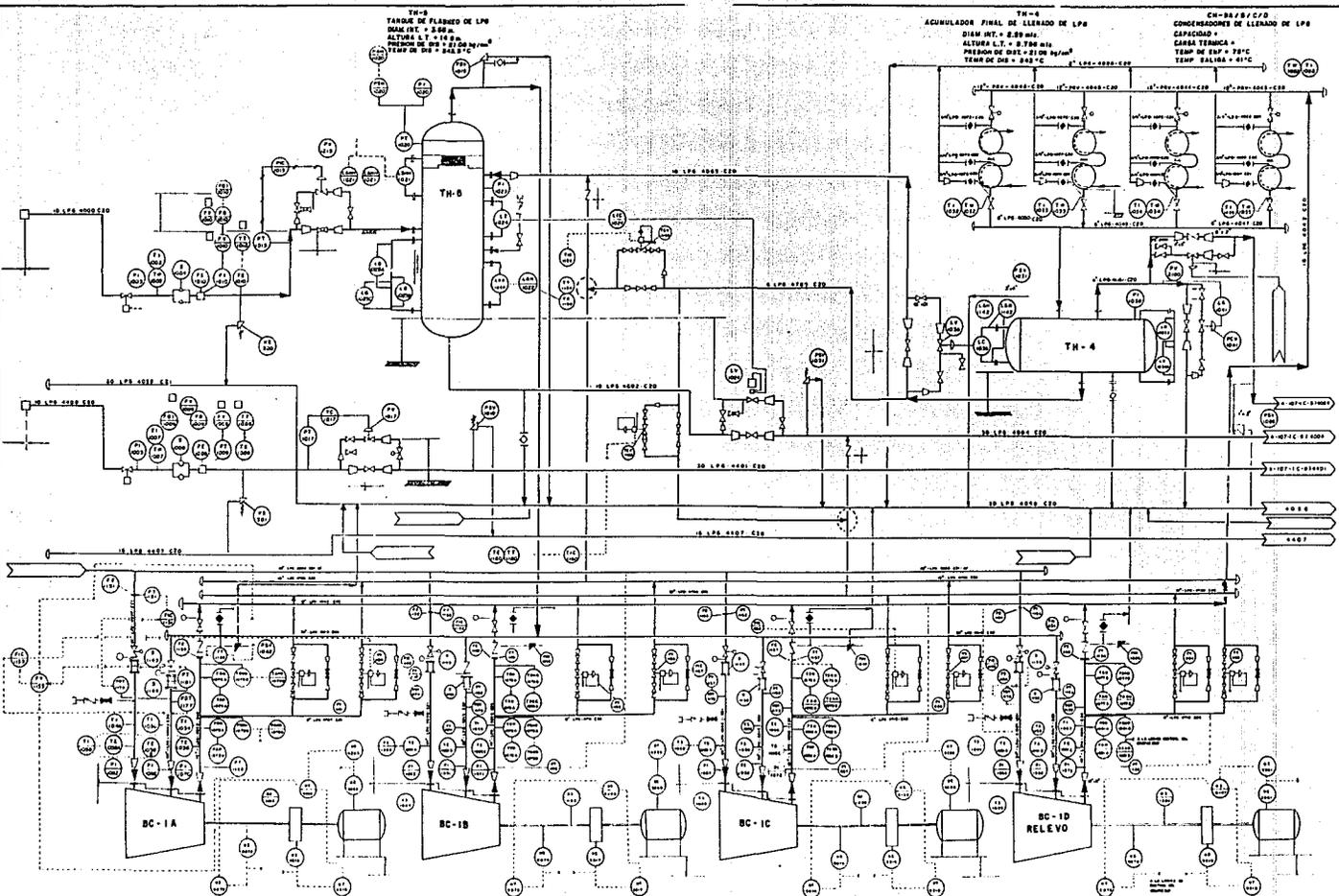
El LPG proveniente del LPGDUCTO a  $17 \text{ Kg/cm}^2$  y  $30^\circ\text{C}$  entra al tanque TH-5, donde se flashea a aproximadamente  $3.5 \text{ Kg/cm}^2$  man. bajando su temperatura a  $-4^\circ\text{C}$ , produciéndose vapor. Este vapor frío lo succionan las segundas etapas de los compresores de llenado de LPG (BC-1A, BC-1B, BC-1C y BC-1D) y el líquido remanente del flasheo se envía al tanque de almacenamiento.

Las primeras etapas de los compresores de llenado succionan LPG vapor de los tanques de almacenamiento pasando primero a los tanques de succión (TH-6A y TH-6B).

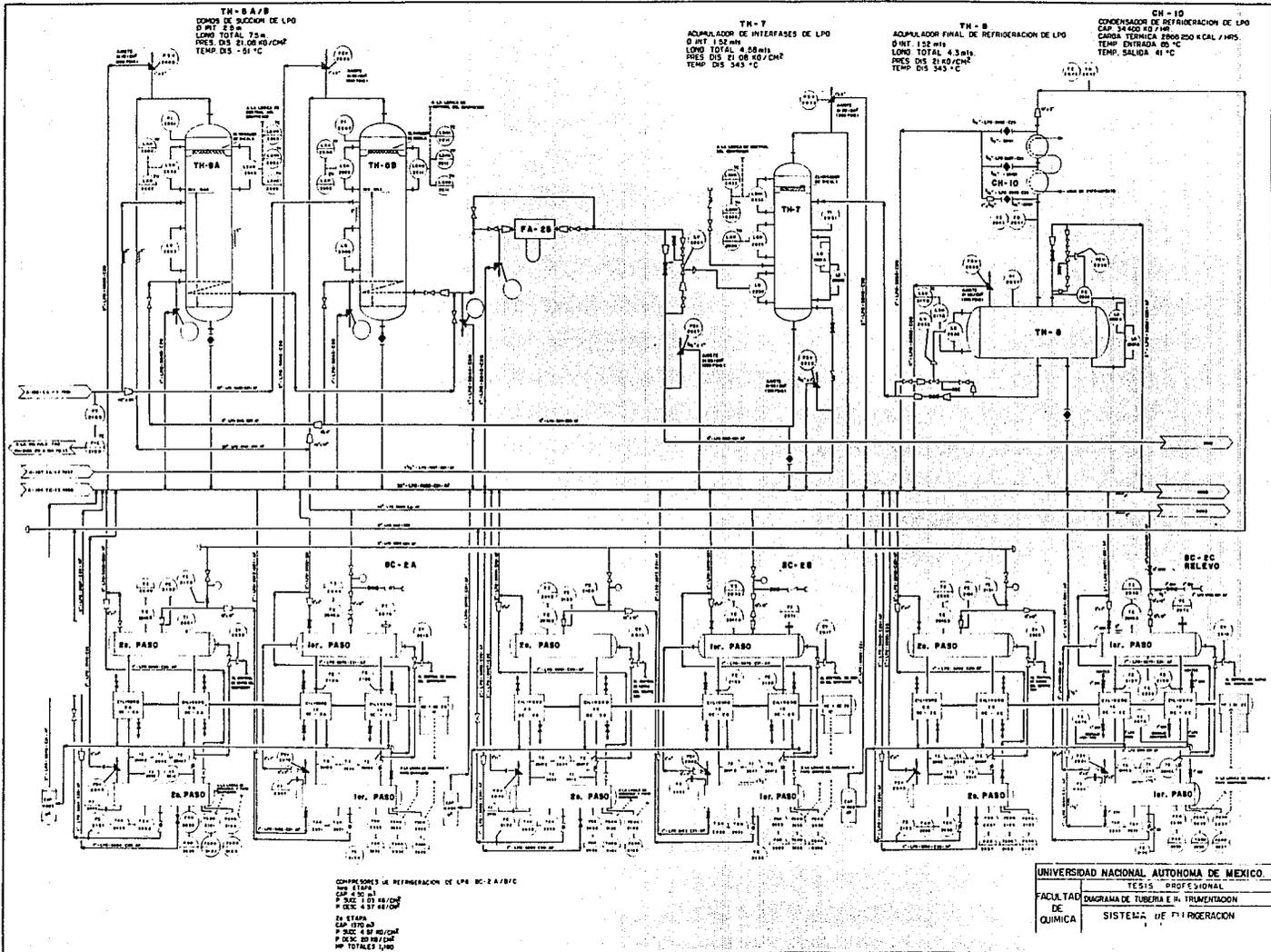
Las líneas de succión y descarga de estos compresores también están provistas de conexiones para purga de nitrógeno con el objeto de remover el LPG antes de las operaciones de mantenimiento.

En la primera etapa, los vapores se comprimen hasta  $3.5 \text{ Kg/cm}^2$  y  $17^\circ\text{C}$ . La descarga del primer paso se une al flujo de vapor proveniente del tanque de flasheo (TH-5) enfriándose hasta  $3^\circ\text{C}$ . Estos vapores se comprimen en la segunda etapa hasta  $19.0 \text{ Kg/cm}^2$  y  $68^\circ\text{C}$  descargando finalmente a un cabezal común que alimenta a los condensadores de llenado de LPG (CH-9A, B, C y D). en los que los vapores de LPG se condensan con agua de enfriamiento, que fluye por el interior de los tubos y el LPG ya líquido a  $41^\circ\text{C}$  pasa al acumulador final de llenado (TH-4).

El LPG líquido fluye del TH-4 al tanque de flasheo (TH-5) donde se flashea. El líquido remanente que se acumula en el tanque de flasheo regresa al tanque de almacenamiento.



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO.  
 TESIS PROFESIONAL  
 ACUL TAD DE QUIMICA DE INSTRUMENTACION  
 SISTEMA DE LLENADO L.P.G.



**TH-BA/B**  
 DOMOS DE SUCCION DE LPO  
 Ø INT. 150 mm  
 LONG TOTAL 7.5 m  
 PRES DS 21.08 kg/cm<sup>2</sup>  
 TEMP DS -91 °C

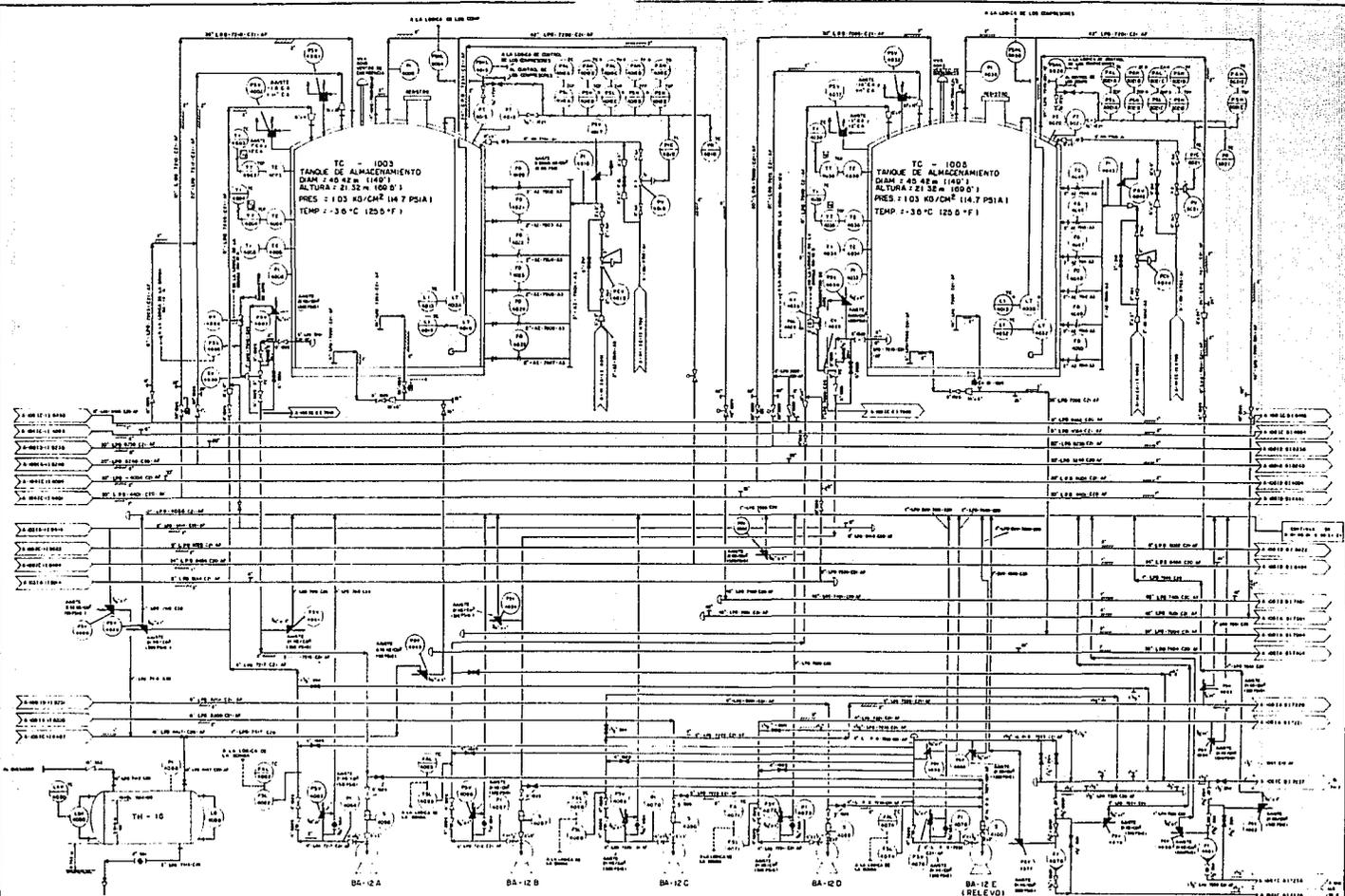
**TH-T**  
 ACUMULADOR DE INTERFASES DE LPO  
 Ø INT. 150 mm  
 LONG TOTAL 4.58 m  
 PRES DS 21.08 kg/cm<sup>2</sup>  
 TEMP DS 343 °C

**TH-B**  
 ACUMULADOR FINAL DE REFRIGERACION DE LPO  
 Ø INT. 150 mm  
 LONG TOTAL 4.3 m  
 PRES DS 21.08 kg/cm<sup>2</sup>  
 TEMP DS 343 °C

**CH-10**  
 CONDENSADOR DE REFRIGERACION DE LPO  
 CAP 34.000 kg/Hr  
 CARGA TERMICA 2800.250 Kcal/Hrs.  
 TEMP ENTRADA 80 °C  
 TEMP SALIDA 41 °C

COMPRESORES DE REFRIGERACION DE LPO BC-2A/B/C  
 Ø INT. 150 mm  
 Ø EXT. 200 mm  
 P DS 21.08 kg/cm<sup>2</sup>  
 P SC 4.91 kg/cm<sup>2</sup>  
 Zc STAMP  
 CAP 1000 kg  
 P DS 4.91 kg/cm<sup>2</sup>  
 P SC 20.80 kg/cm<sup>2</sup>  
 Ø EXT. 200 mm  
 Ø INT. 150 mm  
 Ø TOTALES 1.90

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO  
 TESIS PROFESIONAL  
 FACULTAD DE QUIMICA  
 DIAGRAMA DE TUBERIA E.H. TRILMENTADON  
 DE SISTEMAS DE REFRIGERACION



TH-10  
 BOMBO DE VENTOS DE LPM  
 DIAM 101.6 mm (4")  
 DST. 1.7 x 3.04 m (5'6")  
 PRES 103.4 kg/cm² (14.7 PSIA)  
 TEMP DS 134.3 °C (273.7 °F)

BA-12 A/B/C/D/E  
 BOMBAS DE RECIRCULACION  
 CAP 7.68 LPM (200 GPM)  
 PRES DS 114.8 kg/cm² (16.6 PSIA)  
 PRES DS 114.8 kg/cm² (16.6 PSIA)  
 3.8 x 3.8 mm

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO.  
 TESIS PROFESIONAL  
 FACULTAD DE QUIMICA  
 DIAGRAMA DE TUBERIA E INSTRUMENTACION  
 SISTEMA DE RECIRCULACION  
 L. P. G.



#### V. -OPERACIONES CRITICAS DEL SISTEMA DE ALMACENAMIENTO CRIOGENICO DE LPG.

Los hidrocarburos ligeros (metano y etano) presentan una temperatura de ebullición baja y una presión de vapor alta en comparación al propano, butano y pentano.

Si la cantidad de ligeros contenidos en el LPG sobrepasa la cantidad máxima permitida (0.6 % en volumen) traerá como consecuencia el presionamiento del tanque de almacenamiento debido a que estos ligeros por sus propiedades antes mencionadas pasarán en primer lugar a la fase vapor, ocasionando problemas operativos tales como: El control de la presión y el manejo de mayor cantidad de vapores en el sistema de refrigeración.

Otro problema que ocasionará el gran contenido de hidrocarburos ligeros en el LPG será la formación de colchones o capas de vapor en los condensadores del sistema de llenado esta formación de capas reducirá la eficiencia de condensación, ocasionando un sobrecalentamiento en el equipo de compresión debido a que la cantidad de vapores comprimidos por estos compresores será mayor a su capacidad. La reducción de la eficiencia de condensación también la ocasiona el suficiente suministro de agua de enfriamiento.

El equipo de compresión es accionado por motor eléctrico al haber una falla de energía eléctrica este equipo interrumpe su operación, ocasionando que los vapores contenidos en el tanque de almacenamiento no puedan ser succionados y comprimidos por el equipo de compresión y posteriormente condensados para tenerlos nuevamente líquidos esto ocasionará problemas operativos como el control de la presión del tanque de almacenamiento la cual tenderá a subir.

Las válvulas automáticas instaladas en la planta son neumáticas y a falla de aire cierran. Al cerrar la PV-1015 y no tener recibo de producto la planta, la cantidad de vapores

formados. disminuye ocasionando problemas en el control de la presión del tanque de almacenamiento la cual descenderá ya que los compresores estarán succionando la misma cantidad de vapores. Este problema se presenta momentaneamente ya que al tener baja presión en los tanques de almacenamiento los compresores se dispararán automáticamente, en caso que llegase a fallar el sistema automático, los compresores se dispararán manualmente.

Al recibir la planta gran cantidad de LPG y flashearse en el tanque TH-5 producirá un mayor flujo de vapor y traerá como consecuencia la elevación de la presión de este tanque aumentando la temperatura de los vapores que al ser succionados por los compresores y comprimirlos aumentará más su temperatura siendo peligroso para los compresores ya que se podrán dañar por la alta temperatura, al salir los vapores de los compresores muy calientes los condensadores CH-9 no serán lo suficientemente eficientes para poder condensar los vapores los cuales pasarían al TH-4 ocasionando un sobrepresionamiento de este acumulador con lo cual se tendrá que mandar estos vapores al quemador o mandarlos al tanque TH-5 con lo que se agravará el problema.

El tanque de separación líquido-vapor de la alimentación (TH-5) opera normalmente con un nivel máximo del 30% de la longitud total de este, si el nivel supera a este porcentaje, los compresores pueden succionar líquidos trayendo como consecuencia daños físicos a estos compresores.

Como la capacidad de la bomba se basa sobre su desplazamiento de volumen, aunque su trabajo real dependa del peso movido de un lugar a otro y considerando que las bombas se diseñan para manejar líquido, es importante evitar que exista vapor en la línea de alimentación, para que el líquido pueda moverse tan rápido y eficientemente como sea posible.

Dentro de los problemas de operación de la bomba, aquel que es de mayor importancia es la formación de vapor.

El vapor se produce principalmente:

Por la conducción de calor del medio ambiente provocando la formación de vapor provocado por el calor. La fuente más común de calor es causada por el sol. Las tuberías de LPG, se encuentran a la intemperie; por tal motivo están expuestas a los rayos del sol durante el día. Alguna cantidad de calor la absorbe el líquido de las líneas, y esto causará que parte del líquido ebullición formando vapor. La bomba succionará el vapor y, al llenarse de él, se queda atrapada con vapor. Como las bombas son únicamente eficientes cuando manejan líquido, la bomba trabada sufrirá daños por fricción durante un largo tiempo después de haber empezado a trabajar, hasta que le sea posible empujar este vapor hacia el tanque que esté llenándose.

## C O N C L U S I O N E S

Debido al incremento del uso del LPG a nivel nacional se tuvo que aumentar la producción y a la vez se ha tenido que disponer de plantas de almacenamiento.

Este trabajo de TESIS se propone un paquete de Ingeniería básica preliminar para el sistema de almacenamiento de LPG en el cual se establece los lineamientos a seguir en el desarrollo de este sistema.

En éste trabajo se menciona las generalidades tales como las propiedades del LPG, la producción, existencia, almacenamiento, el manejo de éste, equipo de protección personal, aplicaciones del LPG y los términos que deben de tomar en cuenta para la localización de la planta.

Se menciona también los sistemas de almacenamiento, la importancia de éstos, descripción del proceso de los sistemas de almacenamiento, tipos de tanques de almacenamiento a baja temperatura y principales condiciones de operación de los diferentes tanques de almacenamiento de LPG.

Se elaboró la Ingeniería básica la cual consta de :  
Las bases de diseño, función de la planta, el tipo de proceso, la capacidad y rendimiento del sistema de almacenamiento, la flexibilidad del sistema, las especificaciones de las alimentaciones del proceso, especificaciones de los productos así como sus condiciones, las instalaciones requeridas de almacenamiento, servicios auxiliares, sistema de seguridad con la que debe contar la planta, condiciones climatológicas, localización de la planta, bases de diseño eléctrico, bases de diseño para tuberías, drenajes, bases de diseño civil para diseño de equipo, bases para diseño para instrumentos.

Se elaboró el balance de materia y energía, el diagrama de flujo de proceso, se realizó el dimensionamiento preliminar del equipo, las hojas de datos de los equipos.

Se elaboró los diagramas de tubería e instrumentación, plano de localización; se menciona también la descripción del proceso y las operaciones críticas del sistema de almacenamiento criogénico del LPG.

De esto se obtuvo como resultado el diseño preliminar de una planta de almacenamiento criogénico de LPG la cual es oportuna, rentable y satisface parcialmente las necesidades de este país de combustible.

## BIBLIOGRAFIA

- 1.- ING. MENDEZ NAPOLES OSCAR.  
PRODUCCION Y DISTRIBUCION DE LPG.  
BANCO DE MEXICO, S.A. INFORMES PREELIMINARES  
OFICINAS DE INVESTIGACIONES INDUSTRIALES.
- 2.- BARRON R.F.  
SISTEMAS CRIOGENICOS  
ED. Mc. GRAW HILL, NEW YORK. 1966.
- 3.- KIRK R.E. Y OTHEMER D.I.  
ENCICLOPEDIA DE TEC. QUIMICA 1a EDICION.  
UTEHA. MEX. 1962.
- 4.- MIKUS H.J.  
CRYOGENICS AND THE PLATE-FIN EXCHANGERS,  
CRIOGENIC ENGINEERING NEWS, SEPT-1967.
- 5.- DATOS OBTENIDOS DEL PERSONAL DE PEMEX SOBRE  
OPERACION DE PLANTAS DE LPG.
- 6.- TOXICOLOGIA INDUSTRIAL  
RECOPIACION DE DATOS SOBRE HIDROCARBUROS  
ALIFATICOS SATURADOS (PARAFINAS), HIDROCARBUROS  
NO SATURADOS (OLEFINAS).  
TOMO III AÑO 1975.
- 7.- DONALD KERN.  
PROCESOS DE TRANSFERENCIA DE CALOR  
ED. CECSA MEXICO 1986.
- 8.- A.S. FOUST, L.A. WENSEL.  
PRINCIPIOS DE OPERACION UNITARIAS.  
ED. CECSA MEXICO 1969.

- 9.- CRITERIOS DE OPERACION DE PLANTAS DE  
ALMACENAMIENTO DE LPG.  
PETROLEOS MEXICANOS 1973.
- 10.-METODO DE CALCULO DE EQUIPO DE PROCESO  
VOLUMEN IV  
INSTITUTO MEXICANO DEL PETROLEO. 1978
- 11.-CORTES LAZZARI JAVIER.  
PROCESO Y DESULFURACION DEL LPG PARA CONSUMO EN  
EL DISTRITO POZA RICA, VER.  
TESIS (1961). UNAM.
- 12.-MENDEZ, N.O.  
PRODUCCION DE GAS Y SU UTILIZACION EN LA REPUB-  
BLICA MEXICANA.  
TESIS (1973). UNAM.
- 13.-CARLOS NIETO GONZALEZ.  
ALMACENAMIENTO SUBTERRANEO DE HIDROCARBUROS  
TESIS (1964).  
MEXICO, D.F. UNAM.
- 14.-NORMAS DE EQUIPO CONTRA INCENDIO Y AISLAMIENTO  
PETROLEOS MEXICANOS (1973).