

19
2ej.



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO

ESCUELA NACIONAL DE ESTUDIOS PROFESIONALES
"ZARAGOZA"

"DESARROLLO DE UN PAQUETE DE INGENIERIA BASICA PARA UNA CENTRAL DE ALMACENAMIENTO DE GAS L.P."

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

T E S I S
QUE PARA OBTENER EL TITULO DE
INGENIERO QUIMICO
P R E S E N T A :
ROBERTO MORENO CARBAJAL



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
TEMARIO.	2
INTRODUCCION.	6
CAPITULO I. GENERALIDADES.	8
CAPITULO II. COMPORTAMIENTO TERMODINAMICO DEL GAS LP.	19
CAPITULO III. PROCESOS DE OBTENCION DEL GAS LICUADO.	49
CAPITULO IV. USOS Y APLICACIONES DEL GAS LP.	61
CAPITULO V. SISTEMAS DE ALMACENAMIENTO Y MANEJO DEL GAS LP.	65
CAPITULO VI. DESARROLLO DE INGENIERIA BASICA.	99
CAPITULO VII. CONCLUSIONES.	128
CAPITULO VIII. BIBLIOGRAFIA.	133
CAPITULO IX. APENDICE.	140

II.2 PROPIEDADES QUIMICAS.

II.2.1 REACCIONES QUIMICAS DEL GAS LP.

II.2.1.1 DESHIDROGENACION Y CRACKING TERMICO-CATALITICO.

II.2.1.2 OXIDACION.

II.2.1.3 REFORMACION TERMICA.

II.2.1.4 HALOGENACION.

II.2.1.5 NITRACION.

II.2.2 REACCIONES MISCELANEAS.

CAPITULO III.

PROCESOS DE OBTENCION DEL GAS LICUADO.

III.1 DE ABSORCION.

III.2 DE TURBO EXPANSORES.

III.3 DE ADSORCION.

III.4 DE COMPRESION.

III.5 CRIOGENICO.

III.6 DE OBTENCION EN REFINERIA.

III.6.1 REFORMACION CATALITICA.

III.6.2 CRACKING CATALITICO.

CAPITULO IV.

USOS Y APLICACIONES DEL GAS LP

IV.1 DOMESTICAS Y COMERCIALES.

IV.2 INDUSTRIALES.

CAPITULO V.

SISTEMAS DE ALMACENAMIENTO Y MANEJO DEL GAS LP

V.1 SISTEMAS DE ALMACENAMIENTO.

V.1.1 CLASIFICACION DE SISTEMAS DE ALMACENAMIENTO.

V.1.2 ALMACENAMIENTO SUPERFICIAL.

V.1.2.1 EN RECIPIENTES A PRESION.

V.1.2.2 SUPERFICIAL SEMI-REFRIGERADO.

- V.1.2.3 SUPERFICIAL REFRIGERADO.
 - V.1.2.3.1 SISTEMA INDIRECTO.
 - V.1.2.3.2 SISTEMA DIRECTO.
 - V.1.2.3.3 SISTEMA SEMIDIRECTO.
- V.1.3 SEMIENTERRADO.
- V.1.4 ENTERRADO.
- V.1.5 EN CAVIDADES SUBTERRANEAS.
 - V.1.5.1 EN DOMOS SALINOS.
 - V.1.5.2 EN CAVIDADES MINADAS TIPO ROCOSO.
- V.2 SISTEMAS DE MANEJO, OPERACION Y SEGURIDAD.
 - V.2.1 SISTEMAS DE TRANSPORTE DE GAS LP.
 - V.2.1.1 TRANSPORTE MARITIMO.
 - V.2.1.2 TRANSPORTE FERROVIARIO.
 - V.2.1.3 TRANSPORTE TERRESTRE.
 - V.2.1.4 GASODUCTOS, POLIDUCTOS.
 - V.2.2 OPERACION DE SISTEMAS DE ALMACENAMIENTO A PRESION EN RECIPIENTES ESFERICOS Y CILINDRICOS.
 - V.2.2.1 TRASIEGO DE GAS LP.
 - V.2.2.1.1 BOMBA.
 - V.2.2.1.2 COMPRESOR.
 - V.2.2.1.3 MIXTO.
 - V.2.2.1.4 GRAVEDAD.
 - V.2.3 OPERACION DE SISTEMAS DE SEGURIDAD.
 - V.2.3.1 PURGA DE RECIPIENTES DE ALMACENAMIENTO DE GAS LP.
 - V.2.3.1.1 CON AGUA.
 - V.2.3.1.2 CON GAS INERTE.
 - V.2.3.1.3 DE MEZCLAS AIRE GAS.
 - V.2.3.2 CONTROL Y PROTECCION DE FUEGO.
 - V.2.3.2.1 CONTROL DE FUEGO.
 - V.2.3.2.2 METODOS DE CONTROL DE FUEGO.
 - V.2.4 MANEJO EN TERMINAL DE ALMACENAMIENTO DE RECIPIENTES A PRESION ESFERICOS Y CILINDRICOS HORIZONTALES.

- V.2.5 MANEJO EN TERMINAL DE ALMACENAMIENTO REFRIGERADO.
 - V.2.5.1 ALMACENAMIENTO REFRIGERADO PARA PROPANO COMERCIAL.
 - V.2.5.2 ALMACENAMIENTO REFRIGERADO PARA BUTANO COMERCIAL.
- V.2.8 MANEJO EN TERMINAL DE ALMACENAMIENTO DE DOMOS SALINOS.

CAPITULO VI.

DESARROLLO DE LA INGENIERIA BASICA.

- VI.1 BASES DE DISEÑO.
- VI.2 TIPO DE PROCESO.
 - VI.2.1 DESCRIPCION DEL PROCESO.
- VI.3 DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO.
- VI.4 BALANCE DE MATERIA Y ENERGIA.
- VI.5 DIMENSIONAMIENTO DE EQUIPO.
- VI.6 DIMENSIONAMIENTO Y LISTA DE LINEAS.
- VI.7 FILOSOFIA OPERACIONAL.
- VI.8 PLANO DE LOCALIZACION GENERAL.

CAPITULO VII.

CONCLUSIONES.

CAPITULO VIII.

BIBLIOGRAFIA.

CAPITULO IX.

APENDICE.

- IX.1 LISTA DE FIGURAS.
- IX.2 LISTA DE TABLAS.

INTRODUCCION.

En estos tiempos en que el crecimiento urbano no se detiene y en su vorágine, han quedado incluidas instalaciones de almacenamiento de combustibles; se hace indispensable reubicar a las compañías distribuidoras de gas licuado a presión (LP), combustible tan cotidiano en su uso que muchas veces pasa desapercibida su peligrosidad y se maneja sin precaución. Solamente cuando se recuerdan los tristes acontecimientos ocurridos hace poco tiempo en la región conocida como San Juanico, Estado de México, se percibe el riesgo que se tiene al tener en la zona urbana estas instalaciones.

Esto muestra la imperiosa necesidad de relocalizar las compañías distribuidoras existentes, así como la instalación de nuevas centrales a fin de seguir manteniendo el abasto oportuno a los consumidores de la zona metropolitana.

Una alternativa de relocalización es la zona conocida como Venta de Carpio, donde se tiene un poliducto que está interconectado con las refinerías de Minatitlán y de Tula Hidalgo; para evitar en lo posible el contacto en zonas de alta densidad poblacional.

En base a lo anterior se desarrolla el presente trabajo en el cual se pretende establecer una serie de criterios y procedimientos que podrían ser utilizados para una futura implementación.

El enfoque que se dá al tema se inicia con las generalidades del combustible que nos ocupa mediante una reseña histórica de su origen, utilidad como combustible y el consumo aparente a nivel nacional.

En el capítulo II, se revisan brevemente las propiedades físicas y químicas de los componentes del gas LP.

Se describen brevemente los procesos de obtención del combustible a partir del gas natural y como subproductos de refinerías en el capítulo III.

Los usos y aplicaciones del gas LP como generador de energía al cocinar alimentos, acondicionar atmósferas, etc. se ven enriquecidas con las aplicaciones industriales del cual se obtienen productos de gran utilidad en la vida diaria, esto en el capítulo IV.

La forma como se almacena este combustible en sus diversas variantes (a presión, refrigerados, enterrados, etc.), así como el

transporte, manejo y operaciones más frecuentes se desarrolla en el capítulo V, sin dejar pasar los criterios de seguridad para algunas contingencias.

En lo que resta del trabajo se presentan las bases de diseño de una central de almacenamiento de contingencia, donde se hace hincapié en los sistemas de seguridad para este tipo de instalaciones, continuando con el diagrama de flujo del sistema propuesto para este tipo de instalación, diseño de recipientes, equipos de proceso y un plano de localización general.

CAPITULO I

GENERALIDADES

I.1 RESEÑA HISTORICA DEL PETROLEO EN MEXICO.

La palabra "Petróleo", considerando sus raíces latinas Petra = Piedra y Oleum = Aceite; Aceite de piedra.

El petróleo corresponde a un grupo de sustancias bituminosas muy abundantes en la naturaleza, que se encuentran en muy diversas formas y reciben denominaciones como: petróleo en bruto, aceite de piedra, nafta, asfalto, etc.

Al analizar el petróleo de diferentes regiones, se puede mencionar de manera muy general que se encuentra constituido de la siguiente forma:

CARBONO DE 76 a 86%

HIDROGENO DE 10 a 14%

Dicho en otras palabras, es una combinación de carbono, hidrógeno y unas fracciones de compuestos de azufre.

Algunas veces se encuentra mezclado con algunas impurezas tales como:

Oxígeno (O₂), Nitrógeno (N₂) y Azufre (S₂).

También se han encontrado trazas de:

Hierro (Fe), Níquel (Ni), Vanadio (Va) y otros metales.

El petróleo como materia, se encuentra en el subsuelo impregnado en formaciones rocosas de tipo arenoso y calcáreo, el cual como a muchas otras sustancias, también se le puede encontrar en los tres estados físicos: sólido, líquido y gaseoso.

Cabe mencionar que las características que lo distinguen de las demás sustancias son: su olor y color obscuro casi verdoso, compuesto casi exclusivamente por hidrocarburos.

En la biblia aparece con el nombre de "Betun", mineral combustible; Noé lo utilizó como impermeabilizante para calefatear y proteger su celebre arca, los Babilonios y los Asirios lo empleaban para alumbrado en substitución de aceite vegetal y como cemento en las construcciones, los Arabes y los Hebreos lo tenían para usos medicinales, los Egipcios en sus prácticas de embalsamiento y los Romanos para destruir naves enemigas.

Durante la época Precortesiana, las tribus que habitaron el territorio mexicano, utilizaron el petróleo como material de construcción, medicina, pegamento, impermeabilizante y como incienso para sus ritos religiosos. Los Totonacas habitantes de la mayor parte de Veracruz lo recogían de las aguas para utilizarlo como medicina y como iluminante; algunas tribus mexicanas lo masticaban para blanquear y limpiar su dentadura.

I.2 ORIGEN DEL PETROLEO.

Pocas materias de investigación han suscitado más las especulaciones que el origen del petróleo, las cuales se hayan muy cargadas de literatura; sin embargo se debe admitir que es un problema excepcional.

Las respuestas que se han dado se pueden clasificar en dos grandes rubros: LA TEORIA INORGANICA Y LA TEORIA ORGANICA.

La primera explica la formulación del petróleo como resultado de reacciones geoquímicas entre el agua y el bióxido de carbono, además de otras sustancias inorgánicas como son los carburos y carbonatos de metales; la cual a grandes rasgos es la siguiente:

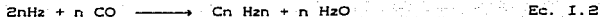
I.2.1 TEORIA INORGANICA.

Cuando la superficie de la tierra estaba semiliquida y plástica, con ríos esporádicos de lava, la atmósfera se constituía de bióxido de carbono (CO₂), Hidrógeno (H₂) y agua (H₂O).

Conforme se aumentaba la concentración de hidrógeno, se incrementaba el bióxido de carbono provocándose la siguiente reacción:



Bajo las elevadas temperaturas en que se encontraba, la reacción de síntesis resultaba inevitable, siendo la que a continuación se indica:



Esta última reacción puede ocurrir con o sin catalizadores, como el hierro o bien níquel a temperaturas cercanas a 540 °C.

I.2.2 TEORIA ORGANICA.

Atribuye su génesis a los organismos animales y vegetales, que existieron durante ciertas etapas de la vida terrestre y al quedar sepultados en los fondos de los lagos y mares, aunado a esto, el efecto tanto de la presión como de la temperatura, sufrieron una descomposición pasando a una mezcla de hidrocarburos. Se sabe que la conversión de material orgánico en petróleo, requiere el depósito bajo el agua, ya que al no tener oxígeno libre se impide la descomposición en bióxidos de carbonos y agua.

La teoría inorgánica fué aceptada durante muchos años, pero a medida que se han perfeccionado las técnicas de análisis geológicas, se ha dado mayor crédito a la teoría orgánica, siendo los principales factores que han contribuido a esto, los estudios y análisis de laboratorio realizado en rocas petrolíferas, en donde se ha encontrado que estas poseen ciertas propiedades ópticas y un contenido de hidrógeno que sólo es posible en sustancias que proceden de materiales orgánicos.

I.3 EL PETROLEO EN MEXICO.

El petróleo como recurso natural más importante de hidrocarburos y fuente primaria de gas licuado de petróleo, se ve sujeto a una serie de operaciones físicas y mecánicas que conforman un cuadro básico.

Petroleos Mexicanos, empresa encargada de llevar a cabo dicha

actividad, estructura un aprovechamiento absoluto de los productos derivados del mencionado recurso. Las operaciones suscritas se desarrollan en una secuencia lógica como se muestra en el cuadro No. I.1.

CUADRO I.1 OPERACIONES DE APROVECHAMIENTO DEL PETROLEO.

1).	EXPLORACION	{ PERFORACION EXTRACCION
2).	EXPLOTACION	{ PRODUCCION CONSUMO
3).	TRANSFORMACION INDUSTRIAL	{ REFINACION PETROQUIMICA
4).	DISTRIBUCION	{ OLEODUCTO GASODUCTO



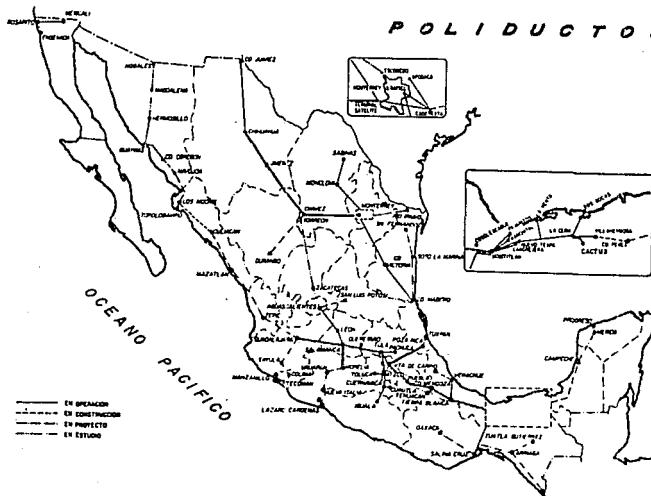


FIG I6



DISTRIBUCION DE PRINCIPALES
GASODUCTOS DE LA REPUBLICA
MEXICANA

POLIDUCTOS



- EN OPERACION
- - - EN CONSTRUCCION
- · · EN PROYECTO
- - - - EN ESTUDIO

en
ep

Z

DISTRIBUCION DE POLIDUCTOS

FIG I.5

I.3.1 EXPLORACION.

Es el conjunto de actividades cuyo objetivo principal es descubrir nuevos depósitos de hidrocarburos o nuevas extensiones de los ya existentes.

Todas las compañías petroleras del mundo, destinan gran parte de sus recursos técnicos y económicos a esta actividad con miras a incrementar sus reservas.

En la actualidad la explotación petrolera puede dividirse en las siguientes etapas:

- A). Trabajos de reconocimiento.
- B). Trabajos de detalle.
- C). Estudios para la localización de pozos exploratorios.
- D). Análisis de los resultados obtenidos, para la programación de perforaciones en nuevos pozos.

Todo lo anterior es realizado con modernas técnicas geológicas, geofísicas y sismológicas, con la intervención de numerosos técnicos cuya experiencia y conocimientos permite localizar lugares donde deben ser perforados los nuevos pozos.

I.3.1.1 PERFORACION.

Para la perforación existe una gama muy amplia de métodos dependiendo del sitio y las condiciones del subsuelo o lecho marino.

I.3.1.2 EXTRACCION.

En base a los análisis descritos en la exploración principian las actividades de la extracción en los campos petroleros tomando en cuenta los siguientes factores:

- Dimensiones del estrato productor.
- Número de localizaciones que pueden perforarse.
- Aprovechamiento de agua y combustibles. En ocasiones se utiliza el gas o el crudo producido en el mismo campo.
- Perforación de los pozos de explotación.
- Construcción de líneas de descarga.
- Construcción de baterías de separación de hidrocarburos (gas y aceite).

- Construcción de plantas de bombeo y líneas para llevar los hidrocarburos a los centros de transformación y consumo.
- Construcción de infraestructura, caminos, habitaciones, etc.

I.3.2 EXPLOTACION.

Los resultados obtenidos por la explotación, se reflejan en el aumento de las reservas de hidrocarburos. En el año de 1976, México contaba con una reserva probada de 6,338 millones de barriles, para 1984 las reservas probadas eran de 90,271 millones de barriles, y a la fecha se mantiene en 65,500 millones de barriles.

Las principales zonas petroleras de México son:

- Area Mesozóica de Chiapas.
- Sonda de Campeche.
- Paleocañon de Chiçontepec.
- Cuenca de Sabinas.

I.3.3 TRANSFORMACION INDUSTRIAL.

La transformación industrial del petróleo puede dividirse de la siguiente manera:

I.3.3.1 REFINACION.

Es el conjunto de procesos a los cuales se somete el petróleo crudo, para así obtener por destilación los diversos hidrocarburos o las familias de hidrocarburos con propiedades físicas y químicas bien definidas.

Después de la separación se aplican a los derivados así producidos, diversos procesos de conversión para obtener productos más valiosos, sometiéndolos finalmente a tratamientos con ácidos, álcalis, solventes, reactivos químicos y catalíticos en general, a fin de eliminar impurezas que los hagan impropios para su uso comercial.

La aplicación de la refinación al petróleo crudo genera una amplia gama de productos como se indica en el cuadro I.2.

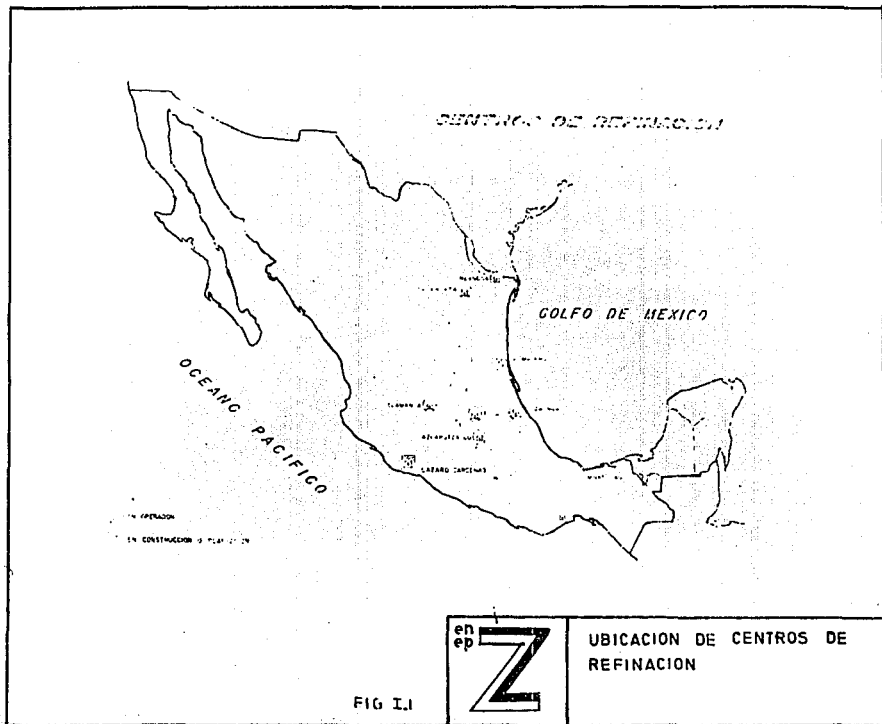
CUADRO I.2 DERIVADOS DE LA REFINACION.

REFINACION

ENERGETICOS. Combustibles específicos para los transportes, la agricultura, la industria, la generación de corriente eléctrica y uso doméstico.

PRODUCTOS ESPECIALES. Lubricantes, parafinas, asfaltos, grasas para vehículos, construcción y uso industrial.

Materias primas para la industria Petroquímica Básica y Secundaria.



**CENTROS PRODUCTORES Y
TERMINALES DE PRODUCTOS
PETROQUIMICOS**

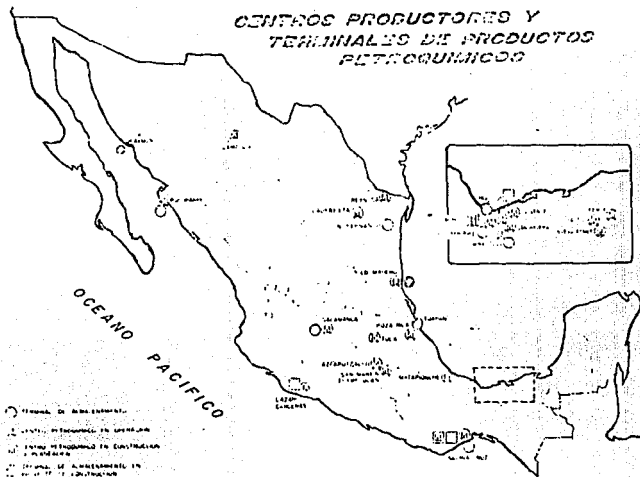


FIG 12



LOCALIZACION DE CENTROS
PRODUCTORES Y TERMINALES
DE PRODUCTOS PETROQUIMICOS

I.4 INDUSTRIA DEL GAS LICUADO.

El término de Gas LP (en inglés Liquefied Petroleum Gas "L P G"), se ha aplicado a toda una serie de combinaciones de hidrocarburos dentro de los cuales se encuentran los siguientes: propano, propileno, butano, isobutano, mezclas de propano-butano o gases licuados de petróleo.

Es el único de los combustibles comúnmente empleados, que a presiones relativamente bajas y temperaturas normales puede transportarse en forma líquida. Sin embargo cuando este se libera a presión atmosférica y temperaturas bajas, ocurre una vaporización que permite tenerlo y manejarlo como un gas.

El estado físico en el que se encuentre el gas licuado de petróleo dependerá de las condiciones a que se le tenga sujeto, dicho en otras palabras, es función de las condiciones de la presión, temperatura y volumen. La principal fuente de gas LP son las mezclas de gas del aceite crudo que, después de realizar la operación de fraccionamiento, dará como resultado los productos mencionados.

I.4.1 ORIGEN.

Uno de los antecedentes más importantes que existen sobre el desarrollo de la industria del gas licuado, es sin duda aquel que menciona las dificultades por las que atravesaron varias plantas almacenadoras de gasolina natural, donde el principal problema radicaba en la pérdida de enormes cantidades de gasolina por evaporación. Los productores de petróleo de aquella época, encontraron que las fracciones volátiles de la gasolina se evaporaban durante el manejo, almacenaje y envío de crudo a los centros de refinación, por lo que fué necesario instalar plantas de recuperación de gasolina natural, las cuales tendrían el objetivo de realizar la recuperación máxima del material líquido, facilitando con ello su almacenamiento y transporte en equipo de baja presión.

Cabe mencionar, que los constituyentes principales de la gasolina natural son ciertos pentanos, hidrocarburos pesados, propano y butano. Estos dos últimos, que por naturaleza son bastante

volátiles, ocasionaban que al tratar de usar la gasolina, ella se viera arrastrada a través de la evaporación. Esto señala el porqué de dejar evaporar inicialmente a las fracciones de propano y butano por parte de los productos de petróleo.

Uno de los pioneros de la industria fué A.N. Keer, quien estando a cargo de nueve plantas de almacenamiento, decidió resolver el problema realizando la condensación del gas que se escapaba.

Pronto la compañía RIVERSIDE OIL COMPANY, lugar donde se desempeñaba A.N. Keer, se convenció de haber obtenido un producto definido con amplias posibilidades de ser embotellado, por consiguiente, en ese año se estableció la American Gasoil Company, la cual se encargaría de desarrollar el equipo y accesorios para utilizar este gas a nivel industrial y comercial.

I.4.2 EL GAS LICUADO EN MEXICO.

El gas licuado en México se obtiene de muy diversas fuentes, siendo estas del gas natural, Refinación y Petroquímica.

La producción del gas LP en México se ha incrementado notablemente debido a la creciente utilización y el crecimiento de la población, variando de una producción diaria de 71 barriles en 1940 a 242,847 barriles en 1990.

Para el manejo de este producto y su envío a todo el país, se utilizan ductos y flota marítima, como se refiere en las tablas I.1 y I.2.

A pesar de esta red para distribuir gas licuado se tienen planes para ampliar el total de kilómetros y así lograr una mejor cobertura y servicio para el país.

En las estadísticas que se muestran en las tablas I.3, I.4, I.5, y I.6, se puede observar la creciente producción y la situación que presenta este combustible tan versátil.

TABLA I.1

TRANSPORTE POR LA FLOTA PETROLERA (BARRILES) DE GAS LP

	Propia	Rentada	Total	Total Toneladas
(1988)	7,684,784	6,930,173	14,614,937	1,254,790
(1989)	10,564,413	6,323,981	16,908,394	1,451,364
(1990)	12,341,323	2,018,874	14,360,197	1,232,635

TABLA I.2

TRANSPORTACION DE GAS LP EN MEXICO.
TRANSPORTE POR POLIDUCTOS.

PRODUCTO	ORIGEN	DESTINO	DIAMETRO (in)	LONGITUD (km)
PROPANO	Poza Rica	Azcapotzalco-Tula	4	244
GAS LP	Minatitlan	México	12	460
GAS LP	México	Azcapotzalco	12	107
GAS LP	México	Tula	12	68
BUTANO	Nvo. Pemex	Cactus	16	11
PROPANO	Nvo. Pemex	Cactus	16	11
GAS LP	Torreón	Durango	16	262
GAS LP	Cactus	Pajaritos T.R.	20	137
GAS LP	Pajaritos T.R.	Pajaritos T.M	12	8
BUTANO	Cactus	La Cangrejera	16	137
PROPANO	La Cangrejera	Pajaritos T.R.	10	8
BUTANO	La Cangrejera	Pajaritos T.R.	10	8
GAS LP	Est. B. Juárez	Venta de Carpio L-2	24	643
GAS LP	Venta de Carpio	Santa Ana	20	58
GAS LP	Santa Ana	Ref. Tula	14	21
GAS LP	Ref. Minatitlán	Pajaritos	12	26
GAS LP	Santa Ana	Guadalajara	14	449
GAS LP	Cactus	Est. B. Juárez	24	49
GAS LP	San Martín	Venta de Carpio	12	57
	Texmelucan		20	30

TABLA 1.3

PRODUCCION DE GAS LICUADO (BARRILES DIARIOS)

AÑO	PRODUCCION
1940	71
1945	173
1950	1,471
1955	2,419
1960	10,642
1965	23,162
1970	36,202
1975	51,701
1980	119,751
1983	154,900
1986	183,320
1987	192,520
1988	207,409
1989	217,891
1990	242,647

FUENTE: Memoria de labores de PEMEX; años 1984 a 1990.

TABLA 1.4

PRODUCCION NACIONAL DE GAS LICUADO (BARRILES)

AÑO	Gas Licuado Alta Presion	Gas Licuado Baja Presion	Suma de Gas LP
1979	18,031,842	15,026,030	33,057,872
1980	30,502,376	13,527,037	44,029,413
1981	42,405,673	7,109,407	49,595,160
1982	46,093,122	8,948,880	55,042,002
1983	46,796,166	9,742,315	56,538,501
1984	47,157,295	9,623,945	56,781,240
1985	50,309,598	10,671,733	60,981,331
1986	53,202,258	11,709,570	64,911,828
1987	58,002,697	12,303,603	70,306,300
1988	65,456,021	13,248,247	78,704,268
1989	65,612,474	13,917,798	79,530,272
1990	73,127,494	15,511,202	88,638,696

A partir de 1981 se incluye Refinacion y Petroquimico, por la entrada en operacion de la planta desputadora de crudo en la Congregera, Veracruz.

FUENTE: Memoria de labores de PEMEX; años 1984 a 1990.

TABLA 1.5

VOLUMEN Y VALOR EXPORTACIONES DE GAS LICUADO		
AÑO	VALOR (miles de USD)	VOLUMEN (Barriles/día)
1979	903.6	5,921
1980	2,361.4	14,556
1981	21,782.5	2,551
1982	9,547.2	1,180
1983	34,510.6	4,262
1984	57,746.6	7,938
1985	125,376.7	16,128
1986	62,001.4	17,467
1987	74,288.0	15,226
1988	112,111.5	30,033
1989	101,519.6	28,600
1990	243,227.0	47,218

FUENTE: Memoria de labores de PEMEX: años 1984 a 1990

TABLA 1.6

VOLUMEN Y VALOR IMPORTACIONES DE GAS LICUADO		
AÑO	VALOR (miles de USD)	VOLUMEN (Barriles/día)
1979	1,242.5	8,064
1980	1,505.5	6,343
1981	54,886.7	5,235
1982	34,463.6	3,604
1983	110,461.4	10,161
1984	261,351.0	28,563
1985	286,393.9	35,539
1986	164,523.6	24,983
1987	66,862.0	16,072
1988	104,742.4	19,941
1989	105,272.5	20,605
1990	167,459.2	21,135

FUENTE: Memoria de labores de PEMEX: años 1984 a 1990

CAPITULO II.

COMPORTAMIENTO TERMODINAMICO DEL GAS LP

La propiedad singular que poseen los gases licuados del petróleo, es la de poder ser condensados rápidamente a líquidos con la sola aplicación de presión a temperatura ambiente normal. Esto hace posible el manejo, transporte y almacenamiento del mismo para después ser utilizado de forma conveniente como gas.

Ante esto la importancia que tienen las propiedades particulares del gas licuado de petróleo, hace necesario realizar un análisis general de cada una de ellas.

La conversión del estado líquido a vapor o viceversa siempre va acompañado por una absorción de calor, proceso que da lugar a ciertas distinciones entre el gas propiamente dicho y el vapor saturado. Este último es el que se encuentra por encima del líquido que absorbe calor de los alrededores inmediatos.

Puesto que los gases licuados de petróleo ebulen a temperaturas relativamente bajas: propano $-42\text{ }^{\circ}\text{C}$ ($231.15\text{ }^{\circ}\text{K}$), n-butano $0.5\text{ }^{\circ}\text{C}$ ($273.65\text{ }^{\circ}\text{K}$), isobutano $-11.7\text{ }^{\circ}\text{C}$ ($285\text{ }^{\circ}\text{K}$). La existencia de ellos en estado gaseoso, como ya se mencionó dependerá de las condiciones de temperatura a que se encuentren sujetos. La presión requerida para liberar el propano, por ejemplo a temperatura ambiente es de aproximadamente una presión de vapor de 7.3 atm (107.3 lb/in^2). Conforme se incrementa la temperatura a este sistema, se eleva la presión requerida para poder mantener el propano en estado líquido (por ejemplo a una temperatura de $98.67\text{ }^{\circ}\text{C}$ ($369.82\text{ }^{\circ}\text{K}$) la presión necesaria para licuarlo es de 41.94 Kg/cm^2 (616.5 lb/in^2)).

Cabe señalar que arriba de estas condiciones, el propano deja de existir en estado líquido, ya que se trata de las condiciones críticas cuyos valores se establecen en la tabla No. II.1, en esta última se hace una comparación de las propiedades de los diversos componentes de que se constituye el gas licuado de petróleo.

El gas LP no sólo comprende una simple especie química, por ejemplo, el propano no se puede considerar como un hidrocarburo absolutamente puro, así como también sucede con el butano, el cual

TABLA II.1
PROPIEDADES FISICAS DE LOS PRINCIPALES COMPONENTES DEL GAS LP

NOMBRE	PROPANO	ISOBUTANO	N-BUTANO
FORMULA MOLECULAR	C ₃ H ₈	C ₄ H ₁₀	C ₄ H ₁₀
PESO MOLECULAR	44.084	58.12	58.12
PUNTO DE FUSION (A 1 atm)(°C)	-187.7	-158.5	-138.3
PUNTO DE EBULLICION (A 1 atm)(°C)	-42.1	-11.7	-0.5
TEMPERATURA CRITICA (°C)	98.8	135	152
PRESION CRITICA (ATMOSFERAS)	48	36	37.5
DENSIDAD CRITICA (UNIDADES)	0.225	0.233	0.226
VOLUMEN CRITICO	0.198	0.26	0.252
DENSIDAD LIQUIDO (kg/lts)	0.505	0.56	0.582
DENSIDAD DEL VAPOR (kg/lts A 1 atm y 15 °C)	1.87	2.46	2.46
LIMITES EXPLOSIVOS DE GAS EN AIRE			
INFERIOR	2.37	1.6	1.66
SUPERIOR	9.5	8.44	8.44
METROS CUBICOS DE AIRE PARA LA COMBUSTION DE 1 METRO CUBICO DE GAS	23.82	30.97	30.97
CALOR DE FUSION (kcal/kg)	19.1	18.1	19.1
CALOR DE VAPORIZACION (kcal/kg)	102	85.3	92
CALOR ESPECIFICO (Cp liquido kcal/kg)	298	298	304
PRESION DE VAPOR A 38 °C EN kg/cm ² ABSOLUTAS	13.36	5.08	3.634
K = CP/CV	1.133	1.097	1.097

FUENTE: TECNOLOGIA DEL GAS; IRVING DEUTCH; EDITORIAL BLUME 1972
pp 26 y 27. (14)

siempre va acompañado del isómero de cadena ramificada isobutano.

El propileno en algunas ocasiones acompaña a cualquiera de los dos anteriores hidrocarburos, así como también los butanos en sus diversos isómeros: buteno-1, buteno-2 e isobutileno quienes llevan por fórmula condensada C_4H_8 .

El "gas LP propano" por otro lado, como se distribuye en muchas partes del mundo, consiste principalmente de hidrocarburos C_3 (propano y/o propileno) y de pequeñas cantidades de hidrocarburos (C_4) (butanos y butenos). Similarmente el "gas LP butano" contiene más del 95% del isómero normal o de isobutano o en su caso pueden consistir de una mezcla de butanos y butenos con una porción relativamente pequeña de C_3 .

II.1 PROPIEDADES FÍSICAS.

Como se acaba de mencionar, una propiedad física exacta se puede aplicar solo teniendo una especie pura, una propiedad, por ejemplo: La presión de vapor o volumen específico requiere conocer un análisis químico de cada tipo de gas LP, para a partir de ahí determinar la propiedad deseada en base a la composición y datos conocidos de los componentes puros.

Númericamente las propiedades de la fase gaseosa y líquida son muy diferentes, por lo que se analizan por separado las siguientes propiedades físicas:

- II.1.1 PRESION DE VAPOR.
- II.1.2 CALOR DE VAPORIZACION.
- II.1.3 ENTALPIA Y ENTROPIA.
- II.1.4 CAPACIDAD CALORIFICA.
- II.1.5 DENSIDAD.
- II.1.6 VISCOSIDAD.
- II.1.7 TENSION SUPERFICIAL.

Estas propiedades se analizan de forma particular en los componentes en estado puro, donde posteriormente se trata el caso especial de mezcla.

II.1.1 PRESION DE VAPOR.

Todos los gases licuados de petróleo confinados en un recipiente cerrado, generan vapor, cuando la temperatura se eleva por arriba de su punto de ebullición; esto sucede de forma inmediata.

En el caso, que la fase líquida esté en contacto con la fase gaseosa, la presión de vapor existente es conocida como presión de vapor de saturación, donde esta es igual a la atmosférica en el punto de ebullición, tendiendo a incrementarse gradualmente hacia la condición crítica.

Cabe mencionar que la presión de vapor se vuelve un parámetro del grado de volatilidad, cuyo comportamiento se manifiesta a través de un aumento o disminución de la temperatura. En el caso de los principales componentes del gas LP, el propano posee un punto de ebullición bajo manifestando una presión de vapor más alta, en cambio, el butano tiene un punto de ebullición más alto, dando como resultado una presión de vapor más baja.

En la tabla II.2 se tabulan varios datos donde se aprecia la variación de la volatilidad conforme aumenta la temperatura.

TABLA II.2
VOLATILIDAD DE COMPONENTES PUROS.

TEMPERATURA (°C)	PROPANO	ISOBUTANO	n-BUTANO
- 17.7	2.68	0.82	0.52
0.0	4.82	1.64	1.05
19.5	7.53	2.72	1.85
37.8	13.12	5.18	3.67
80.0	21.44	8.91	6.51
80.0	31.14	12.76	10.56

La presión de vapor es importante porque permite conocer cual será la presión de un componente o mezcla necesaria, para el diseño del campo e instalación con que se manejará este producto.

El gas LP como combustible, también requiere de un conocimiento pleno, debido a que se debe considerar la volatilidad que dependerá fundamentalmente del área de calentamiento natural o artificial.

A continuación se ilustran unas gráficas, donde aparecen las curvas de comportamiento de la presión de vapor con respecto a la temperatura.

En el caso de manejo de mezclas, habrá la necesidad de determinar la presión representativa de la misma.

II.1.1.1. LA PRESION DE VAPOR DE MEZCLAS.

Cuando el gas LP está compuesto de varios componentes, la necesidad de un análisis químico será indispensable, para calcular de forma independiente las contribuciones de los componentes a la presión de vapor de la mezcla.

Existen dos métodos de cálculo muy utilizados, que sirven para obtener la presión parcial de vapor, así como la presión total del sistema o mezcla.

La expresión numérica de estos métodos o leyes son las siguientes:

$$P_i = X_i P_r \dots\dots\dots \text{Ley de Roult} \qquad \text{Ec. II.1}$$

$$P_r = P_i + P_{ii} \dots\dots\dots \text{Ley de Dalton} \qquad \text{Ec. II.2}$$

donde:

P_i = Presión parcial del componente (i)

X_i = Fracción mol del componente (i)

P = Presión del sistema o mezcla

P_t = Presión total del sistema o mezcla

En el manejo comercial e industrial del gas LP existiendo como mezcla de varios componentes, se requiere de un acceso inmediato y confiable de datos, basado en análisis experimentales y numéricos de alto nivel, básico para un criterio o diseño de instalaciones y equipos de plantas de almacenamiento.

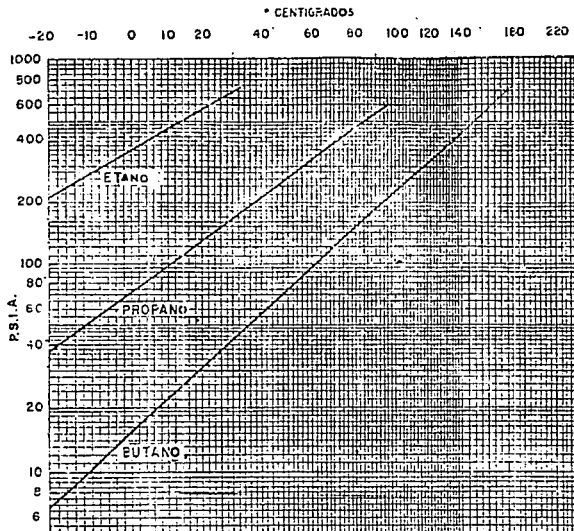


FIG II.1



DIAGRAMA DE PRESION DE
VAPOR VS TEMPERATURA DE
PROPANO Y BUTANO

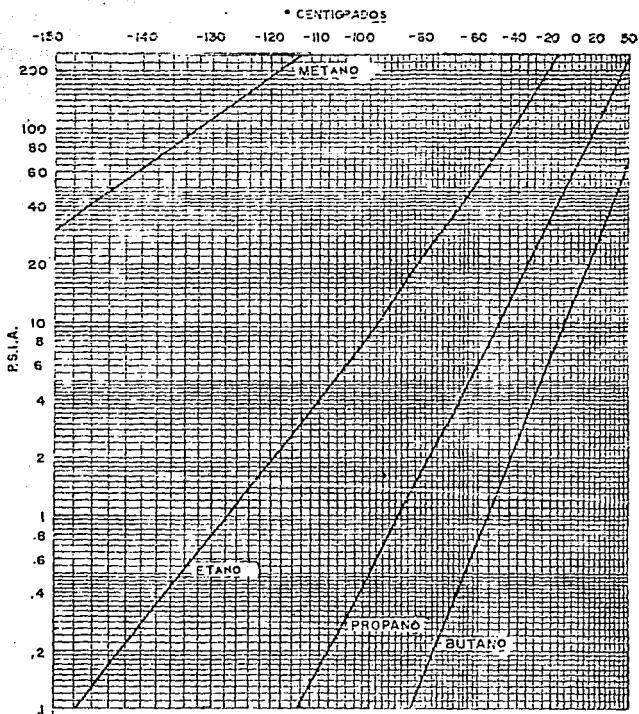


DIAGRAMA PRESION - TEMPERATURA

FIG. 1

TABLA II.3
COMPORTAMIENTO DE PRESIONES DE VAPOR (kg/cm²) EN MEZCLAS
A DIFERENTES TEMPERATURAS Y COMPOSICIONES.

COMPOSICION (%)		TEMPERATURAS (°C)							
PROPANO	BUTANO	-10	0	10	20	30	40	50	60
0	100	-	-	0.45	1.10	1.90	2.9	4.1	5.5
10	90	0.05	0.5	1.10	1.90	2.90	4.20	5.70	7.50
20	80	0.35	0.95	1.70	2.85	3.90	5.40	7.25	9.3
30	70	0.70	1.30	2.25	3.40	4.80	6.60	8.70	11.20
40	60	0.95	1.75	2.80	4.10	5.70	7.70	10.00	12.70
50	50	1.20	2.20	3.35	4.75	6.65	8.70	11.30	14.30
60	40	1.50	2.50	3.80	5.35	7.30	9.70	12.6	15.8
70	30	1.75	2.85	4.30	6.00	8.00	10.50	13.6	17.2
80	20	1.45	3.20	4.70	6.50	8.70	11.5	14.8	18.5
90	10	2.20	3.55	5.20	7.10	9.45	12.3	15.9	19.8
100	0	2.40	3.9	5.6	7.60	10.10	13.10	17.00	21.00

Una correlación completa de datos a condiciones específicas, se puede obtener haciendo uso de ecuaciones de estado y composición, cuando se trate de mezclas; las ecuaciones más usuales para tales determinaciones son las siguientes:

- DE ANTOINE
- DE SOAVE
- DE REDLICH KWONG
- DE PENG ROBINSON
- DE STARLING

En la figura II.2 que se muestra a continuación, se incluye solo a los principales componentes del gas LP en una mezcla.

II.1.2 CALOR DE VAPORIZACION (ENTALPIA DE VAPORIZACION).

La propiedad de vaporización del gas licuado se presenta por lo general durante el almacenamiento o flujo de este a través del sistema. Esta vaporización obedece a dos factores importantes como son: la absorción de calor y la caída de presión en el sistema, ocasionada principalmente por las restricciones al flujo de este.

La entalpía de vaporización o calor de vaporización (calor latente) como se quiera llamar, se define como la cantidad de calor necesario para vaporizar una unidad de peso de cierta substancia a condiciones conocidas de presión y temperatura; numéricamente es representado por la diferencia entre las entalpías del vapor saturado y del líquido.

El calor latente de un líquido es la cantidad de calor absorbido en la vaporización en el punto de ebullición normal o viceversa, es la cantidad de calor extraído cuando un vapor es condensado a presión atmosférica.

El valor del calor latente proporciona la cantidad de gas licuado de petróleo que será vaporizado a una temperatura dada. Esta propiedad indirectamente representa una medida de la volatilidad, ya que los gases de más alto punto de ebullición requieren más calor para hervir que los de más bajo punto de ebullición como el caso del propano.

PROPIEDADES TERMODINAMICAS DEL PROPANO, BUTANO Y SUS MEZCLAS

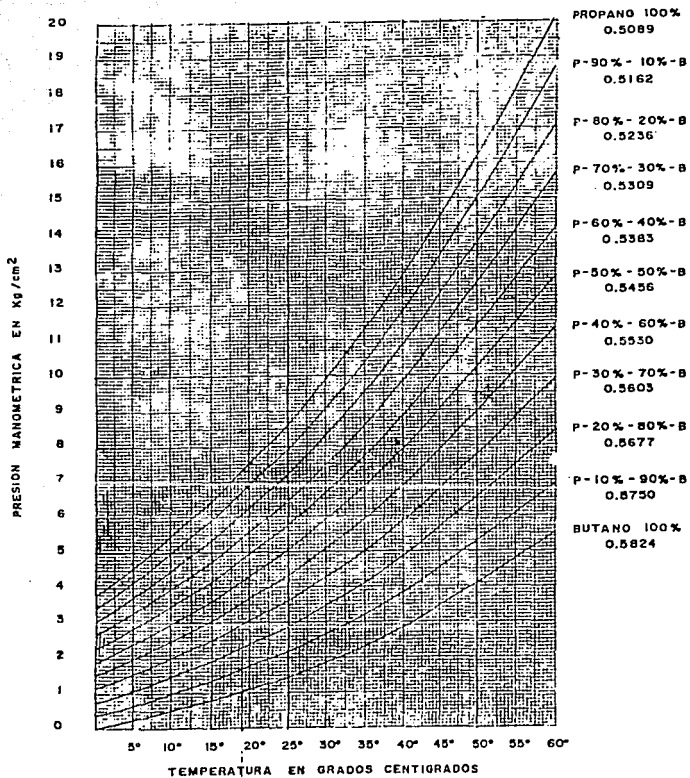


FIG II.2

Para el caso de una mezcla, el calor de vaporización, por ejemplo a 15.5 °C (288.6 °K) se obtiene a partir de la utilización de la gráfica como se muestra en la figura II.3

El sobrecalentamiento de los vapores a partir de su respectivo punto de ebullición a presión atmosférica, se hace indispensable arriba de los 15.5 °C (288.6 °K), para poder así calcular el calor latente de vaporización de la mezcla de cualquier porcentaje a cualquier otra temperatura ordinaria.

La expresión numérica requiere de datos tales como el calor latente de vaporización de cada uno de los constituyentes a la temperatura deseada, así como la densidad de estos.

El concepto de vaporización flash y batch de vaporización es importante mencionarlos por lo siguiente:

Cuando el gas LP fluye a través de un sistema, sufre una reducción de presión y como consecuencia una vaporización; ante esto se observa también un descenso en la temperatura (como fundamentalmente depende del flujo másico o volumétrico, composición del gas LP temperatura ambiente, superficie efectiva de transferencia de calor, etc.).

En el caso de una vaporización adiabática, prácticamente no hay intercambio de calor entre el líquido y los alrededores, el calor requerido para la vaporización podría sólo empezar a partir del calor sensible del líquido.

En el batch de vaporización, cuando el vapor saturado es trasegado del espacio de arriba del líquido, se rompe el estado de equilibrio que existe entre el líquido y el vapor, provocando una caída de presión, donde el líquido empieza a ebullición y continúa así hasta que todo el vapor es aspirado, la presión y temperatura prosiguen gradualmente hacia la disminución durante todo el trasegado a una razón constante; en estos puntos de equilibrio, la diferencia de temperatura entre líquido y los alrededores es tal que el calor absorbido por el líquido mantiene un valor proporcional relativo al flujo del mismo para formar el vapor.

CALORIAS / GRAMO

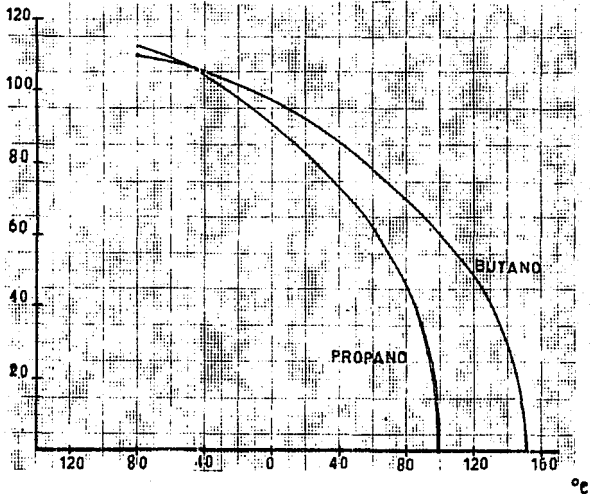


FIG II B

en
ep
Z

DIAGRAMA DE CALOR DE
VAPORIZACION DE PROPANO Y
BUTANO VS TEMPERATURA

Cuando el vapor saturado es trasegado, comienza una destilación donde el porcentaje de los constituyentes cambia continuamente de un tanque lleno a uno vacío; este proceso descrito adquiere también el nombre de escurrimiento.

En la vaporización de una mezcla con una composición conocida existe en ocasiones la necesidad de mantener un control de composición para objeto de muestra.

La representación de datos experimentales y numéricos de confianza se pueden obtener a partir de tablas, gráficas y correlaciones que incluyan datos experimentales de comportamiento.

II.3.1 ENTALPIA Y ENTROPIA.

La entalpia para un líquido saturado es el calor requerido para elevar la temperatura de una unidad de masa a partir del dato de referencia (generalmente tomado como cero el valor del calor), para el líquido. La entalpia, es la suma del calor sensible más el calor de fusión, igualmente, para el vapor es la suma de la entalpia del líquido más el calor latente de vaporización.

Esta entalpia se expresa usualmente como kcal/kg (BTU/lb), la entalpia o contenido total de calor del líquido saturado o vapor es un concepto importante en el cálculo de equipo térmico.

La entropía se conoce como la razón de la entalpia y la temperatura, con unidades kcal/kg °C (BTU/lb °F), permaneciendo constante mientras que el líquido o vapor cambian sin absorción o liberación de calor. Sin embargo, la entropía aumenta o disminuye si recibe calor el material de los alrededores, cuando se trata de un cambio infinitesimal en la temperatura, un incremento o disminución de entropía, al ser multiplicado por la temperatura absoluta, proporciona el calor perdido o absorbido por el fluido.

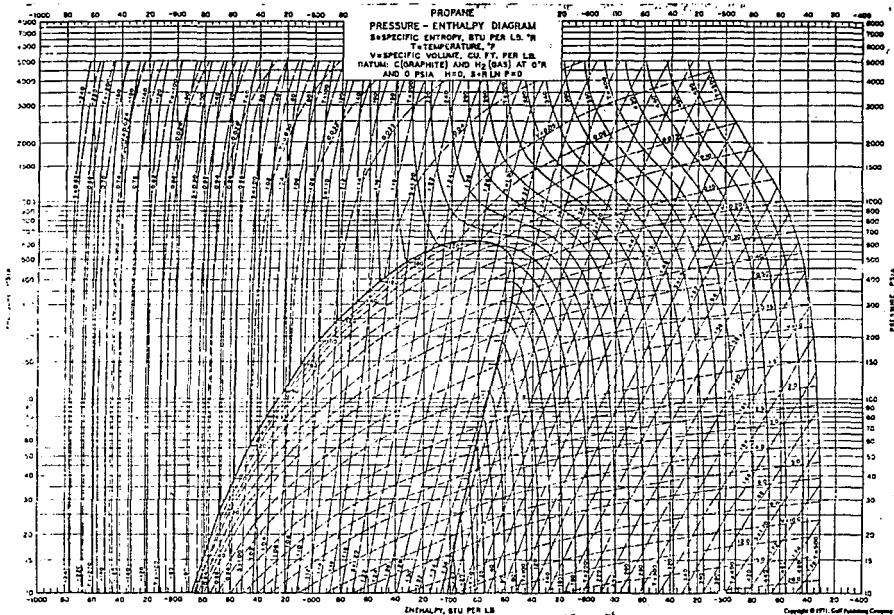


FIG II.4

DIAGRAMA PRESION - ENTHALPIA DEL PROPANO.

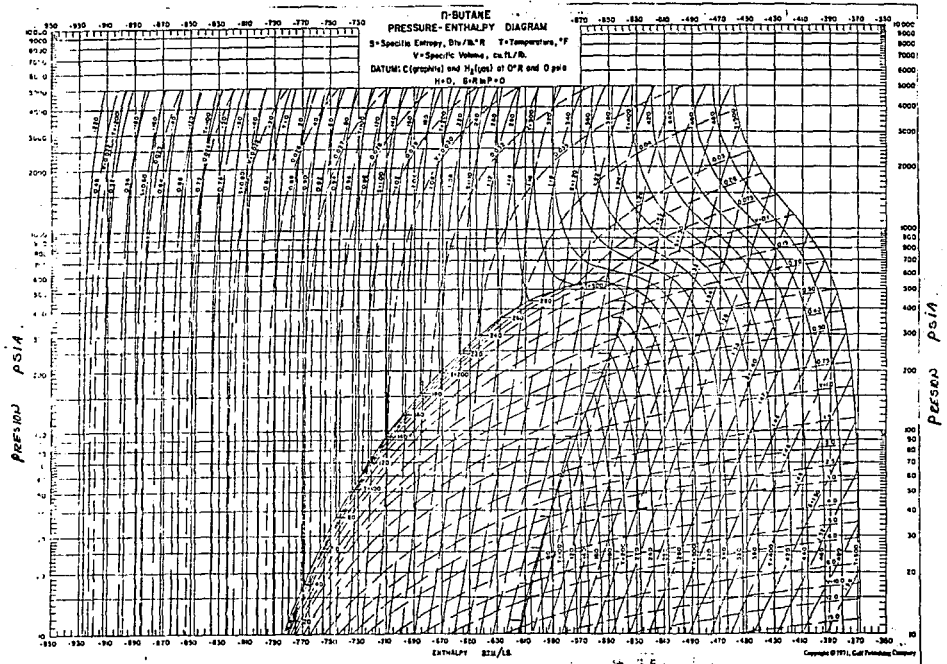


FIG II.5

DIAGRAMA PRESION - ENTAPIA PARA EL BUTANO.

TABLA II.4
 ENTALPIAS DEL PROPANO BAJO SATURACION (kcal/kg.)

TEMPERATURA (°C)	PRESION (kg/cm ²)	LIQUIDO	VAPOR
-42.1	1.033	64.6	166.4
-9.9	3.51	81.8	174.8
12.8	7.03	93.7	181.0
28.2	10.54	105.6	184.9
40.3	14.06	113.7	187.6
50.3	17.57	120.6	189.4
58.7	21.09	127.8	190.8
66.3	24.60	134.1	191.5
73.1	28.12	140.0	191.6
79.3	31.63	145.3	190.8
84.9	35.15	150.3	189.4
90.2	38.66	155.5	187.3
93.9	41.33	161.0	185.1
95.3	42.18	164.7	183.8
96.8	43.37	175.0	175.0

En el manejo del propano se alcanza a cubrir una variedad de valores de entalpía tanto para la fase líquida como de vapor en un rango de -173.3 a 98.83 °C (99.85 - 370 °K), como los descritos en la tabla II.4.

En las operaciones más comunes de manejo del gas LP tales como: compresión y vaporización en el punto de ebullición, el flujo a lo largo de tuberías, sobrecalentamiento, expansión y compresión del vapor; requieren de conocer el contenido de calor fuera de los límites de saturación.

Para esto es necesario tener datos que relacionen las condiciones de presión y temperatura con la entalpía y entropía. Estas condiciones se extrapolan de las determinaciones obtenidas por Starling a entalpía y entropía cero, y -17.7 °C (255.4 °K), 0.0 kg/cm² (0.0 lb/in²); sin embargo, en la práctica interesan más los cambios de entropía que los datos de referencia que tiene una afección mínima.

II.1.4 CAPACIDAD CALORÍFICA.

En un sentido general, la capacidad calorífica se define como la cantidad de calor necesaria para incrementar la temperatura de un cuerpo en un grado.

El calor específico es la relación de la capacidad calorífica de un cuerpo a la capacidad calorífica de igual masa de agua; en sí el calor específico es una propiedad característica de una sustancia e independiente de cualquier sistema de unidades, pero depende de las temperaturas de la sustancia y del agua de referencia.

Numéricamente, la capacidad calorífica se expresa como la razón de la variación en la cantidad de calor respecto a la temperatura; en consecuencia, si una sustancia se calienta a volumen constante en condiciones de continuidad y todo el calor añadido se emplea en aumentar la energía interna; y si esta sustancia se calienta a presión constante, el calor añadido se emplea en incrementar la energía interna de la sustancia y en suministrar energía igualmente del trabajo mecánico de expansión.

La capacidad calorífica de una substancia que se expande con elevación de temperatura, es mayor cuando se calienta a presión constante que cuando se calienta a volumen constante, debido al equivalente en calor del trabajo interno realizado en la expansión. Para un gas ideal, la capacidad calorífica molar bajo condiciones de presión y volumen constante se diferencian en el valor constante de R , cuyo valor numérico es $1.987 \text{ cal/mol kg } ^\circ\text{K}$ ó $1.987 \text{ Btu/mol-lb } ^\circ\text{R}$.

En la tabla II.5 se tabulan valores de C_p y C_v a diferentes temperaturas de los tres principales componentes del gas LP en $\text{kcal/kg } ^\circ\text{C}$

Cuando se requiera de datos más confiables de diseño de equipo de transferencia de calor, existen relaciones empíricas que sirven para calcular datos en intervalos de temperatura por encima de los 27°C (300°K). Las capacidades caloríficas molares de los gases más comunes se pueden representar por medio de la ecuación cuadrática

$$C_p = a + bt + ct^2$$

$$^\circ\text{K} = ^\circ\text{C} + 273.15$$

Ec. II.3

donde $t =$ temperatura en $^\circ\text{K}$

En el caso de tener gases en las proximidades de -273.15°C (0°K), la capacidad calorífica de los gases no se puede expresar con exactitud de acuerdo a la ecuación II.3, sino que se requiere de una ecuación exponencial.

Un método opcional para la obtención de los valores de capacidades caloríficas, es en base a los datos de capacidades caloríficas medias; estos representan un valor promedio de la capacidad de la substancia a las temperaturas dadas.

El calor total necesario para calentar el gas de una a otra temperatura, a presión constante, puede calcularse multiplicando el número de moles por la capacidad molar media y por el aumento de la temperatura; este método elimina la integración tradicional de los datos de capacidades caloríficas a lo largo del intervalo de temperaturas. Para intervalos cortos de temperatura, la capacidad

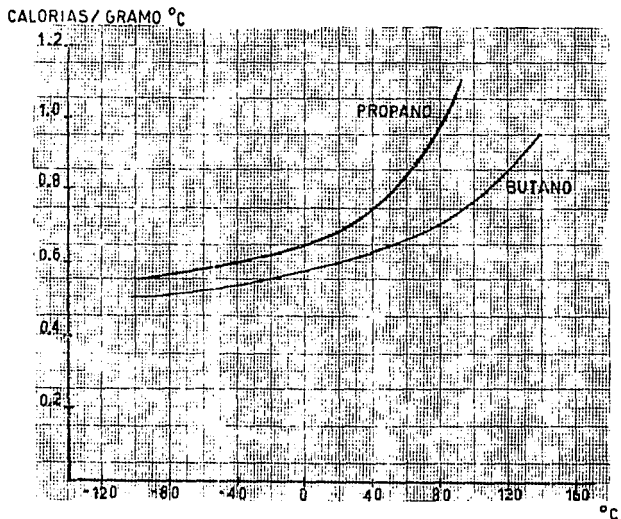


FIG II.6

en
ep

Z

DIAGRAMA DE LA CAPACIDAD
CALORIFICA EN ESTADO LIQUIDO
DE PROPANO Y BUTANO

CALORIAS/GRAMO °C

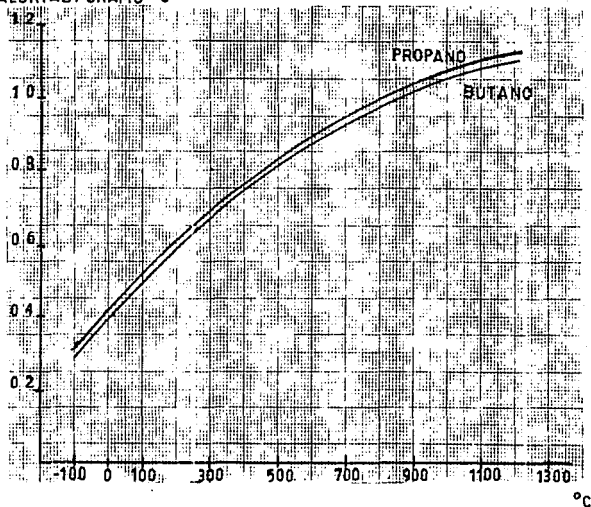


FIG II 7

en.
ep

DIAGRAMA DE CAPACIDAD CALORIFICA EN ESTADO DE VA
POR DE PROPANO Y BUTANO
VS TEMPERATURA

TABLA II.5
VALORES DE C_p Y C_v EN COMPONENTES PRINCIPALES DEL GAS LP

LIQUIDO A PRESION CONSTANTE		PROPANO	n-BUTANO	ISOBUTANO
1 atm y 25 °C		0.8023	0.5748	0.5824
VAPOR A PRESION ATMOSFERICA				
Valores	Temperatura °C			
C_p	0	0.359	0.342	0.372
	15	0.338	0.397	0.385
	100	0.458	0.438	0.882
	500	0.844	0.822	0.822
C_v	15	0.343	0.361	0.348

calorífica media puede tomarse como la capacidad calorífica de la temperatura media.

II.1.5 DENSIDAD.

En términos usuales, se define a la densidad como el peso por unidad de volumen de una substancia a una determinada temperatura.

Al igual que otras propiedades termodinámicas, esta tiene diversas modalidades que permiten hacer un uso más extensivo de ella, tanto el volumen específico como la densidad relativa se tornan indispensables en cálculos de flujo de fluidos.

Como se mencionó al inicio, la temperatura juega un papel importante en la determinación de las densidades en estado líquido, ya que provoca un descenso de esta. El efecto contrario se produce en los gases o vapores donde se tiene un aumento gradual conforme se eleva la temperatura.

En la tabla II.6 se presentan valores de la densidad de los componentes principales del gas LP tanto en la fase líquida como gaseosa.

El gas LP no es la excepción, puesto que conserva este mismo comportamiento en estado líquido y gaseoso; el aumento de volumen que sufren los componentes del gas LP conforme aumenta la temperatura aumenta a razón de un coeficiente de expansión cúbico.

Es necesario tener muy en cuenta este factor, ya que su influencia es crítica en la asignación del máximo llenado de los recipientes que almacenan al gas LP.

Técnicamente se ha denominado al máximo nivel de llenado como "densidad de llenado", en otras palabras se entiende a la densidad de llenado como la relación del máximo contenido de gas LP a la capacidad total del recipiente lleno de agua. El valor de la densidad de llenado dependerá de la situación geográfica donde se ubiquen los recipientes, por lo general oscila alrededor del 85% ; así mismo la unidad en que se expresa son kilogramos de gas LP/capacidad del recipiente en litros.

Sin embargo, los volúmenes líquidos medidos a cualquier

TABLA II.6
 DENSIDAD, VOLUMEN ESPECIFICO, DENSIDAD RELATIVA.

CONDICIONES	PROPANO		n-BUTANO		ISOBUTANO		PROPANO COMERCIAL		BUTANO COMERCIAL	
	LIQ.	VAPOR	LIQ.	VAPOR	LIQ.	VAPOR	LIQ.	VAPOR	LIQ.	VAPOR
A PRESION DE VAPOR										
DENSIDAD A 15 °C: (kg/m3)	507.6	15.9	584.7	4.8	563.3	7.0	510.0	15.3	580.0	5.6
VOLUMEN ESPECIFICO (15 °C) (m3/ton)	1.970	63.3	1.710	208.3	1.750	142.9	1.96	65.4	1.73	178.0
A PRESION ATMOSFERICA (760 mm Hg)										
DENSIDAD 0 °C: (kg/cm3)	-	2.03	-	2.67	-	2.67	-	2.00	-	2.60
DENSIDAD 15 °C: (kg/cm3)	-	1.90	-	2.55	-	2.53	-	2.00	-	2.50
VOLUMEN ESPECIFICO (0 °C): m3/ton	-	500	-	374	-	374	-	490	-	380
VOLUMEN ESPECIFICO (15 °C) m3/ton	-	576	-	392	-	395	-	500	-	400
GRAVEDAD * ESPECIFICA: 15/15 °C	0.577	-	0.584	-	0.563	-	0.510	-	0.575	-
GRAVEDAD ESPECIFICA: AIRE=1	-	1.550	-	2.077	-	2.068	-	1.500	-	2.000

* NUMERICAMENTE ES LO MISMO QUE LA "DENSIDAD RELATIVA".

GRAMOS/MILILITROS

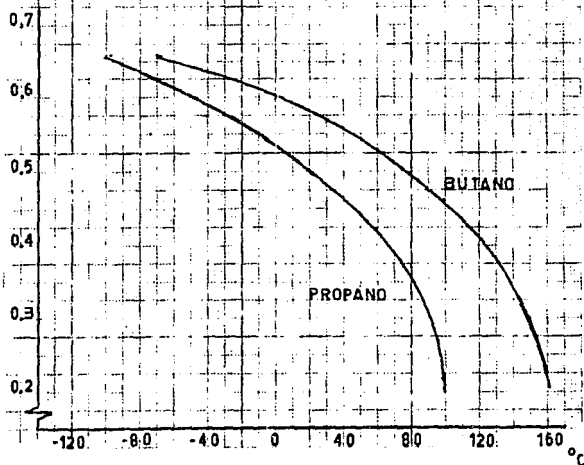


FIG II.8

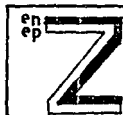


DIAGRAMA DE DENSIDAD
EN ESTADO LIQUIDO DE
PROPANO Y BUTANO VS.
TEMPERATURA

temperatura tienen que corregirse a condiciones estándar (15 °C), con objeto de obtener datos más confiables en el dimensionamiento de equipo; esto se realiza a través de la siguiente fórmula:

$$V_{15\text{ °C}} = V_t \times C_f$$

Ec. II.4

donde:

$V_{15\text{ °C}}$ = es el volumen corregido a 15 °C

V_t = volumen observado a la temperatura t

Para encontrar C_f primero es necesario conocer la densidad relativa del líquido de forma tradicional, dividiendo el peso de la cantidad elegida por el volumen a 15°C, seguido por la división con el parámetro patrón que es el agua; con este valor se intercepta en la tabla de factores de corrección, para posteriormente multiplicarlos por la misma densidad y así obtener el valor corregido.

A continuación aparecen las tabulaciones del factor de expansión, en la tabla No. II.7.

Al realizar un análisis de estos datos se observa que la relación de expansión y contracción a una temperatura determinada sufre una desviación respecto a las condiciones estándar (15 °C), siendo más pronunciada en el propano que en el butano.

Cálculo de la densidad de llenado:

$$\text{Densidad de llenado} = \frac{(0.97) \left[\begin{array}{l} \text{Capacidad del} \\ \text{recipiente en} \\ \text{litros de agua} \end{array} \right] \left[\begin{array}{l} \text{Densidad relativa} \\ \text{del gas LP a} \\ t \text{ °C} \end{array} \right]}{\left[\begin{array}{l} \text{Densidad relativa} \\ \text{del gas LP a } 15 \text{ °C} \end{array} \right]} \times (C_f) \quad \text{Ec II.5}$$

II.1.6 VISCOSIDAD.

A la viscosidad de cualquier fluido, se le define como la relación del esfuerzo cortante por unidad de área en un punto respecto al gradiente de la velocidad; de forma más explícita se entiende a la viscosidad como una medida de la fricción interna del fluido que tiende a oponerse a cualquier cambio dinámico del mismo.

Tabla 11.7
COEFICIENTES DE EXPANSION
gravedad especifica 15.6 C/15.6 C

Temperatura observada C	Propano								Isobutano			n-Butano	
	0.5	0.5079	0.51	0.52	0.53	0.54	0.55	0.56	0.5631	0.57	0.58	0.5844	0.59
-45.6	1.16	1.155	1.153	1.146	1.14	1.133	1.127	1.122	1.12	1.116	1.111	1.108	1.106
-42.8	1.153	1.148	1.146	1.14	1.134	1.128	1.122	1.117	1.115	1.111	1.106	1.103	1.101
-40	1.147	1.142	1.14	1.134	1.126	1.122	1.117	1.111	1.11	1.106	1.101	1.099	1.097
-37.2	1.14	1.135	1.128	1.122	1.116	1.112	1.106	1.105	1.101	1.096	1.096	1.094	1.092
-34.4	1.134	1.129	1.128	1.122	1.116	1.111	1.106	1.101	1.1	1.096	1.092	1.09	1.088
-31.7	1.127	1.122	1.121	1.115	1.11	1.105	1.1	1.095	1.094	1.091	1.087	1.085	1.083
-28.9	1.12	1.115	1.114	1.109	1.104	1.099	1.095	1.09	1.089	1.086	1.082	1.08	1.079
-26.1	1.112	1.109	1.107	1.102	1.097	1.093	1.089	1.084	1.083	1.08	1.077	1.075	1.074
-23.3	1.105	1.102	1.1	1.095	1.091	1.087	1.083	1.079	1.078	1.075	1.072	1.071	1.069
-20.6	1.096	1.094	1.094	1.089	1.085	1.081	1.077	1.074	1.073	1.07	1.067	1.066	1.065
-17.8	1.092	1.088	1.088	1.084	1.08	1.076	1.073	1.069	1.068	1.066	1.063	1.063	1.061
-16.2	1.089	1.086	1.085	1.081	1.077	1.074	1.07	1.067	1.066	1.064	1.061	1.06	1.059
-15.6	1.088	1.083	1.082	1.079	1.075	1.071	1.068	1.065	1.064	1.062	1.059	1.058	1.057
-14.4	1.084	1.08	1.18	1.076	1.072	1.069	1.065	1.062	1.061	1.059	1.057	1.055	1.054
-13.3	1.081	1.078	1.077	1.074	1.07	1.066	1.063	1.06	1.059	1.057	1.055	1.052	1.052
-12.2	1.078	1.075	1.074	1.071	1.067	1.064	1.061	1.058	1.057	1.055	1.053	1.051	1.05
-11.1	1.075	1.072	1.071	1.068	1.064	1.061	1.059	1.056	1.055	1.053	1.051	1.049	1.048
-10	1.072	1.07	1.069	1.066	1.062	1.059	1.056	1.053	1.053	1.051	1.049	1.047	1.046
-8.9	1.07	1.067	1.066	1.063	1.06	1.056	1.054	1.051	1.051	1.048	1.046	1.045	1.044
-7.8	1.067	1.065	1.064	1.061	1.057	1.054	1.051	1.049	1.048	1.046	1.044	1.043	1.042
-6.7	1.064	1.062	1.061	1.058	1.054	1.051	1.049	1.046	1.046	1.044	1.042	1.041	1.04
-5.6	1.061	1.059	1.058	1.055	1.052	1.049	1.046	1.044	1.044	1.042	1.04	1.039	1.038
-4.4	1.058	1.056	1.055	1.052	1.047	1.044	1.044	1.042	1.042	1.04	1.038	1.037	1.036
-3.3	1.055	1.053	1.052	1.049	1.047	1.044	1.042	1.039	1.039	1.037	1.036	1.036	1.034
-2.2	1.052	1.05	1.049	1.047	1.044	1.041	1.039	1.037	1.037	1.035	1.034	1.034	1.032
-1.1	1.049	1.047	1.046	1.044	1.041	1.039	1.037	1.035	1.035	1.033	1.032	1.032	1.03
0	1.046	1.044	1.043	1.041	1.038	1.036	1.035	1.033	1.033	1.031	1.03	1.03	1.028
1.1	1.043	1.041	1.04	1.038	1.036	1.034	1.032	1.031	1.03	1.029	1.028	1.028	1.026
2.2	1.039	1.038	1.037	1.035	1.033	1.031	1.03	1.028	1.028	1.027	1.025	1.025	1.024
3.3	1.036	1.035	1.034	1.032	1.031	1.029	1.027	1.026	1.025	1.025	1.023	1.023	1.022
4.4	1.033	1.032	1.031	1.029	1.028	1.026	1.025	1.024	1.023	1.023	1.021	1.021	1.02
5.6	1.03	1.029	1.028	1.027	1.025	1.024	1.023	1.022	1.021	1.021	1.019	1.019	1.018
6.7	1.027	1.026	1.025	1.023	1.022	1.021	1.02	1.019	1.019	1.018	1.017	1.017	1.016
7.8	1.023	1.022	1.022	1.021	1.02	1.018	1.018	1.017	1.016	1.016	1.015	1.015	1.014
8.9	1.02	1.019	1.019	1.018	1.017	1.016	1.015	1.014	1.014	1.013	1.013	1.013	1.012

Fuente: LPC Industries Technical Association.

Tabla II.7
COEFICIENTES DE EXPANSION
gravidad especifica 15.6 C/15.6 C

Temperatura observada C	Propano				Isobutano				n-Butano				
	0 5	0 5079	0 51	0 52	0 53	0 54	0 55	0 56	0 5631	0 57	0 58	0 5844	0 59
10	1.017	1.016	1.016	1.015	1.014	1.013	1.013	1.012	1.012	1.011	1.011	1.011	1.01
11.1	1.014	1.013	1.012	1.012	1.011	1.01	1.01	1.009	1.009	1.009	1.009	1.009	1.008
12.2	1.011	1.01	1.009	1.009	1.009	1.006	1.007	1.007	1.007	1.007	1.006	1.006	1.006
13.3	1.007	1.007	1.006	1.006	1.005	1.005	1.005	1.005	1.005	1.005	1.004	1.004	1.004
14.4	1.003	1.003	1.003	1.003	1.003	1.003	1.002	1.002	1.002	1.002	1.002	1.002	1.002
16.6	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1
16.7	0.997	0.997	0.997	0.997	0.997	0.997	0.997	0.997	0.998	0.998	0.998	0.998	0.998
17.8	0.993	0.992	0.994	0.994	0.994	0.994	0.995	0.995	0.995	0.995	0.996	0.996	0.996
18.9	0.99	0.99	0.99	0.99	0.991	0.992	0.992	0.993	0.993	0.993	0.993	0.993	0.993
20	0.986	0.986	0.987	0.987	0.986	0.987	0.99	0.99	0.99	0.99	0.991	0.991	0.991
21.1	0.983	0.983	0.984	0.984	0.985	0.986	0.987	0.988	0.988	0.988	0.989	0.989	0.989
22.2	0.979	0.98	0.981	0.981	0.982	0.983	0.984	0.985	0.986	0.986	0.987	0.987	0.987
23.3	0.976	0.976	0.977	0.978	0.98	0.98	0.982	0.983	0.982	0.984	0.985	0.985	0.985
24.4	0.972	0.973	0.974	0.975	0.977	0.978	0.979	0.98	0.981	0.981	0.982	0.982	0.983
25.6	0.969	0.97	0.97	0.972	0.974	0.975	0.977	0.978	0.978	0.979	0.98	0.98	0.981
26.7	0.965	0.967	0.967	0.969	0.971	0.972	0.974	0.975	0.976	0.977	0.976	0.976	0.979
27.8	0.961	0.963	0.963	0.966	0.968	0.969	0.971	0.972	0.973	0.974	0.976	0.976	0.977
28.9	0.957	0.959	0.96	0.962	0.965	0.966	0.968	0.97	0.971	0.972	0.974	0.974	0.975
30	0.954	0.956	0.956	0.959	0.961	0.964	0.966	0.967	0.968	0.969	0.971	0.971	0.972
31.1	0.95	0.95	0.953	0.955	0.958	0.961	0.963	0.965	0.966	0.967	0.969	0.969	0.97
32.2	0.946	0.949	0.949	0.952	0.955	0.958	0.96	0.962	0.963	0.964	0.967	0.967	0.968
33.3	0.942	0.945	0.946	0.949	0.952	0.955	0.957	0.959	0.96	0.962	0.964	0.965	0.966
34.4	0.938	0.941	0.942	0.945	0.948	0.952	0.954	0.957	0.958	0.959	0.962	0.962	0.964
35.6	0.935	0.938	0.939	0.942	0.946	0.949	0.952	0.954	0.955	0.957	0.959	0.96	0.961
36.7	0.931	0.934	0.935	0.939	0.943	0.946	0.949	0.952	0.953	0.954	0.957	0.957	0.959
37.8	0.927	0.93	0.932	0.936	0.94	0.943	0.946	0.949	0.95	0.952	0.954	0.955	0.957
40.6	0.917	0.92	0.923	0.927	0.931	0.935	0.939	0.943	0.943	0.946	0.949	0.949	0.951
43.3	0.907	0.911	0.913	0.918	0.923	0.927	0.932	0.936	0.937	0.939	0.943	0.944	0.946
46.1	0.897	0.902	0.904	0.909	0.915	0.92	0.925	0.93	0.93	0.933	0.937	0.938	0.94
48.9	0.887	0.892	0.894	0.9	0.907	0.912	0.916	0.923	0.924	0.927	0.931	0.932	0.934
51.7	0.876	0.881	0.884	0.89	0.898	0.903	0.909	0.916	0.916	0.92	0.925	0.927	0.928
54.4	0.865	0.871	0.873	0.88	0.888	0.895	0.901	0.905	0.909	0.913	0.918	0.921	0.923
57.2	0.854	0.861	0.863	0.871	0.879	0.887	0.894	0.901	0.902	0.907	0.912	0.914	0.916
60	0.842	0.85	0.852	0.861	0.87	0.879	0.886	0.893	0.895	0.9	0.905	0.907	0.91

Fuente: LPG Industries Technical Association.

Ciertamente la viscosidad de los líquidos es considerablemente diferente a la de los gases, es decir, son mayores numéricamente y disminuyen con bastante rapidez al aumentar la temperatura.

La viscosidad de los líquidos por debajo del punto de ebullición normal, no se ve afectada por las presiones moderadas, pero a presiones altas el efecto de la temperatura sobre la viscosidad de un líquido es muy sensible cuando son temperaturas cercanas o algo menores al punto de ebullición normal. Al igual que otros líquidos, la viscosidad de los componentes puros del gas LP se reduce por efecto de un aumento de temperatura; en la fase gaseosa la viscosidad aumenta con un incremento en la temperatura.

El comportamiento de ambas fases, como se acaba de enunciar, es muy pequeño en la fase líquida excepto cerca de la temperatura crítica.

En la fase gaseosa, un incremento en la presión da como resultado un aumento marcado en la viscosidad especialmente arriba de la presión crítica. A continuación se muestran en la tabla II.8 los valores de viscosidad de los componentes de gas LP en sus dos fases a diversas temperaturas, así como el comportamiento de estos en los diagramas de las figuras II.9 y II.10.

Cuando se requieren datos específicos de mezclas como de componentes puros, la determinación de la viscosidad, se puede hacer a través de datos experimentales con un higrómetro o mediante correlaciones numéricas de estados correspondientes que proporcionan datos muy cercanos a los experimentales.

A presiones elevadas, parece no haber un método confiable de estimación Andrade (20), propone una relación en la que intervienen razones de los volúmenes específicos y factores de compatibilidad adiabáticos para líquidos comprimidos y no comprimidos, pero la relación es sólo aproximada en la porción lineal de la curva ML-p y no se aproxima a la situación real de altas presiones.

La ecuación que describe apropiadamente el comportamiento de la viscosidad respecto a la temperatura es la de Andrade:

$$ML = A \cdot B/t \quad \text{Ec. II.6}$$

donde: A y B son constantes y t es la temperatura en °C

CENTIPOISES

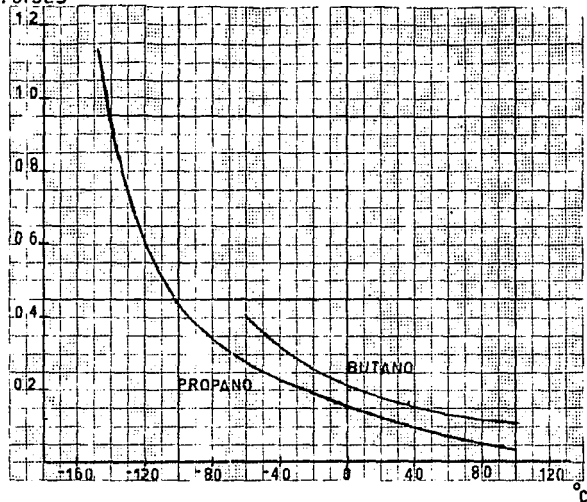


FIG II.9

en
ep

DIAGRAMA DE LA VISCOSIDAD EN ESTADO LIQUIDO DE PROPANO Y BUTANO VS. TEMPERATURA

MICROPOISES

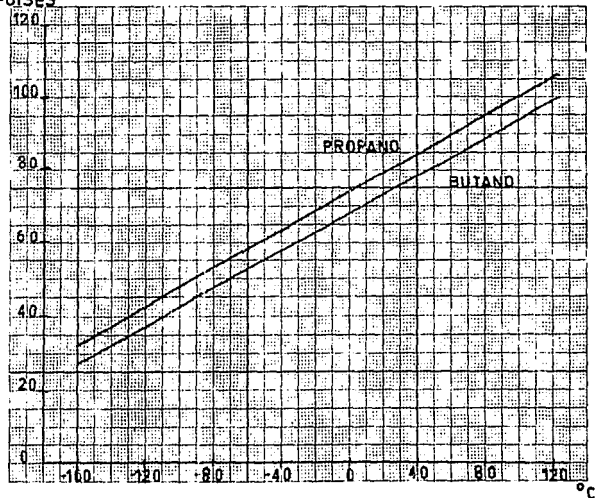


FIG II.10

en
ep

DIAGRAMA DE VISCOSIDAD
EN ESTADO DE VAPOR DE
PROPANO Y BUTANO VS.
TEMPERATURA

TABLA II.8
 VISCOSIDAD EN (CP)*

TEMPERATURA (°C)	PROPANO	n-BUTANO	ISOBUTANO
Fase líquida:			
punto de ebullición a presión atmosférica	0.21	0.21	0.21
15.6 (a presión de vapor)	0.106	0.180	0.163
37.8 (a presión de vapor)	0.086	0.142	0.125
Fase vapor:			
al punto de ebullición	0.0065	0.0080	0.0075
37.8	0.0085	0.009	0.009
temperatura crítica	0.0103	0.0108	0.0104

* Centipoises.

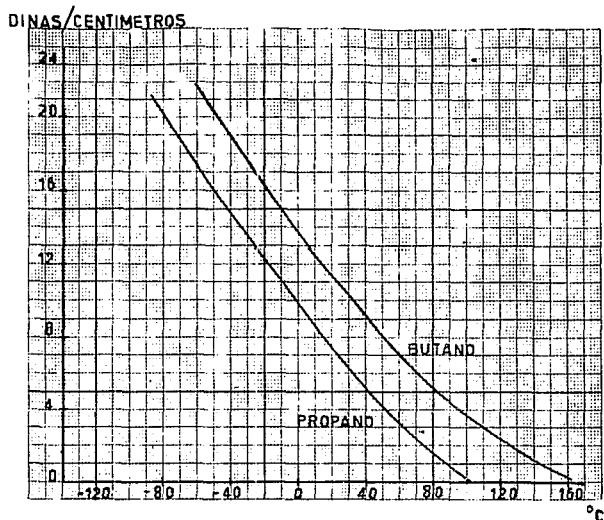


FIG II.11



DIAGRAMA DE LA TENSION
SUPERFICIAL DE PROPANO
Y BUTANO VS. TEMPERA-
TURA

II.1.7 TENSION SUPERFICIAL.

La capa de separación entre las fases líquida y gaseosa, puede en cierta forma considerarse como una tercera fase con propiedades intermedias entre las del líquido y las del gas. Cabe señalar que en esta existen grandes gradientes de densidad así como de energía molecular.

Un panorama cualitativo de esta capa superficial muestra que hay fuerzas desiguales que actúan sobre las moléculas, es decir a densidades bajas en un gas, las moléculas de la superficie son atraídas hacia ambos lados, sólo que habría una diferencia a favor de la fase líquida; así pues la capa superficial está en tensión y tiende a contraerse hacia el área mínima compatible con la masa del material y las paredes del recipiente. Esta tensión puede representarse de diversas formas, siendo la más común γ (gamma), que se define simplemente como la fuerza ejercida en un plano de la superficie por unidad de longitud.

Al aumentar la temperatura se refleja una disminución de la densidad del líquido, por lo que hay menos atracción sobre las moléculas superficiales y las tensiones superficiales disminuyen.

La mayoría de las ecuaciones y relaciones técnicas representan la variación de la tensión superficial de los líquidos respecto a la temperatura.

El comportamiento que sigue el gas LP en estado líquido, es la de disminuir la tensión conforme aumenta la temperatura como se observa en la figura II.11.

II.2 PROPIEDADES QUIMICAS.

Estrictamente hablando, el gas LP consiste de propano (C₃) y butano (C₄) de pureza comercial, incluyéndose trazas de hidrocarburos pesados, insaturados, etc; en análisis practicados al gas LP, se ha encontrado la presencia de los compuestos enunciados en la tabla II.9.

TABLA II.9

COMPONENTES ENCONTRADOS EN EL GAS LP COMERCIAL
BUTANO (Sinónimos: Butano normal, n-Butano, Butil-híbrido): C ₄ H ₁₀
BUTILENOS (Sinónimo: Butenos): C ₄ H ₈
1.- Buteno (Sinónimos: Etil, Etileno, Alfa Buteno): CH ₂ =CH-CH ₂ -CH ₃
Cis 2 BUTENO (Sinónimos: Dimetil, Etileno, Beta-Butilenos, 2 Buteno de alto punto de ebullición): CH ₃ -CH=CH-CH ₃
Trans-2 BUTENO (Sinónimos: Dimetil, Etileno, Beta-Butileno, 2 Buteno de bajo punto de ebullición): CH ₃ -CH=CH-CH ₃
ISOBUTENO (Sinónimos: 2 Metil-Propano, Trimetilopropano): C ₄ H ₁₀ ó (CH ₃) ₂ -CH-CH ₃
PROPANO (Sinónimo: Dimetil-Metano): C ₃ H ₈ (CH ₃ -CH ₂ -CH ₃)
PROPILENO (Sinónimo: Propeno): C ₃ H ₆ ó (CH ₃ -CH=CH ₂)

En el mercado, raramente el gas LP consiste de propano y butano puros, debido a que los procesos de obtención de gas natural y refinería originan una mezcla de hidrocarburos licuables saturados e insaturados en el rango de ebullición del propano y butano.

Comercialmente el gas LP para su uso doméstico comercial se expende en cuatro grados que son los siguientes:

- A) GAS LP PROPANO - consiste principalmente de propano y/o propileno.
- B) GAS LP BUTANO - consiste principalmente de n-butano, isobutano y/o butileno.
- C) GAS LP MEZCLADO - contiene una cantidad variable de propanos y butanos previamente mencionados.
- D) Como propano de alta pureza con un 95% de este hidrocarburo.

II.2.1 REACCIONES QUIMICAS DEL GAS LP.

Los mecanismos de reacción de hidrocarburos son ampliamente estudiados por libros de texto y publicaciones especializadas, las reacciones aquí presentadas son las de interés comercial:

II.2.1.1 DESHIDROGENACION Y CRACKING TERMICO-CATALITICO.

II.2.1.2 OXIDACION.

II.2.1.3 REFORMACION TERMICA.

II.2.1.4 HALOGENACION.

II.2.1.5 NITRACION.

Sabemos que la oxidación es el mecanismo básico en la combustión y en la generación de gases calientes; la reformación térmica es usada en la industria del gas y el cracking es un medio para la producción de materias primas para la industria química.

II.2.1.1 REACCIONES DE DESHIDROGENACION Y CRACKING TERMICO-CATALITICO.

La estabilidad térmica es una función de la energía libre de molécula, el bajo valor numérico de la energía libre a una temperatura, muestra la estabilidad de la molécula a dicha temperatura.

En la tabla II.10 se presentan los valores del calor de formación de los miembros bajos de la serie de parafinas en el rango de temperatura de 426.8 - 726.85 °C (700 - 1000 °K), a 727 °C (1000 °K) el orden de estabilidad térmica es:

METANO → ETILENO → ETANO → PROPANO → PROPILENO → n-BUTANO → BUTENOS

El propano y el butano son más estables que el propileno y los butenos respectivamente.

Debido a esto, en la práctica el buteno es más fácil de deshidrogenar a Butenos y el propano a propileno.

La reacción de cracking (ruptura de cadenas), es favorecida por las altas temperaturas, la deshidrogenación por las bajas presiones y tiempos de residencia cortos en la zona de reacción.

TABLA II.10
ENERGIA LIBRE DE FORMACION (ΔG) Cal/gmol.

COMPUESTO	1000 °K	700 °K
METANO	4,590	- 3,070
ETANO	26,160	10,920
PROPANO	45,560	22,910
n-BUTANO	64,470	34,170
PROPILENO	43,430	30,590
ETILENO	8,928	3,348
1-BUTENO	63,070	42,730
TRANS-2-BUTENO	62,660	41,450
CIS-2-BUTENO	61,687	40,447

Por ejemplo, la deshidrogenación de propano, a propileno bajo presión atmosférica y a 800 °C favorece la producción de etileno:



La reacción II.7 es favorecida por una baja presión las reacciones II.8 y II.9 son favorecidas por un incremento de temperatura, esto se denota en la tabla II.11.

TALA II.11
 EFECTO DEL INCREMENTO DE LA TEMPERATURA EN LA CONVERSION
 DE LA REACCION II.8 Y II.9

TEMPERATURA (°C)	% C ₃ H ₆	% C ₂ H ₄	% H ₂
700	5	5	5
800	13	20	15
880	10	29	28

Los procesos a escala comercial para producir etileno a partir de gas LP son llevados a cabo por cracking térmico en presencia de vapor y con altas temperaturas: 800 °C (1073 °K).

II.2.1.1.1 LA PIROLISIS DE BUTANOS.

Con n-butano, la reacción de deshidrogenación da lugar al butadieno, siendo endotérmica, activada por cromo a temperaturas de 540 °C (813 °K) y presiones en el rango de 0.07 - 0.14 kg/cm².

El vapor es utilizado para minimizar la formación de carbón en la fase de vapor, el butano y el vapor de agua pasan sobre el catalizador, la temperatura en el carbón se reduce y en la regeneración de este donde la temperatura es restaurada y el carbón se quema fuera, el corto tiempo de contacto favorece la producción de butenos; el isobutano es deshidrogenado similarmente a isobuteno.

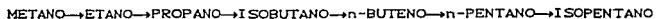
A las altas temperaturas del cracking, la pirólisis de butanos procede más pronto en el caso del propano, con n-butano la deshidrogenación catalítica procede a etileno y directo a acetileno.

II.2.1.2 OXIDACION.

La reacción de oxidación da diferentes productos, de acuerdo a la fase líquida o gaseosa en que se lleva a cabo.

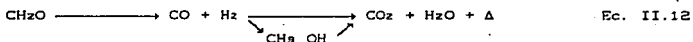
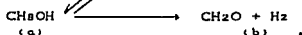
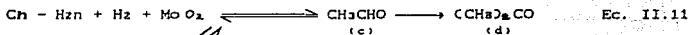
II.2.1.2.1 OXIDACION EN FASE GASEOSA.

El orden de dificultad de la reacción de oxidación obedece en general al orden de estabilidad:



La secuencia de reacción se explica mediante la formación de intermediarios químicos en presencia de un catalizador metálico óxido de Molibdeno (MoO_3),

La secuencia probable más aceptada es la siguiente:



La porción relativa de los intermediarios químicos formados por oxidación parcial, es determinada por el tipo de hidrocarburo alimentado, la temperatura es cercana a los $450^\circ C$ ($723^\circ K$) y a una presión de 29 kg/cm^2 (428 lb/in^2) la razón de hidrocarburo a oxígeno y la naturaleza del catalizador usado.

La tabla II.12 muestra los productos formados a partir del hidrocarburo.

TABLA II.12
PRODUCTOS FORMADOS A PARTIR DEL HIDROCARBURO.

HIDROCARBURO ALIMENTADO		PRODUCTOS OXIGENADOS EN ORDEN DE RENDIMIENTO DECRECIENTE
metano	_____	a, b (a) METANOL
etano	_____	b, a, c (b) FORMALDEHIDO
propano	_____	c, b, a, d (c) ACETALDEHIDO
n-butano	_____	c, b, a, d (d) ACETONA
iso-pentano	_____	d, c, b, a

La oxidación directa de propano y butano al alcohol metílico se realiza en las siguientes condiciones: presión atmosférica y 650 °C, (923 °K) la oxidación de propano es detenida por una rápida conversión del 25% a propileno. El isobutano es similarmente deshidrogenado por cracking a 625°C, (898°K), el n-butano a 608 °C (881 °K), el n-pentano a 640 °C (913 °K) y el isopentano a 580 °C (853 °K).

II.2.1.2.2 OXIDACION EN FASE LIQUIDA.

El efecto de un solvente líquido o diluyente es la de disminuir la temperatura de reacción a niveles relativamente bajos, para el gas LP las reacciones comercialmente importantes están limitadas a los butanos como el proceso industrial para la manufactura de ácido acético, utilizando n-butano disuelto en ácido acético glacial y oxidado con aire, enriquecido a 175 °C (448°K) y una presión de 57.9 kg/cm² (820.7 lb/in²); la reacción es ayudada por un catalizador de cobalto y manganeso disuelto con un rendimiento del 80% en peso.

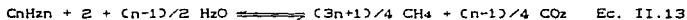
En el proceso oxirano la oxidación de isobutano en fase líquida se realiza para la producción de óxido de propileno y butanol terciario, el primero tiene valor como intermediario químico y el segundo tiene gran importancia como elemento antidetonante en gasolinas.

II.2.1.3 REFORMACION TERMICA.

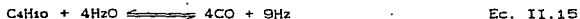
El proceso consiste en el paso del hidrocarburo vaporizado sobre un catalizador y temperaturas en el intervalo de 500 - 900°C (773 - 1173 °K), la reacción es endotérmica, para mantener el calor en la reacción se utiliza vapor de calentamiento y una corriente de aire.

La reacción de reformación se lleva a cabo sobre un catalizador de nickel soportado sobre ladrillo refractario alrededor de 900 °C (1173 °K) y a presión atmosférica.

El esquema de la reacción de reformación es:



Este esquema depende de las condiciones del gas pobre o el gas rico que es producido por la reacción básica, el gas pobre es principalmente monóxido de carbono e hidrógeno, por ejemplo la reacción con butano procede así:

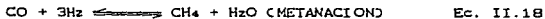


igualmente en la fase rica de gas metano diluido con dióxido de carbono.

Por ejemplo la reacción con propano es:



Removiendo el dióxido de carbono por absorción se enriquece la fase rica a las especificaciones del gas natural, aparte de esta reacción básica otras reacciones ocurren:



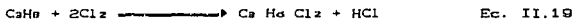
La reformación térmica es un proceso práctico para producir hidrógeno a partir de butano.

II.2.1.4 HALOGENACION (CLORACION).

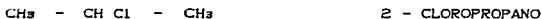
El metano es el miembro menos reactivo de la serie de parafinas, actividad que se incrementa con la longitud de las cadenas de carbono. La cloración fotoquímica a temperaturas moderadas ataca a los átomos de hidrógeno en el enlace del carbono terciario más fácilmente, debido a que los carbonos primarios son más estables; los insaturados difieren de los saturados en que ellos reaccionan a bajas temperaturas en fase líquida, ausencia de luz y catalizadores.

II.2.1.4.1 CLORACION DE PROPANO.

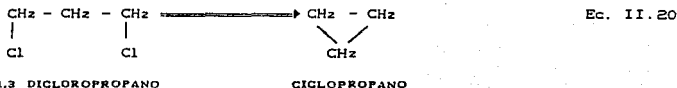
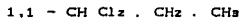
Una mezcla 43:57% de 1 y 2 cloropropano es obtenida por reacción de dos moles de propano y una de cloro a 300 °C. (573 °K):



Incrementando la razón molar de cloro a propano se obtiene la formación de los 4 dicloropropanos posibles: el (1,1), (1,2), (1,3) y (2,2) isómeros que se encuentran en proporciones aproximadamente iguales. El isómero 1,3 es fácilmente separado de los otros por fraccionación y es convertido a ciclopropano por reflujo de cloro en solución acuosa de etanol con exceso de zinc y en medio alcalino:

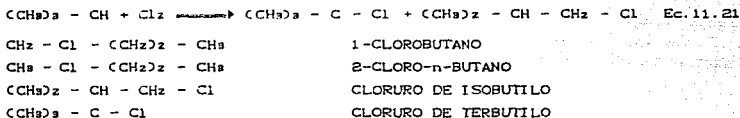


DICLOROPROPANOS



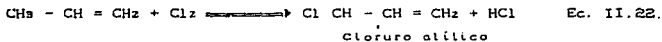
II.2.5.2 CLORACION DE BUTANOS.

A 300°C (573 °K) el n-butano, rinde una mezcla de 1 y 2 clorobutanos, con isobutano en una relación de 5:1 de cloro se obtiene 67% de cloruro de isobutilo y 33% de cloruro de terbutilo.



II.2.1.4.2 CLORACION DE PROPILENO

El cloruro se substituye en la molécula de propileno, pero se mantiene intacta la doble ligadura.



La clave de la reacción es la alta temperatura 500 °C (773 °K), una relación limitada de cloro (5 moles de propileno: 1 mol cloro) y una pequeña presión (2.1 kg/cm²). El cloruro alílico es producido con 85% de rendimiento.

Lo anterior es la base del proceso Shell para la manufactura del cloruro alílico intermedio del glicerol, alcohol alílico y epícloridrin.

II.2.1.4.3 CLORACION DE BUTENOS.

Al 1 y 2 buteno se le hace reaccionar con cloro para formar 1,2 diclorobutano y 2,3 diclorobutano respectivamente; a estos productos se les realiza la pirólisis para obtener butadieno como proceso comercial.

El isobuteno en fase líquida con una relación 1.5 al de hidrocarburo clorado, reacciona para formar metalilclorado (CH₂ = C (CH₃) - CH₂ - Cl) teniendo un 90% de rendimiento .

II.2.1.5 NITRACION.

El gas LP es nitrado por el paso de una mezcla de exceso de hidrocarburos con ácido nítrico, en un reactor vidriado y aproximadamente a 400°C (673 °K). La presión ayuda a la conversión y acelera la reacción y los productos son principalmente derivados mononitrados como se muestran en la tabla II.13

El derivado 2-metil-2-nitropropano es formado de isobutano por reacción en un tubo sellado a 150 °C (423 °K) con ácido nítrico fumante.

TABLA II.13
PRINCIPALES DERIVADOS MONONITRADOS.

COMPUESTO MONONITRADO	PROPANO	n-BUTANO	ISOBUTANO
Nitrometano	9	6	3
Nitroetano	26	12	—
1-Nitropropano	32	5	—
2-Nitropropano	33	—	22
1-Nitrobutano	—	27	—
2-Nitrobutano	—	50	—
1-Nitroisobutano	—	—	68
2-Nitroisobutano	—	—	7

II.2.1.6 REACCIONES MISCELANEAS DEL PROPILENO.

Muchas reacciones químicas son debidas a la alta reactividad del propileno; una conversión del 73% a acrilonitrilo, es el punto de partida para fibras acrílicas y hule nitrilo que es afectado por el uso de oxígeno y amoniaco. en este proceso se utiliza un lecho fluidizado de bismuto fosfomolibdato sobre sílica gel como catalizador a 450 °C (723 °K) y de 2 - 3 kg/cm² de presión:

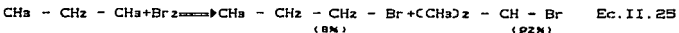


El acrilonitrilo obtenido de propileno es de bajo rendimiento (conversión del 12%, por reacción de óxido nítrico con un catalizador de óxido de plata soportado sobre sílica a 700 °C (953°K), (U.S. Patent 2,736,739 Dupont):



II.2.8 BROMACION DE PROPANO.

Se realiza a 330 °C (603 °K) en fase de vapor, se obtiene un 92% de bromuro de isopropilo y 8% de bromuro de n-propilo.



CAPITULO III.

PROCESOS DE OBTENCION DE GAS LICUADO

El gas licuado de petróleo (LPG) es un producto versátil que es extraído del gas natural o derivados de la refinación del petróleo crudo.

Los productos que constituyen el gas LP nunca se encuentran libres en la naturaleza, por lo que es necesario obtenerlos por medio de diferentes procesos en los cuales normalmente es considerado como producto secundario.

El gas LP es recuperado del gas natural por procesamiento esencialmente libre de hidrocarburos insaturados como el propileno y el butileno; en cambio el producto en las refinerías contiene cantidades variables de dichas olefinas. Una gran cantidad del propileno y butileno son recuperados en las refinerías para ser utilizados en la producción de plástico y caucho sintético, así como componentes de gasolina de alto octanaje.

El gas LP es recuperado del gas natural principalmente por seis métodos: absorción, compresión con turbo expansores, adsorción, compresión, criogénico y como subproducto de las plantas de refinación.

III.1 ABSORCION.

El proceso de absorción es usado para la recuperación de gas LP y gasolina natural, generalmente se usa el proceso de absorción con aceite, el cual proporciona mejores rendimientos si la temperatura de absorción es baja (aproximadamente -45°C), con un aceite de bajo peso molecular y calentar el aceite de absorción para separar el producto; el diagrama de flujo de dicho proceso se presenta en la figura No. III.1

El gas natural que se alimenta intercambia calor (EA-01) con el gas residual del domo del absorbedor, etilén-glicol es inyectado como anticongelante y adicionalmente la corriente es enfriada por refrigeración externa (EA-02) a -37°C , el gas enfriado entra a un separador de glicol donde se separa (EA-01) el glicol y el agua de gas natural como fase líquida.

EA-01/EA-02 SECCION DE REFRIGERACION
EA-03/EA-04 SECCION DE REFRIGERACION
EA-05/EA-06/EA-07 INTERCAMBIADORES
DE CALOR

FA-01 SEPARADOR DE GLICOL
FA-02 FLASH DE ACEITE RICO
FA-03 DESPROPANIZADOR
FA-04 DESBUTANIZADOR
FA-05 SEPARADOR DE BUTANO

DA-01 ABSORBEDOR DE ACEITE
DA-02 DESETANIZADOR DE ACEITE RICO
DA-03 FRACCIONADOR DE ACEITE POBRE
DA-04 DA-05 ABSORBEDOR DE AZUFRE

GA-01 BOMBA DE GAS
L.P.
GB-01 COMPRESOR
GC-01 TURBINA HIDRAU-
LICA

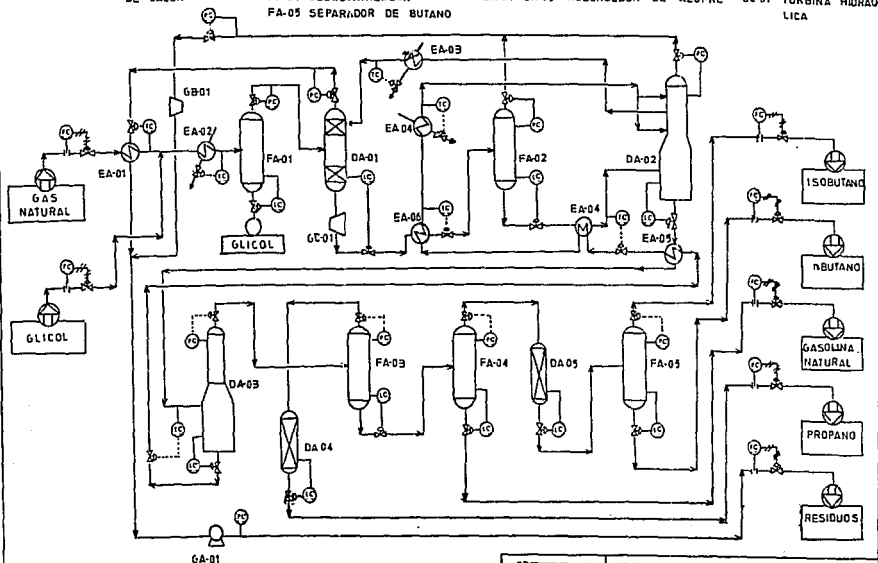


FIG III.1



PROCESO DE ABSORCION REFRIGERADA
PARA LA PRODUCCION DE GAS L.P. Y
GASOLINA NATURAL

El glicol es sometido a destilación separando el agua para ser recirculada, el gas y algunos hidrocarburos condensados presentes pasan a la fase del absorbedor (DA-01) poniéndose en contacto con el aceite de absorción que entra por lo alto del absorbedor a -37°C .

Aproximadamente 85% del propano y esencialmente hidrocarburos de alto punto de ebullición son absorbidos en el aceite, el gas residual del domo del absorbedor que está a -34°C intercambia calor (EA-01) con el gas de entrada, el cual tiene una temperatura de 4°C y 42.24 kg/cm^2 (599 lb/in^2) y pasando a una bomba (GA-01) donde la presión es incrementada hasta igualarla con la línea de alimentación de gas natural.

El "aceite rico" del absorbedor se expande en una turbina hidráulica (GC-01) proporcionando energía a esta, el fluido de la turbina es flasheado en un tanque para flash (FA-02) de aceite rico a 21.12 kg/cm^2 (300 lb/in^2) y -32°C , los vapores del flash son comprimidos (GB-01) a la misma presión de la alimentación para ser recirculados.

La fase aceitosa pasa del tanque flash a otro intercambiador (EA-04) y de ahí a un desetanizador de aceite (DA-02)

El etano y los gases pesados separados en el desetanizador son comprimidos (GB-01) y usados para producir petroquímicos o es adicionado a la corriente de gas residual.

Los fondos contienen el aceite de absorción, propano absorbido e hidrocarburos pesados que son alimentados a un fraccionador (DA-03) de aceite pobre.

El gas LP y los componentes del gas natural son removidos como producto por el domo, el aceite de absorción es removido por los fondos como producto denominándose en este momento "aceite pobre".

El aceite pobre pasa por una serie de intercambiadores de calor (EA-04, EA-05) y refrigerado para llevarlo a una temperatura de -37°C ; una porción de aceite pobre es usado como reflujo para la sección del desetanizador (DA-02) de aceite rico, mas del aceite pobre es presaturado en la sección del domo del desetanizador, donde es enfriado hasta los -37°C y retornado a la parte superior del absorbedor para completar el ciclo del aceite.

- | | | | | | |
|-------|--------------------------------|-------|-------------------|-------|------------------------------|
| EA-01 | INTERCAMBIADOR DE GAS CALIENTE | GB-01 | COMPRESOR | FA-01 | TANQUE CONDENSADOR SEPARADOR |
| EA-02 | PROPANO REFRIGERANTE | GB-02 | COMPRESOR | DA-01 | TORRE DESMETANIZADORA |
| EA-03 | INTERCAMBIADOR DE GAS FRIO | GC-01 | TURBOEXPANSOR | | |
| EA-04 | INTERCAMBIADOR DE CALOR | GA-01 | BOMBA DE GAS L.P. | | |
| EA-05 | REBOILER | | | | |
| EA-06 | INTERCAMBIADOR DE PRODUCTO | | | | |

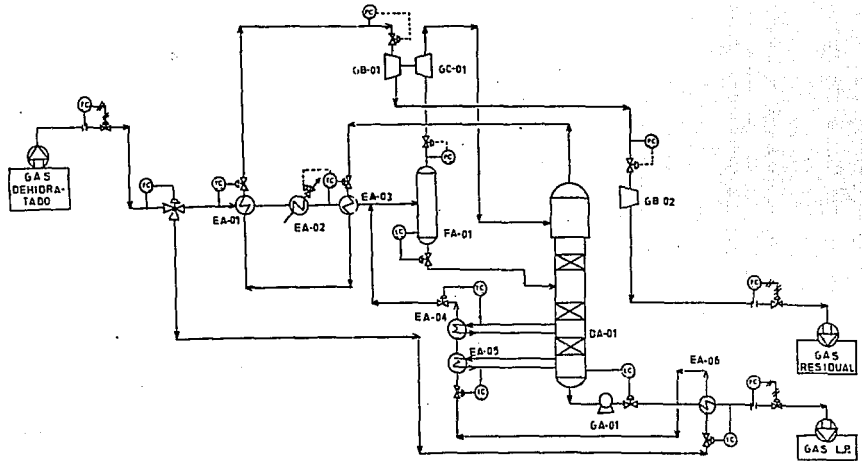


FIG III.2



CICLO DE EXPANSION CON REFRIGERACION PARA ALTA RECUPERACION DE ETANO

El producto obtenido del aceite pobre en el fraccionador (DA-03) consiste de propano e hidrocarburos pesados que entran a una torre despropanizadora (DA-03), el producto del domo es tratado para remover el azufre y el agua; los fondos de la despropanizadora contienen butano e hidrocarburos de alto punto de ebullición que se alimentan a la torre desbutanizadora, (DA-04).

La gasolina natural es obtenida por los fondos como producto, por el domo se obtiene una mezcla de butanos los cuales son tratados para remover el azufre y el agua, después alimentados a un separador (FA-05) de butanos obteniendo el n-butano por los fondos y el isobutano por el domo.

III.2 COMPRESION CON TURBO EXPANSORES.

En años recientes se ha incrementado notablemente la demanda de etano para ser utilizado como materia prima en petroquímica, por lo que se han construido plantas para recuperar etano del gas natural entre -75 y -93° C.

La combinación de refrigeración externa y la refrigeración expansión-flash de líquido con ciclos de turbo expansión son empleados para obtener las bajas temperaturas deseadas y lograr una alta recuperación de etano.

La figura No. III.2 muestra un diagrama de un ciclo de expansión con refrigeración externa.

El gas debe estar seco, por lo que es sometido a una deshidratación por tamices moleculares o lechos de alúmina hasta una concentración de 0.1 ppm de agua, la corriente se divide en dos por una válvula de control de tres pasos, aproximadamente el 80% del gas de alimentación es enfriado por intercambio de calor (EA-01, EA-03), con el gas residual de baja presión de la torre desmetanizadora (DA-01) y por refrigeración externa (EA-02) con propano.

El complemento de la alimentación del gas es refrigerada por intercambio de calor con los fondos del reboiler (EA-05) del desmetanizador y la bomba de calor (EA-04); una cantidad significativa

del bajo nivel de refrigeración de los líquidos de la desmetanizadora (DA-01) y la corriente fría de gas residual son recuperados en la corriente de alimentación.

Las dos porciones de la alimentación son combinadas y se alimentan a un separador de alta presión (FA-01), donde el líquido es separado del vapor y alimentado a una sección intermedia de la desmetanizadora (DA-01) mediante una válvula de control de nivel; la disminución de la presión causada por la válvula de control de nivel, provoca que el líquido se flashee disminuyendo la temperatura de esta corriente.

La presión de la corriente de vapor es reducida al accionar el turbo expansor (GC-01) y así lograr un enfriamiento aún mayor mediante una expansión de Joule-Thompson, la corriente de salida del turbo expansor (GC-01) es alimentado al domo de la desmetanizadora (DA-01), donde la separación del líquido se lleva a cabo; el vapor es utilizado como fluido líquido para intercambiar calor (EA-01, EA-03) y el líquido es utilizado como reflujo en la desmetanizadora (DA-01). Esencialmente, el metano es obtenido en el domo de la desmetanizadora (DA-01), como producto de los fondos se obtiene etano y componentes pesados.

El trabajo generado por la expansión del gas en el turbo expansor (GC-01), es utilizado para comprimir (GB-01), el gas residual después de haber intercambiado calor con el gas de alimentación (EA-01), una recompresión (GB-02) y se envía a una tubería de gas natural para ser llevada fuera de los límites de la planta.

Una recuperación de casi el 99% de propano puede ser esperada cuando el etano recuperado está en 65% de exceso; recuperación entre 90 y 95% de etano han sido alcanzados con el proceso de expansión. El producto del líquido de la desmetanizadora (DA-01), puede contener 50% en volumen líquido de etano y normalmente es entregado por tubería a la unidad central de fraccionamiento para la separación en diversos productos.

III.3 ADSORCION.

Este proceso ha sido utilizado para recuperar hidrocarburos más pesados que el etano a partir del gas natural.

Las tendencias más recientes están dirigidas al procesamiento del gas natural que tiene cantidades más pequeñas de hidrocarburos condensables, esto ha conducido a incrementar el interés en el proceso de adsorción para recuperar estos hidrocarburos. Aunque el proceso de adsorción tiene aplicaciones para la recuperación de pentanos e hidrocarburos más pesados a partir de gas pobre, el porcentaje de recuperación de los componentes de gas LP en esas plantas a menudo es bajo comparado con la recuperación normal de este en las modernas plantas de absorción de aceite; un diagrama de flujo para una planta de adsorción de ciclo rápido es mostrado en la figura No. III.3.

El carbón activado, la alúmina y sílica gel son utilizados como adsorbentes, el aislamiento interno en las torres de adsorción permite que el ciclo sea realizado en menor tiempo, el ciclo completo del proceso consiste de tres fases: regeneración, enfriamiento y adsorción, requiriendo de aproximadamente una hora.

En la figura III.3 el gas de entrada es dividido, la porción más grande fluye directamente hacia el lecho en el ciclo de adsorción (DA-01) y la parte más pequeña sufre un enfriamiento (EA-03) y luego pasa al ciclo de regeneración (DA-02).

El gas de salida del ciclo de enfriamiento es calentado entre 250 y 315 °C en un horno (BA-01) antes de que sea inyectado al ciclo de regeneración; el efluente proveniente del ciclo de regeneración contiene los hidrocarburos condensables, los cuales han sido extraídos del adsorbente y éstos son removidos en el separador (FA-01) de alta presión, después de que el gas que está dejando el ciclo de regeneración es enfriado (EA-01, EA-02).

El líquido del separador de alta presión es flasheado (FA-02) para remover los hidrocarburos ligeros, el vapor del flash es comprimido (GB-01) y mezclado con el vapor proveniente del separador (FA-01) de alta presión. La presión sobre la corriente del gas comprimido (GB-02) es aumentada a la presión del gas de entrada y

DA-01 TORRE DE ADSORCION
 DA-02 TORRE DE ADSORCION
 DA-03 TORRE DE ADSORCION
 EA-01 INTERCAMBIADOR DE CALOR
 EA-02 ENFRIADOR
 EA-03 ENFRIADOR

FA-01 SEPARADOR DE ALTA PRESION
 FA-02 TANQUE FLASH DE BAJA PRESION
 GB-01 COMPRESOR
 GB-02 COMPRESOR
 BA-01 HORNO DE REGENERACION

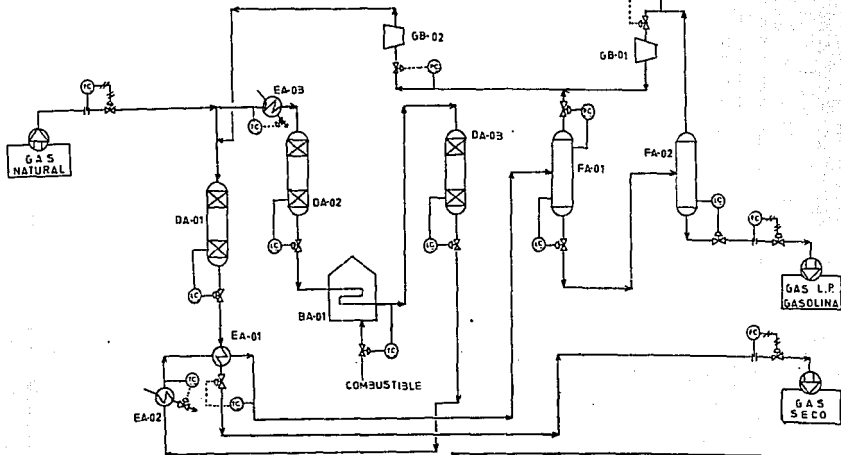


FIG III.3



DIAGRAMA DE UNA UNIDAD TÍPICA DE UN
 CICLO DE ADSORCION PARA RECUPERACION
 DE HIDROCARBUROS LIQUIDOS DE GAS
 NATURAL

el gas es reciclado hacia la alimentación del ciclo de adsorción; el líquido del flash de baja presión, el cual contiene gas LP y componentes líquidos de gasolina natural, sería procesado posteriormente en una serie de torres de destilación para producir propano, butano y gasolina natural.

La producción de propano y butano, comparados con los líquidos de gasolina natural, es menor por el proceso de adsorción que el que normalmente es obtenido por el proceso de absorción con aceite para el mismo gas; debido a que la eficiencia de la adsorción se incrementa con la disminución en la temperatura, se debe operar a la temperatura más baja que sea económicamente factible.

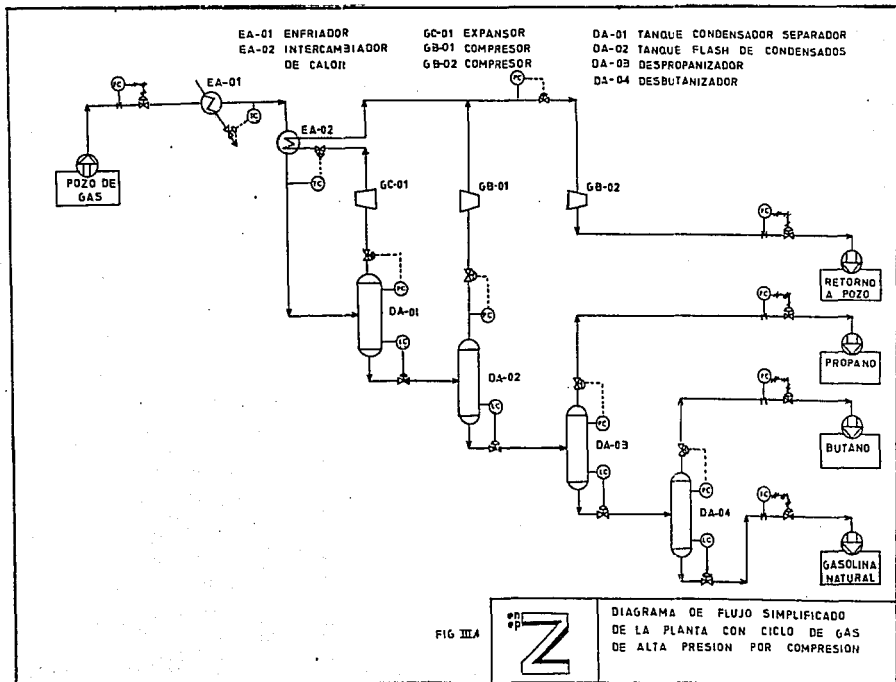
III.4 COMPRESION.

Es el más simple y el menos efectivo de los métodos, fué el primer método utilizado para la recuperación de hidrocarburos líquidos a partir de gasolina, pero ahora es usado solamente en casos aislados. Las aplicaciones más significativas del proceso de compresión son para plantas de recirculación de gas, donde los líquidos de la gasolina natural son extraídos y el gas remanente es retornado hacia el área de formación, la figura No. III.4 muestra un diagrama de flujo del proceso.

La presión utilizada para producir gas en los pozos está dentro del rango de 7 y 105.6 kg/cm², la temperatura del gas de entrada es reducida por enfriamiento (EA-01) con agua y por intercambio de calor (EA-02) con el gas que sale de la expansión, como resultado del enfriamiento se forma una fase líquida de gas natural la cual contiene componentes del gas LP.

El líquido pasa hacia un tren de destilación (DA-01,02,03,04) simple en el cual los componentes más volátiles son extraídos por el domo y los residuos son de gasolina natural; la fase gaseosa del tanque flash (FA-02) es comprimida (GB-01) y recirculada hacia el área de formación.

Los vapores condensables son también recuperados de un tanque de gas de alta presión por condensación, en este proceso el fluido de alta presión proveniente del tanque produce una fase líquida en



expansión isotérmica. Mientras la presión disminuye isotérmicamente, la cantidad de la fase líquida se incrementa hasta un máximo y entonces disminuye hasta desaparecer la producción de líquidos de gas natural provenientes de pozos de alta presión; los fluidos son expandidos para producir la calidad óptima del líquido; la fase líquida es entonces separada del gas para su posterior procesamiento y la fase gaseosa es utilizada como materia prima para otro de los procesos de recuperación.

III.5 CRIOGENICO.

Este se obtiene a partir de gas natural a gran presión en plantas criogénicas, en la figura No. III.5 se muestra un diagrama de flujo.

El gas entra a la planta a 47.9 kg/cm^2 y 35°C , pasa a través de un tanque separador (FA-01) asegurando que no pase agua líquida o hidrocarburos a los deshidratadores (DA-01), en donde es secado hasta tener un punto de rocío abajo de -733°C , pasando por un tren de enfriamiento (EA-01, EA-05) que emplea propileno hasta obtener una temperatura de 1.722°C y 4.366 kg/cm^2 de presión fluyendo a un separador de alta presión (FA-02) para remover líquidos condensados. El gas del separador de alta presión es expandido por medio de un turbo expansor (GC-02) a 15.5 kg/cm^2 .

El turbo expansor es una turbina generalmente del tipo de flujo radial de reacción para lograr el máximo de eficiencia posible de acuerdo a los requerimientos causados por las bajas temperaturas; la expansión baja la temperatura a -88.33°C y produce una licuefacción parcial con una recuperación cercana de 2,400 HP, esta mezcla de dos fases es enviada a la sección superior de una torre desmetanizadora (DA-04). Los líquidos del tanque separador (FA-02) son enviados a un tanque flash (FA-03) en donde baja la temperatura a -74.44°C y a una presión de 15.5 kg/cm^2 y de este a la torre desmetanizadora (DA-04).

Los vapores del domo de la desmetanizadora y la corriente del gas residual fluyen hacia el tren de enfriamiento (EA-01, EA-05) para enfriar el gas deshidratado.

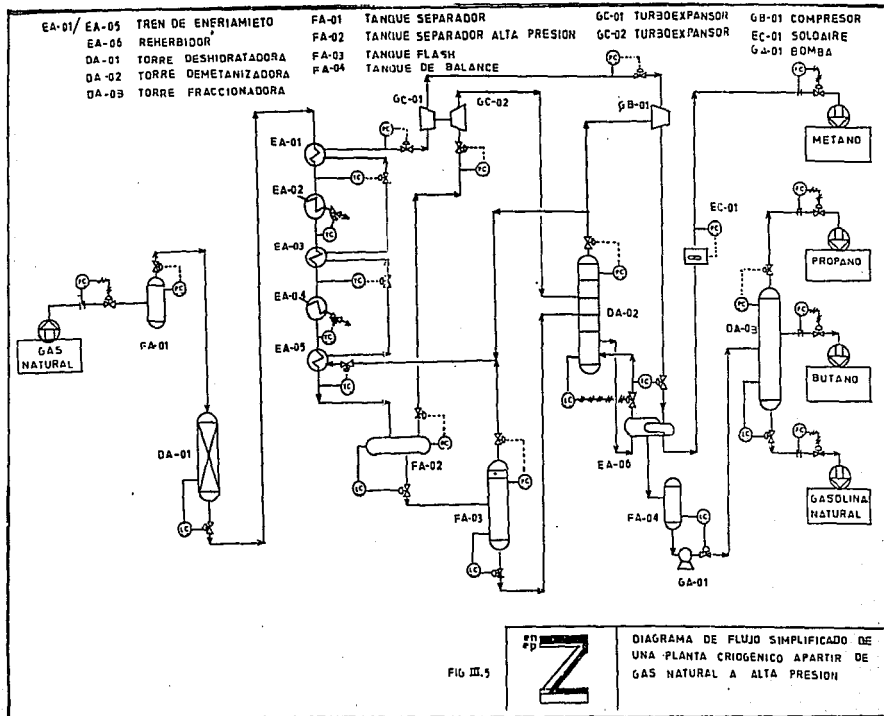


FIG III.5



DIAGRAMA DE FLUJO SIMPLIFICADO DE UNA PLANTA CRIOGÉNICA A PARTIR DE GAS NATURAL A ALTA PRESIÓN

Luego del intercambio de calor, el gas residual es recomprimido de 13.8 a 17.11 kg/cm² por un compresor centrifugo (GB-01) accionado por una turbina de vapor o gas para lo cual sale a 49.3 kg/cm² y 1581 °C. se emplea para suministrar el calor requerido del rehervidor (EA-06) de la desmetanizadora, posteriormente es enfriado con intercambiadores de aire (EC-01) hasta 49°C y 48 kg/cm² para reintegrarlo al gasoducto; el producto desmetanizado fluye a un tanque de balance (FA-04) donde es bombeado (GA-01) a una torre fraccionadora (DA-03) para separar propano, butano y gasolinas como productos principales.

III.6 OBTENCION EN REFINERIA.

En adición a las fuentes de suministro de gas LP los procesos de refinería juegan un gran papel, el objetivo principal de esta es obtener productos comercialmente aprovechables como gasolina, keroseno, lubricantes, etc. mediante una serie de procesos.

En la tabla III.1 se enlistan los procesos en los cuales se obtiene un rendimiento de gas LP como subproducto.

TABLA III.1
 PROCESO DE REFINERIA.

PROCESO	ALIMENTACION	PRODUCTO PRINCIPAL.	RENDIMIENTO DE GAS LP % EN PESO SOBRE LA ALIMENTACION.
Reformación catalítica.	Nafta ligera virgen.	Aromáticos, gasolinas y mezcla de hidrocarburos.	5 - 10%
Cracking catalítico.	Gas oil.	Etileno, Propileno (para petroquímica)	15 - 20%
Cracking al vapor.	Gas oil o Nafta.	Etileno, Propileno	23 - 30%
Polimerización Alkilación.	Butenos, gases insaturados	Gasolina	10 - 15%
Cracking Térmico	Gas oil Fuel oil	Gasolina	10 - 20%
Birompimiento con coquización.	Residuos pesados de gas oil.	Coke	5 - 10%

Generalmente las refinerías operan con uno o dos de los procesos anteriormente enlistados, los rendimientos obtenidos varían, pero regularmente se encuentran dentro del rango señalado.

Los procesos más importantes son la reformación catalítica y el cracking catalítico.

III.6.1 REFORMACION CATALITICA.

El propósito de la reformación es el rearmado o reformación de la estructura molecular de los hidrocarburos con el fin de producir a partir de naftas, combustibles para motores, aromáticos, benceno, tolueno y fracciones seleccionadas de nafta, adicionalmente es la fuente de conversión más común de gas LP.

La alimentación es nafta virgen obtenida del fraccionamiento del petróleo crudo, el proceso de reformación con lecho fijo es utilizado para convertir hidrocarburos nafténicos y parafínicos presentes en la nafta a compuestos aromáticos por reacciones de ciclización y deshidrogenación que ocurren simultáneamente.

Los compuestos de azufre que envenenan el catalizador son removidos en un paso preliminar de lavado con agua (hidrofining) en este la nafta y el hidrógeno que contiene el gas de refinería es pasado sobre un catalizador de cobalto o nickel-molibdato a una temperatura aproximada de 410 °C y presión elevada.

Los compuestos de azufre son convertidos a sulfuro de hidrógeno, este es removido con otros gases ligeros por flasheo antes de entrar la nafta a la serie de reactores que utiliza un catalizador de platino que es regenerado periódicamente.

El gas LP que está presente en los productos de reformación es separado del producto principal (pentanos más pesados). Su contenido es aproximadamente del 2% en volumen de hidrocarburos insaturados (propano/butano) producidos durante las reacciones de rompimiento del cracking que son completamente dulces (no contienen compuestos de azufre), pudiendo ser unido a la tubería de la corriente que se dirige a las torres lavadoras de gas LP.

En algunas refinerías en las que sólo se incluye la destilación atmosférica y la reformación catalítica existen dos corrientes gemelas de gas LP de la destilación y las unidades de reformación que son apropiadamente purificadas para separar como productos al propano y el butano en una torre despropanizadora. La corriente de butano pasa enseguida a una torre superfraccionadora conocida como desisobutanizadora donde es separado el isobutano y por los fondos los butanos, normalmente estos productos son usados como intermediarios químicos.

III.6.2 CRACKING CATALITICO.

El cracking es una serie de reacciones mediante el cual las grandes moléculas de petróleo son descompuestas en otras más pequeñas de bajo punto de ebullición, creando olefinas ligeras como propileno y butileno que son usados como alimentación para la producción de petroquímicos. El isobutano es necesario en las reacciones del proceso de alquilación; el gran volumen de gases olefinicos que se producen en el cracking catalítico impone el empleo de extensos sistemas de recuperación y separación de gases, así como la conversión de estos últimos en productos de mercado, tales como gasolina, caucho sintético, gases de petróleo, etc.

Los craqueos catalíticos son instalados con reformaciones catalíticas e integrados a las refinerías de petróleo con el propósito de corte en los destilados medios y producción de gasolina para motores y gases insaturados que son intermediarios para futuros procesamientos químicos. La alimentación normalmente es gas oil pesado, la carga es craqueada a una alta temperatura en la presencia de un catalizador de sílica-alúmina.

Las más grandes y modernas instalaciones de cracking se basan sobre el principio del fluido catalítico, siendo la característica principal el que la materia prima y el catalizador son alimentados continuamente a un reactor de torre y al mismo tiempo el catalizador agotado es regenerado por tratamiento con aire caliente; el efluente que sale del reactor es fraccionado en un separador primario para obtener ligeros, destilados medios y fracciones pesadas.

El gas LP junto con metano, etano y gasolina craqueada catalíticamente son obtenidos por el domo y separados en una torre de absorción siendo convertido en una corriente de gas no condensable (metano, etileno y etano) y una fracción absorbida que consiste de gas LP y gasolina, pasando a una torre desbutanizadora para separar la gasolina y el gas LP.

Los componentes que son removidos de la corriente de gas LP son propileno y butenos por un fraccionamiento adicional o por métodos químicos.

La alimentación a la planta de cracking catalítico no es limpia y por consiguiente el gas LP producido contiene mercaptanos y otros compuestos de azufre que deben ser removidos.

El gas LP obtenido algunas veces es alimentado a una planta de polimerización en donde los componentes insaturados reaccionan sobre un catalizador ácido (fosfórico o hidrofúrico), para producir gasolina polimérica, el gas que no reacciona o el gas alimentado en exceso es lavado cáusticamente, contribuyendo a la producción de gas LP a partir de la refinería.

Una variante del cracking catalítico fluido es el hidrocracking donde nafta, gas oil, ligeros y pesados son alimentados con gas hidrógeno.

CAPITULO IV.

USOS Y APLICACIONES DEL GAS LP

No es fácil definir las aplicaciones domésticas comerciales del gas LP, debido a que sus características le permiten almacenarse en cilindros para usarse en lugares alejados.

El manejo del gas LP presenta una desventaja que está asociada con el uso del gas en aplicaciones domésticas y comerciales y es la necesidad de almacenar el gas a bajas presiones; otro problema es la composición variable del gas LP en el contenido de propano y butano, modificando las propiedades de combustión, tamaño de flama, su estabilidad y rango térmico.

IV.1 DOMESTICAS Y COMERCIALES.

El uso del gas LP en los hogares es históricamente el primero y el más importante, las aplicaciones de este gas se cuentan entre otras: la cocina, calefacción, calentamiento de agua, refrigeración y usos misceláneos.

Las aplicaciones comerciales son equivalentes a las domésticas, excepto que se dan en hoteles, restaurantes, cafeterías, secado de granos, deshidratación de frutas, generación de vapor, baños públicos, lavado y esterilización de recipientes, para la reparación de equipo de laboratorios, reparación de joyas, dentaduras, etc; usos que representan la principal demanda del gas LP a nivel nacional.

IV.2 INDUSTRIALES.

El gas LP en aplicaciones industriales es sometido a una serie de procesos para obtener productos finales e intermediarios los cuales son:

- FRACCIONAMIENTO DEL GAS.
- PROCESOS DE ETILENO.
- HIDRATACION DE OLEFINAS.
- POLIMERIZACION DE OLEFINAS.
- COPOLIMERIZACION.
- CRACKING TERMICO DEL GAS LP.

- REFORMACION AL VAPOR DE GAS LP.
- SINTESIS DE GASES A PARTIR DE GAS LP.
- OXIDACION PARCIAL DEL GAS LP.

Uno de los grandes usos del gas LP que se ha venido incrementando, es la manufactura de petroquímicos e intermediarios poliméricos que son principalmente etileno, propileno, butadieno e isopreno que son utilizados en polímeros plásticos como polietileno, polipropileno y cloruro de polivinilo.

Existe una área que se ha desarrollado muy rápidamente en productos de plásticos y resinas, consumiendo grandes volúmenes de etileno y propileno cuyo método de obtención es el cracking térmico del propano, butano y etano.

El uso del propileno para la producción de detergentes sintéticos, así como de hule sintético para producir butadieno para copolímeros de butadieno-estireno, ha sido reducida substancialmente.

Uno de los pequeños e interesantes usos químicos del gas LP es la oxidación de butanos y mezclas propano-butano, de este proceso que se realiza en fase vapor para obtener como productos principales formaldehído, acetaldehído, metanol, como subproductos propionaldehído, acroleína etanol glicol, varios alcoholes y acetonas.

El gas licuado de petróleo se aplica para la obtención de gasolinas para motores de combustión interna de automóviles, autobuses, tractores, camiones de carga, etc., secado de granos, tabaco, frutas, secado de alimentos deshidratados, generación de vapor y adicionalmente la producción de fertilizantes. También se usa en la industria para la manufactura de metales, plásticos, pulpa, cerámica, papel, textiles y atmósferas controladas.

Dentro de los usos misceláneos del gas LP como solventes y agente de flotación para extracción selectiva, flotación de minerales, impregnación de madera; en la refinación de minerales, aceite y autorefrigeración por evaporización del gas LP, etc.

Se presenta un esquema de uso, así como una matriz de los intermediarios químicos orgánicos derivados de los productos

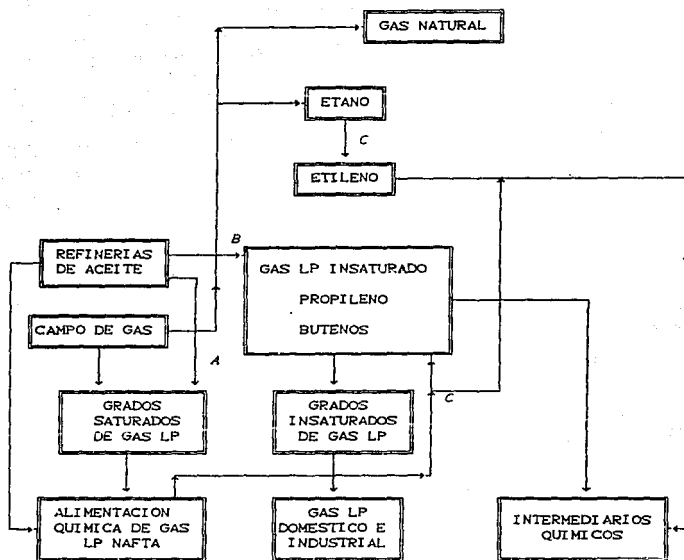
del cracking o deshidrogenación de hidrocarburos saturados del gas LP

Dentro de su aprovechamiento en la República Mexicana, se ha logrado hacer cinco divisiones sin incluir su participación como materia prima en la petroquímica las cuales se muestran en la tabla IV.1.

TABLA IV.1
CLASIFICACION DE SU APROVECHAMIENTO EN LA
REPUBLICA MEXICANA.

SECTOR	%
DOMESTICO	76.90
COMERCIAL	12.93
INDUSTRIAL	9.40
AGRI COLA	0.57
CARBURACION	0.14
OTROS	0.62

ESQUEMA II: PRODUCCION DE GRADOS SATURADOS E INSATURADOS DE GAS LP



- A.- No se dirige a un proceso de cracking, el aceite crudo es destilado y la nafta se le practica una reformación.
- B.- Se opera un proceso de cracking: térmico o destilación de los aceites y combustibles del bi-rompimiento.
- C.- Cracking al vapor de propano, n-butano o mezclas de butanos.

CAPITULO V.

SISTEMAS DE ALMACENAMIENTO Y MANEJO DEL GAS LP

V.I SISTEMAS DE ALMACENAMIENTO.

Haciendo referencia al momento del descubrimiento del gas LP y su utilidad, se observa la necesidad de almacenarlo en recipientes cerrados de especificaciones especiales, debido a que su alta volatilidad no permitía tenerlo confinado por los métodos tradicionales para almacenar líquidos menos volátiles como la nafta, de tal manera que se pudiera realizar un aprovechamiento integral de forma controlada y eficaz.

Una serie de organismos internacionales y locales se han abocado a la tarea de vigilar y regular el uso y manejo del gas LP, y para ello han publicado estándares que sirven de respaldo técnico para diseño y construcción de las instalaciones y equipo necesario para este producto.

Internacionalmente, la intervención de la National Fire Protection Association (NFPA) y el American Petroleum Institute (API) ha sido reelevante con la emisión de los estándares 58 y 59, y el 2510 respectivamente, en donde se plantean una serie de recomendaciones técnicas para el desarrollo de futuras instalaciones, así como la operación segura de las actuales.

Cabe aclarar que estos estándares son complementarios, puesto que cada uno de ellos tiene un alcance diferente.

Nacionalmente, la Secretaría de Comercio y Fomento Industrial (SECOFI), la Secretaría de Salud (SSA) y Petróleos Mexicanos (PEMEX) tienen autoridad y facultad para la vigilancia del uso, manejo, operación y seguridad de todo tipo de instalaciones empleadas para almacenar, distribuir y usar gas LP para tal objetivo.

Recientemente, los técnicos han tratado de facilitar el manejo y el almacenamiento de este por varios métodos integrando una análisis de costos de operación con un estudio del incremento de capacidad de almacenamiento, llegando al punto de volver este proceso un sistema multipropósito como es el caso de las formaciones salinas.

Existen actualmente grandes terminales de almacenamiento en el país localizadas en: Rosarito, B.C., Puebla, Pue., Guadalajara, Jal., Tula, Hgo., Pajaritos, Ver., y Topolobampo, Son.

V.1.1 CLASIFICACION DE SISTEMAS DE ALMACENAMIENTO.

Existen diversas alternativas de almacenamiento con ventajas y desventajas de acuerdo a las necesidades, considerando por ejemplo: reglamentaciones locales, disponibilidad de recursos, geografía del terreno y tecnología.

Los diferentes sistemas de almacenamiento se pueden clasificar dependiendo de su ubicación como se presenta en el cuadro V.1.

CUADRO V.1 CLASIFICACION DE SISTEMAS DE ALMACENAMIENTO.

ALMACENAMIENTO DE GAS LICUADO DE PETROLEO.	SUPERFICIAL	a presión	{ cilindros horizontales. esferas.
		semi-refrigerado	{ esferas.
		refrigerado	{ sistema indirecto sistema directo sistema semi-directo
	SEMI-ENTERRADO	{ refrigerado	{ de pared sencilla
	ENTERRADO	{ refrigerado	{ de superficie de concreto. de pared de concreto y suelo congelado.
	CAVIDADES SUBTERRANEAS	{ a presión	{ domos salinos. cavidades minadas. campos abandonados de gas o aceite.
		{ refrigerado	{ cavernas criogénicas.

V.1.2 ALMACENAMIENTO SUPERFICIAL.

V.1.2.1. EN RECIPIENTES A PRESION.

Existen varios códigos internacionales que regulan las especificaciones de construcción de este tipo de recipientes, uno de los más importantes es el American Society of Mechanical Engineers Code (ASME) el cual evalúa al mismo tiempo el diseño de tales recipientes, considerando las propiedades físicas y condiciones ambientales a las que estarán expuestas.

Cuando los contenedores ASME fueron usados por primera vez para almacenar gas LP únicamente se contaba con las propiedades de los constituyentes en estado químicamente puro, no teniendo todavía las propiedades promedio para las mezclas comerciales y así mismo no se contaba con suficiente información para el almacenamiento a temperaturas altas.

Se considera conveniente asignar un valor de 14 kg/cm^2 (200 lb/in^2) a la presión de diseño para gas LP comercial, que tiene una presión de vapor de 12.4 kg/cm^2 (176 lb/in^2) a $37.7 \text{ }^\circ\text{C}$ ($310.8 \text{ }^\circ\text{K}$), y 5.6 kg/cm^2 (79 lb/in^2) para gas que tiene una presión de vapor de 2.6 kg/cm^2 (36.9 lb/in^2) a $37.7 \text{ }^\circ\text{C}$ y por lo general se llega a utilizar un factor de seguridad de 5 a 1.

Los recipientes construidos de acuerdo a las especificaciones anteriores se emplea para almacenar los gases comerciales del gas, y se encuentran equipados con accesorios de seguridad como son: válvulas de relevo que evitan sobrepresiones y medidores de nivel para sobrellenado de los mismos.

Los códigos de presión de los contenedores especifican el uso de válvulas de seguridad para protección, indicando la descarga de estas a la presión de diseño del recipiente, a su vez depende de la capacidad de descarga de la válvula y la capacidad del recipiente.

La calibración de las válvulas de relevo es muy importante en la prevención del aumento en la presión interna arriba del 120% de la presión de trabajo bajo condiciones de exposición directa al fuego, estas válvulas esporádicamente se abren en días muy calurosos, por lo que se deben poner en práctica todas las recomendaciones posibles para evitar fuego.

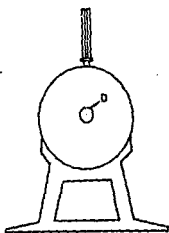
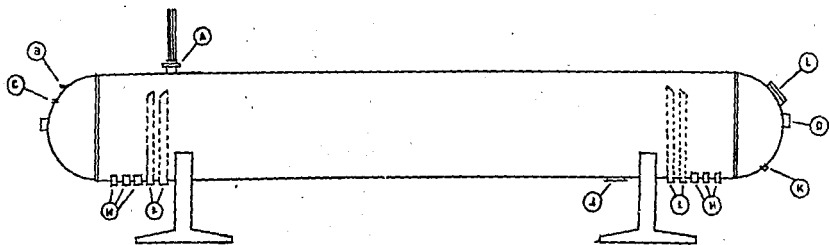
En la determinación de las densidades de llenado de recipientes que contendrán gases licuados, se usa el criterio de que el tanque no llegará a estar lleno completamente a la temperatura más alta que podría alcanzarse, considerando las condiciones atmosféricas a las que quedará expuesto.

Es conveniente considerar los valores de las presiones de vapor tanto del propano Q.P., butano Q.P. y butano comercial a 46 °C (319° K), puesto que este criterio ayuda a determinar el nivel o la capacidad a la que será llenado el tanque previniendo la apertura de las válvulas de seguridad. La presión del propano Q.P. a 46 °C es 14.85 kg/cm² (210.6 lb/in²) y de propano comercial 17.1 kg/cm² (242.5 lb/in²); la presión de vapor de butano Q.P. y butano comercial a 7.2 °C es 3.6 kg/cm² (51 lb/in²).

La capacidad y forma de los recipientes queda supeditada a la capacidad tecnológica y reglamentaciones oficiales locales, donde se vaya a establecer el almacenamiento. Por ejemplo la mayoría de las compañías privadas que se dedican al almacenamiento y distribución de gas LP, utilizan recipientes de forma cilíndrica horizontal con cabezales que varían en forma según la capacidad que van adquiriendo (semiesférica, torisférica, elipsoidal, etc.); PEMEX por manejar grandes volúmenes de gas LP hace uso de recipientes esféricos y cilindros horizontales.

La norma oficial mexicana DGN-X-12-1969, limita el tamaño o dimensiones de los tanques que habrá de ser utilizados para almacenar gas LP comercialmente; los tanques más comúnmente empleados por las compañías privadas como se mencionó anteriormente son los cilindros horizontales con cabezales semiesféricas y capacidad máxima de 250,000 lts. de agua al 100%.

En caso de que alguna de estas compañías se le autorizará incrementar su capacidad de almacenamiento, requeriría de un conjunto de tanques. PEMEX por su parte, emplea generalmente una combinación de tamaños y formas de tanques convencionales para el almacenamiento de sus productos y en el caso especial del gas LP hace uso de esferas y tanques cilíndricos horizontales con cabezales semiesféricos



Clave	DESCRIPCION
A	VALVULA DE SEGURIDAD
B	VALVULA DE MAXIMO LLENADO
C	VALVULA DE MAXIMO LLENADO
D	PROTECTOR
E	INDICADOR DE TEMPERATURA
F	MEDIDOR DE NIVEL ROTATORIO
G	INDICADOR DE PRESION
H	VALVULA DE EXCESO DE FLUJO
I	VALVULA DE RETORNO DE VAPOR
J	DRENAJE
K	PLACA PARA ATERRISAJE
L	BRIDA PARA ENTRADA HOMBRE

FIG. 1



DIAGRAMA DE LOS COMPONENTES
DE UN TANQUE DE ALMACENAMIENTO
HORIZONTAL DE GAS L.P.

(salchichas) Figura V.1 y V.2 para satisfacer las necesidades de consumo de las compañías privadas, por ejemplo: en las refinerías de Tula, Hgo., se tienen tres esferas de 10.000 barriles para gas licuado de baja presión y 15 recipientes cilindricos horizontales de 1.600 barriles (aproximadamente 250.000 lts. de agua al 100%) para gas de alta presión.

Los fabricantes de estos recipientes realizan el diseño y construcción apeándose estrictamente a las normas del código ASME sección VIII División 2, reconocida a nivel mundial.

Como regla general se ha visto que el propano se almacena en tanques cilindricos horizontales de cabezas semiesféricas mientras que el butano se almacena en recipientes esféricos.

V.1.2.2 SUPERFICIAL SEMI-REFRIGERADO.

Los recipientes para el almacenamiento semi-refrigerado son esféricos, el rango de capacidad más económico para su aplicación es básicamente el mismo que para las esferas que operan a presión, pero tienen la ventaja de que las dimensiones del recipiente disminuyen en un factor de dos a seis el cual depende de las condiciones de presión y temperatura a que se trabajen.

Aún con que la operación de estos sistemas implica una mayor complejidad y costo, con respecto a las esferas a presión, su aplicación es económica en aquellos casos donde el espacio es limitado y costoso así como el impacto ecológico es importante, en la figura V.3 se observa un diagrama de un sistema de almacenamiento de este tipo.

V.1.2.3 SUPERFICIAL REFRIGERADO.

Este sistema se utiliza normalmente en terminales marítimas o en grandes centros de producción y/o consumo, es económico para capacidades entre los 10.000 m³ (63.000 BBL) y los 100.000 m³ (630.000 BBL).

Estos recipientes operan a presiones cerca de la atmosférica hasta unos 0.17 kg/cm² (2.5 lb/in²) y a una temperatura a la cual el

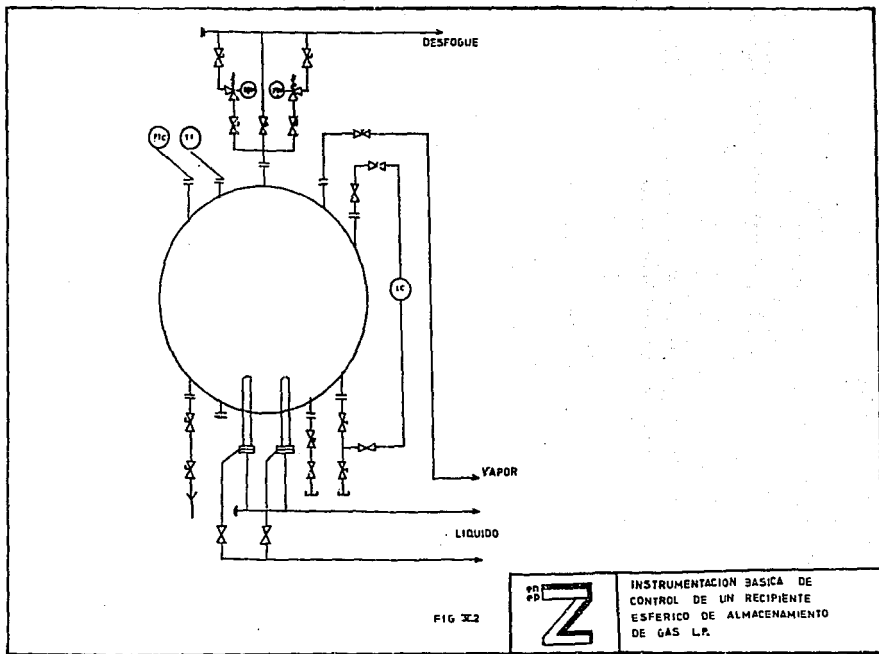


FIG 3.2



INSTRUMENTACION BASICA DE
 CONTROL DE UN RECIPIENTE
 ESFERICO DE ALMACENAMIENTO
 DE GAS L.P.

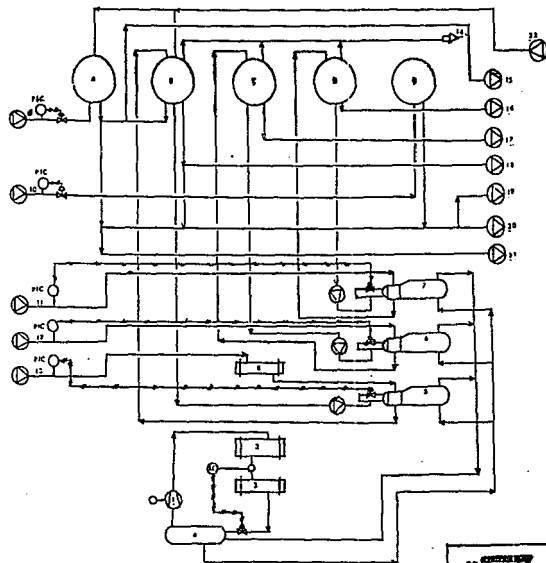


FIG. 5.3

DESCRIPCION

1	TURBOCOMPRESOR R 12
2	CONDENSADOR
3	SUBENFRIADOR
4	SEPARADOR
5	SUBENFRIADOR DE PROPANO
6	SUBENFRIADOR DE PROPILENO PURO
7	SUBENFRIADOR DE PROPILENO G.O.
8	PRE-ENFRIADOR DE PROPANO
9	BUTANO DE REFINERIA
10	BUTANO DE REFINERIA
11	PROPILENO G.P. DE REFINERIA
12	PROPILENO PURO DE REFINERIA
13	PROPANO DE REFINERIA
14	DESFOGUE
15	ESTACION DE CARGA PROPANO BUTANO
16	PROPILENO G.O. A CONSUMIDOR
17	PROPILENO PURO A CONSUMIDOR
18	PROPANO A CONSUMIDOR
19	MEZCLA PROPANO BUTANO
20	BUTANO A CONSUMIDOR
22	ESTACION DE RETORNO DE VAPOR
PIC	INDICADOR CONTROLADOR DE PRESION
LC	CONTROLADOR DE NIVEL
A	C ₄ H ₁₀
B	C ₃ H ₈
C	C ₃ H ₈ PUR
D	C ₃ H ₈ CETA
E	C ₄ H ₁₀

DIAGRAMA DE UN SISTEMA DE ALMACENAMIENTO Y DISTRIBUCION DE GAS L.R.

producto se mantenga líquido (cerca del punto normal de ebullición), se han observado como valores adecuados los de $-45\text{ }^{\circ}\text{C}$ ($227\text{ }^{\circ}\text{K}$) para propano y de $-5\text{ }^{\circ}\text{C}$ ($268\text{ }^{\circ}\text{K}$) para butano.

Se tienen tres diferentes variantes de este sistema:

1.2.3.1 Indirecto.

1.2.3.2 Directo.

1.2.3.3 Semi-directo.

V.1.2.3.1 SISTEMA INDIRECTO.

En esta forma de almacenamiento se debe mantener una constante relicuefacción por medio de una planta refrigeradora, esta puede instalarse en la parte superior del tanque de almacenamiento (recomendado sólo para tanques de baja presión).

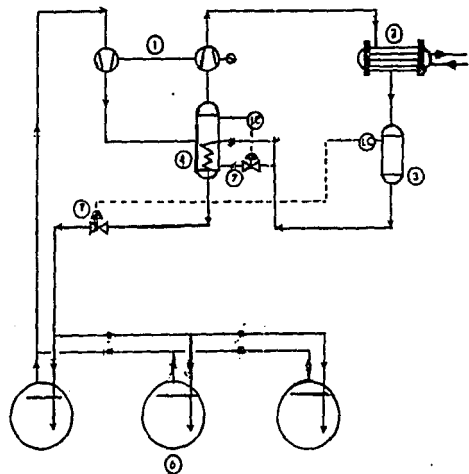
El gas entrante a esta planta es enfriado y liberado después en el mismo, aunque es preferible hacerlo fuera de él, este enfriador también podría ser utilizado para enfriar el tanque simultáneamente; al esprear el líquido frío por la parte superior del tanque de almacenamiento se relicúa el líquido evaporado.

Una planta de este tipo está establecida en España, los productos almacenados de esta manera principalmente son propano comercial, propileno Q.P. y propano Q.P.

V.1.2.3.2 SISTEMA DIRECTO.

Los vapores producidos durante la ebullición son aspirados por un compresor y comprimidos a una presión a la cual puedan ser licuados usando agua de enfriamiento, se tiene un sistema de refrigeración abierto, empleando compresores libres de aceite con objeto de evitar una posible contaminación; las presiones que se llegan a tener son de $15\text{ a }30\text{ kg/cm}^2$ ($213 - 426\text{ lb/in}^2$) por lo que se hace necesaria la utilización de dos a tres etapas de compresión.

La expansión multietapa se debe llevar a cabo solo con gases puros, por esto cuando se comprime el propano comercial ocurre un excesivo enriquecimiento de etano en las etapas más altas de compresión provocando un innecesaria licuefacción a presión elevada,

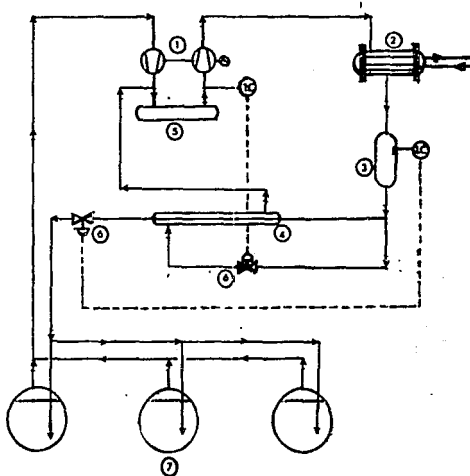


	DESCRIPCION
1	COMPRESOR DE 2-ETAPA
2	CONDENSADOR
3	COLLECTOR DE L.P.G.
4	SUBENFRIADOR DE L.P.G.
5	
6	TANQUES DE L.P.G.
7	VALVULAS DE EXPAN SION DE GAS L.P.
LC	CONTROLADOR DE NIVEL

FIG V.4

en
ep
Z

SUBENFRIAMIENTO EN UN
RECIPIENTE A PRESION
INTERMEDIO



DESCRIPCION	
1	COMPRESOR 2 ETAPA
2	CONDENSADOR
3	COLLECTOR DE GAS LPG
4	SUBENFRIADOR
5	NIVELADOR DE PRESION
6	VALV. DE EXP. DE LPG.
7	TANQUES DE L.P.G.

FIG 55



SUBENFRIAMIENTO EN UN INTER-
CAMBIADOR POR SEPARADO

volviéndose aconsejable interenfriar los gases licuados a las temperaturas y presiones intermedias.

Las mezclas de dos componentes no se evaporan a una temperatura constante, sino que lo hacen dentro de los límites del punto de burbuja y de rocío, si llega a tener lugar un sub-enfriamiento en un recipiente que contenga una cantidad relativa de líquido (siendo grande en relación a la cantidad que sea evaporada) estando la temperatura de evaporación cerca del punto de rocío, si la temperatura baja lo más posible beneficiaría el sub-enfriamiento (esto generalmente se lleva a cabo en un intercambiador de calor).

V.1.2.3.3 SISTEMA SEMI-DIRECTO.

Como se puede apreciar en la figura V.6, el sistema semi-directo es una combinación de los dos sistemas anteriormente descritos.

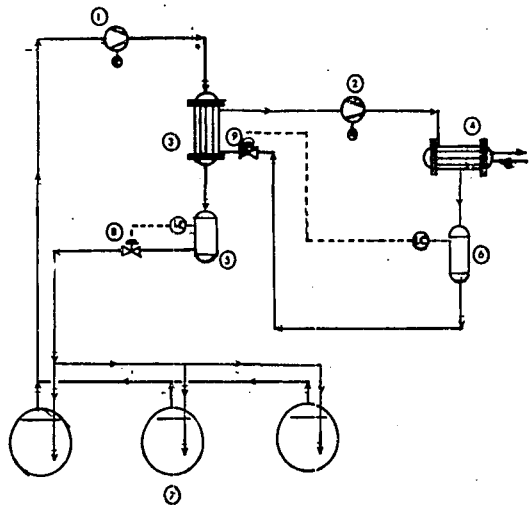
En este proceso, los vapores producto de la ebullición son comprimidos por un compresor de simple etapa y licuados por una planta refrigerante a la temperatura correspondiente. La alta eficiencia teórica que se pone de manifiesto, se ve disminuida por una transferencia adicional de calor entre el gas licuado y el refrigerante; las ventajas de este proceso son primordialmente el tener una operación flexible y la capacidad de emplear la planta refrigerante para enfriar y secar el gas inerte.

Una de las desventajas de este proceso, es que una planta de este tipo es difícil describirla así como la operación y control.

V.1.3 SEMI-ENTERRADO.

Los sistemas para el almacenamiento semi-enterrado anteceden a los sistemas enterrados, originalmente se crearon para el almacenamiento de líquidos criogénicos, pero hoy en día se reporta que en los E.E.U.U. y el Japón se utilizan para el almacenamiento de gas licuado.

Se fabrican de pared sencilla de concreto y operan a condiciones atmosféricas de presión y temperaturas cercanas al punto de ebullición del producto, por lo que también requieren sistemas de licuefacción.



DESCRIPCION	
1	COMPRESOR DE LPG
2	COMPRESOR REFRIG.
3	CONDENSADOR DE LPG.
4	CONDENSADOR REFRIG.
5	COLLECTOR DE LPG
6	COLLECTOR REFRIG.
7	TANQUES DE LPG
8	VALVULA DE EXPAN- SION DE GAS L.P.
9	VALVULA DE EXPAN- SION REFRIGERANTE
LC	CONTROLADOR DE NI- VEL

FIG II.6



DIAGRAMA DE UNA PLANTA
RELIEFACION DE GAS L.P.
EN CASCADA

El mantenimiento y la operación del sistema son básicamente los mismos que para el almacenamiento superficial refrigerado.

Con respecto a los sistemas de almacenamiento enterrado tienen la ventaja de no requerir de formaciones geológicas específicas y se sugiere que su origen se debe a la resolución de problemas de cimentación, especialmente en zonas sísmicas.

V.1.4 ENTERRADO.

El confinamiento de gas LP en tanques enterrados se efectúa en condiciones de presión igual o cercana a la atmosférica y una temperatura tal que se mantenga el producto en estado líquido, es decir en forma refrigerada, siendo requeridos sistemas de refrigeración y relicuefacción de vapores.

El sistema es económico para capacidades superiores a los 9,500 m³ (80,000 BBL), se tiene reportado el recipiente más grande que es de 111,000 m³ (700,000 BBL).

Se conocen dos diferentes tipos de contenedores enterrados:

- 1.- El recipiente de pared de concreto (fig. V.7)
- 2.- El recipiente de pared de concreto y suelo congelado (fig. V.8)

El primero se diferencia del segundo en que se encuentra cubierto de una capa de material aislante localizado entre el piso del tanque y la cimentación, mientras que el segundo no, debiéndole de proveer de un sistema de calentamiento para evitar el congelamiento y fractura del piso y cimentación.

Se aprovecha al máximo las propiedades aislantes del suelo haciendo que los espesores para el aislante disminuyan entre un 60-70% con respecto al requerido para los tanques de almacenamiento refrigerado superficial.

Los recipientes están contruidos con estructuras de una sola pieza, por el lado exterior las paredes se recubren con una capa de acero resistente a las bajas temperaturas y se refuerzan con alambre y concreto reforzado, por el lado interior se les coloca una capa de

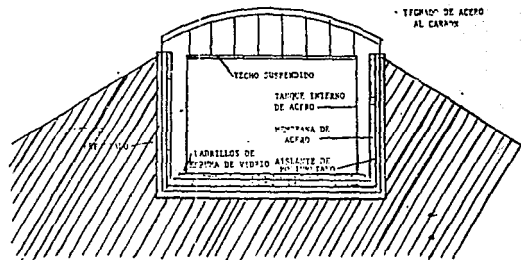


FIG V.7



ALMACENAMIENTO ENTERRADO
 DE PARED DE CONCRETO

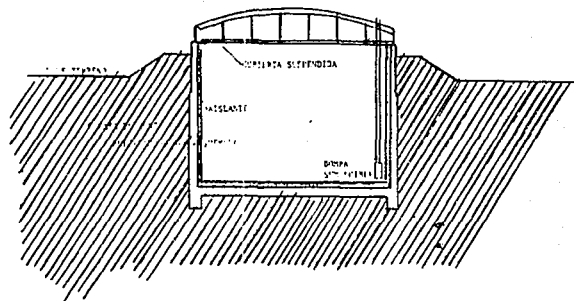


FIG 58

en
ep
Z

ALMACENAMIENTO DE SUELO
CONGELADO Y DE PARED DE
CONCRETO

aislante; la base es de concreto reforzado y se sitúa sobre una serie de soportes diseñados para eliminar la humedad acumulada.

El recipiente de suelo congelado tiene la limitación de la geología del lugar, debido a que este deberá ser acuífero, con capas alternadas de arena gruesa y fina, grava de regular tamaño, arcilla arenosa y capas de arcilla impermeable.

Ambos sistemas proporcionan gran integridad de almacenamiento, poseen un alto factor de protección sísmica y el impacto visual al medio ambiente es mínimo.

V.1.5 EN CAVIDADES SUBTERRANEAS.

El almacenamiento de líquidos en cavidades subterráneas, basado en una patente alemana de los años 30's, se ha desarrollado considerablemente en Europa, E.U.A. y Canadá a partir de la segunda guerra mundial.

Se considera que resulta económica la construcción de este sistema para capacidades de los 9,500 m³ (80,000 BBL), aunque en algunos países su uso es tan común que se ha implementado para volúmenes de hasta los 2,700 m³ (17,000 BBL), la mayor parte del costo total es fijo e independiente del tamaño de la cavidad.

Hasta ahora es el medio de almacenamiento más seguro que se conoce, debido a que se encuentra completamente libre de influencias externas, siendo los dispositivos de seguridad básicamente los mismos que para los pozos convencionales de la industria del petróleo.

El área requerida es mínima, ya que superficialmente sólo se encuentran los cuartos de control, bombas, oficinas, instalaciones de carga y descarga, etc.; todo esto resulta en un terreno prácticamente libre y en estas condiciones se puede utilizar para el cultivo, la ganadería, etc.

Las cavidades operan a presión y a la temperatura del medio ambiente, ya que la operación en condiciones de refrigeración presenta problemas por fractura de la cavidad y dificultad para conservar la temperatura.

El equipo para la operación y mantenimiento del sistema es básicamente el mismo que para los otros tipos de almacenamiento, sólo se debe considerar equipo adicional de intercambio térmico para calentar el producto cuando se reciba refrigerado.

Los dos principales factores que se deben considerar para elegir el depósito son:

- Que sea químicamente inerte con el producto.
- Que sea completamente estanque y estable, en forma natural o artificial.

V.1.5.1 EN DOMOS SALINOS.

El almacenamiento de gas LP en domos salinos es factible gracias a las características físicas y químicas de las grandes masas salinas del subsuelo.

La creación de la cavidad se efectúa por medio de lixiviación con agua, ésta disuelve la sal del yacimiento dándole ciertas características geométricas, por lo que cada cavidad será lixiviada a ritmos pre-establecidos y controlados.

Un factor importante a considerar en la elección del sistema es la disponibilidad de grandes volúmenes de agua fresca, ya que se requirieron de 8 a 10 veces el volumen de la cavidad por crear, además se debe de contar con depósitos para la salmuera formada.

Para efectuar la lixiviación se utiliza un sistema de tres tubos concéntricos, con la finalidad de contar con un ducto para la inyección de agua, otro para la extracción de la salmuera producida y un tercero para el aceite de sellado¹. El agua se inyecta por el tubo interno, la salmuera se extrae por el anular formado entre la tubería externa y media, y el aceite de sello se encontrará por el anular de la tubería media e interna con esta forma de lixiviar, se origina una gran disolución en la parte más baja de la cavidad teniéndose al final de la operación que la caverna tiene forma de cono invertido.

1

El aceite de sellado consiste en mantener un sello líquido en la parte superior de la cavidad para controlar su crecimiento y geometría, se utiliza gasóleo como aceite de sello.

El principal problema es el de encontrar la forma más económica para deshechar la salmuera producida en la disolución del domo.

Para la explotación de la cavidad, esta deberá encontrarse siempre llena, bien sea con producto y/o con salmuera, por lo que se requieren dos depósitos para el almacenamiento de la salmuera para cuando la cavidad se encuentre llena de producto; debido a que durante la explotación de la cavidad se utiliza salmuera no saturada como fluido de desplazamiento, la cavidad sufre una disolución adicional en cada movimiento de vaciado que se efectúe, por lo que el volumen de ésta se va incrementando a todo lo largo de su vida, llegándose a tener al final una capacidad de aproximadamente el doble de la inicial y la forma estable de un cilindro.

V.1.5.2 EN CAVIDADES MINADAS DE TIPO ROCOSO.

Para efectuar la realización de depósito de almacenamiento en cavidades minadas, el primer aspecto a considerar es la existencia de una capa de terreno en la que sea posible crear la cavidad; para este fin se realiza un estudio geológico del área, completado por la exploración de la zona seleccionada y un estudio hidrogeológico del macizo, lo cual dará la seguridad que la roca del subsuelo es químicamente inerte y compatible con el producto a almacenar.

El siguiente paso es el estudio estructural de la forma de la caverna, la cual deberá de garantizar su estabilidad, en este aspecto sólo se permite colocar cierto tipo de refuerzos como hormigón, concreto y/o algún otro material en zonas de inestabilidad persistente.

Otro punto a considerar son las características hidráulicas del depósito, en este las paredes no están revestidas y la capa freática, situada encima del depósito se mantiene natural o artificialmente a un nivel hidrostático superior al potencial de presión del producto, asegurándose así que no escape hacia la roca.

Este aspecto nos indica que la ubicación de la cavidad deberá ser a cierta profundidad, misma que se determina por la naturaleza y presión del producto almacenado, así como el entorno hidrológico del medio, de esta forma, para almacenar butano se requiere de una profundidad del orden de los 60-80 mts. y para una de propano de 100 a 120 mts.

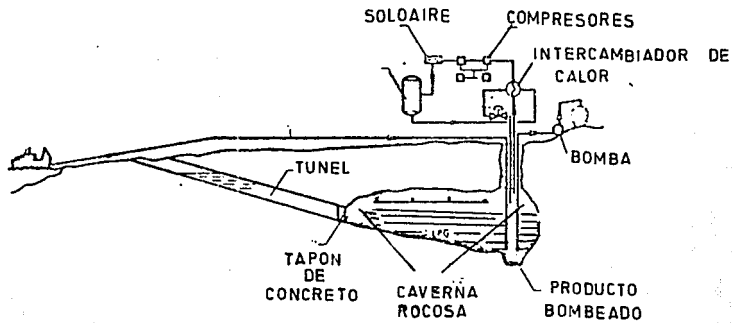


FIG 59



ALMACENAMIENTO DE GAS L.P.
EN CAVERNAS

La selección de la técnica de acceso depende del costo y plazo para la obra, prevaleciendo dos técnicas generales:

- Acceso por pozos de gran diámetro.
- Acceso por tunel.

La última permite usar máquinas más poderosas y material rodante para la evacuación de escombros.

Una vez realizada la galería de almacenamiento, se excava un pozo desde o hacia la superficie que permita el paso de equipo de explotación hacia el interior de la galería y la instalación del aparejo de tuberías de explotación.

Para realizar la prueba del estanque se inyecta aire o gas inerte a una presión superior a lo límites normales de utilización y una posterior expulsión del fluido con agua.

La compañía de ESSO Chemical Co. Cuenta en Suiza con dos cavernas de este tipo.

Se puede considerar un método adicional derivado de los dos anteriores, es un almacenamiento a profundidades medias o externas a temperaturas reducidas, esto se lleva a cabo congelando un anillo de tierra hasta una profundidad aproximada de 30 mts., la tierra contenida dentro del anillo se extrae mediante métodos convencionales. La cámara se cubre con un domo perfectamente aislante y los productos se bombean dentro de la cámara a temperaturas extremadamente bajas.

V.2 SISTEMA DE MANEJO. OPERACION Y SEGURIDAD DE UNA PLANTA DE ALMACENAMIENTO DE GAS LP.

En la actualidad para la mayoría de las personas es tan fácil hacer uso del gas LP, que sólo su manejo se reduce a mover una válvula de servicio y la del aparato o instrumento donde se consumirá, pero todo el proceso de manejo que se realiza hasta el punto de consumo es por lo general desconocido.

El propósito de este punto es la descripción del manejo y distribución del gas.

Por distribución entendemos la transferencia del gas a partir de los tanques de abastecimiento de las refinerías o plantas de separación de gas natural líquido al usuario, y por manejo aquellas operaciones concernientes a la conversión del gas en combustible en el punto de aplicación de acuerdo a lo anterior, manejo no sólo cubre el volumen de almacenamiento y vaporización, sino también el bombeo en estado líquido y regulación de las características de combustión de éste al mezclarse con el aire.

V.2.1 SISTEMAS DE TRANSPORTE DE GAS LP

La distribución del gas se lleva a cabo por diversos medios y vías de transporte como son:

- Marítimo.
- Ferroviario.
- Terrestre (autotanques, autotransportes, pipas, etc.)
- Gasoductos y poliductos.

V.2.1.1 TRANSPORTE MARITIMO.

Este es un medio propicio para el intercambio de materias primas entre países con influencia costera, en este caso se requiere de un recipiente a presión diseñado para una capacidad de 1000 m³ (500 ton.), los buques interoceánicos llegan a tener una carga arriba de 40,000 m³ (20,000 ton) de gas en condiciones de almacenamiento refrigerado por debajo de -50 °C (223 °K), en ocasiones, dada la versatilidad del transporte se almacena también amoníaco, butadieno y propileno; en

estos casos se llega a tener producto contaminado con trazas de los diferentes productos transportados.

Es importante saber que en áreas como Venezuela, México, Medio Oriente, etc. los tanques de almacenamiento tienen una capacidad de 12.000 a 50.000 m³ en forma refrigerada.

V.2.1.2 TRANSPORTE FERROVIARIO.

Cuando se trata del transporte de cantidades pequeñas, es preferible el uso de la vía férrea.

En México el transporte por este medio se ha dejado de usar, pero en los países centroamericanos es una vía principal, además de que la mayoría de las plantas de distribución cuentan con el equipo específico para la descarga de los carro-tanque, un ejemplo de este tipo de planta es Hidro-Gas de Guatemala.

Un tren puede trasladar 500 toneladas de producto o más en vagones individuales, conteniendo alrededor de 40-50 toneladas en cada uno de estos.

Los carro-tanque son recipientes a presión contruidos de acuerdo a los códigos autorizados por los especialistas, los accesorios de estos son diversos, pues incluyen válvulas de relevo, líneas de carga y descarga, válvula de retorno de vapores, válvula de seguridad, medidor de nivel de líquido, manómetro y termómetro. El carro-tanque tiene los mismos controles en ambos lados, esto debido a que puede arribar en sentido opuesto a la descarga; los accesorios se protegen con puertas corredizas para evitar que personas no autorizadas hagan uso de estos.

Las líneas de líquido y vapor se encuentran protegidas mediante el acoplamiento de tapones, esto significa una pequeña liberación de gas a la atmósfera cuando el carro-tanque es conectado y desconectado, de este modo se minimiza el riesgo del vapor flamable, cabe mencionar que así mismo llevan un medidor de nivel instalado en el centro y otro al final del tanque.

La línea de gas licuado es controlada por una válvula de corte operada hidráulicamente. Las válvulas de presión no son obligatorias bajo regulaciones internacionales, ya que si estos vagones se utilizaran para el transporte de gases tóxicos y si se presentara una apertura prematura de gases tóxicos a la atmósfera se estaría poniendo en peligro las zonas por donde circula el ferrocarril; afortunadamente, el gas LP no es tóxico pero sí representaría un peligro la apertura de las válvulas debido a la presión excedente provocada por las elevadas temperaturas.

V.2.1.3 TRANSPORTE TERRESTRE.

Este es el medio más popular para transportar cantidades relativamente pequeñas de gas LP en recipientes a presión a partir de refinarias o almacenamiento secundario hacia los lugares donde se encuentran los consumidores. Las transportadoras más importantes a nivel nacional son: SONY, TRAJUSA, ATOSA, RODHER, TRANSVAL-GAS, ZILSA, y NIETO.

Muchos de estos transportes están equipados con bombas de descarga para facilitar la entrega, algunos de estos llevan medidores volumétricos para llevar el control de la descarga, aunque el método más preciso para llevar el control es por pesada, por ejemplo, PEMEX realiza la distribución de gas a las plantas comerciales a través de un sinnúmero de transportadoras facturando el peso de gas que venden a los almacenistas secundarios; una vez que se termina la descarga de un transporte este se vuelve a pesar para encontrar la diferencia.

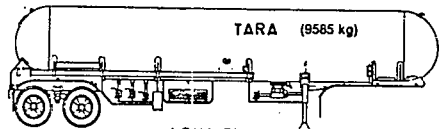
Los accesorios con que cuentan este tipo de tanques, incluyen líneas de carga y descarga, línea de retorno de vapores, medidor de presión, temperatura, nivel y válvulas de relevo.

A causa de los peligros que involucra el transporte de líquidos inflamables por vías públicas, se han establecido normas sobre seguridad, manejo y transporte de auto-tanques, esta fuente de reglamentos reconocida a nivel mundial es la: "National Fire Protection Association" (NFPA), que se ha dedicado en sus pamphlets No. 58 y 59 la descripción de las normas sobre el almacenamiento, uso y manejo del gas LP.

CAPACIDAD (39,900 liters)* DE AGUA 100 %

DIAMETRO (205 cm)

ANCHO
(240 cm)



TARA (9585 kg)

ALTURA
(330 cm)

LONGITUD
(1245 cm)

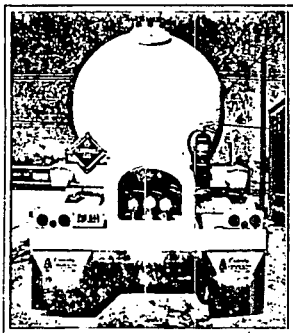


FIG V.10



DIMENSIONES DE UN AUTO-
TANQUE DE GAS L.P.

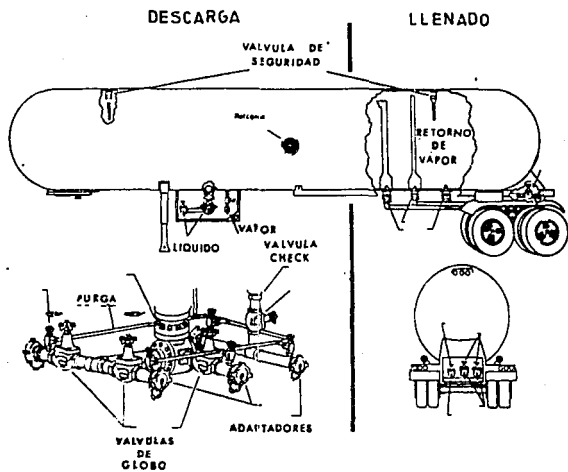


FIG. VII



AUTOTANQUE DE GAS L.P.
ACCESORIOS PRINCIPALES

ESTA TESIS NO DEBE
SALIR DE LA BIBLIOTECA

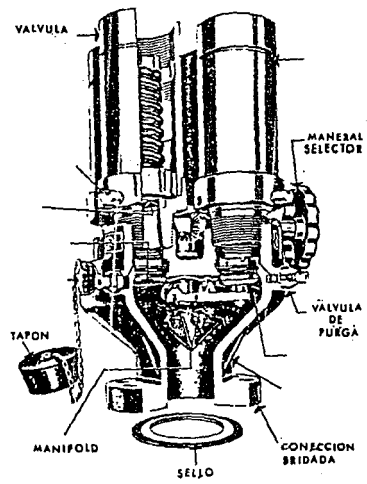


FIG. VII



VALVULA MULTI-PORT DE
 SEGURIDAD EN TANQUES DE
 ALMACENAMIENTO A PRESION

V.2.1.4 GASODUCTOS Y POLIDUCTOS.

Los poliductos se utilizan por lo general para transferir cantidades masivas de gas a partir de las refineries hasta los centros de almacenamiento secundario, para el consumo interno asi como para exportación.

Bajo ciertas circunstancias, este tipo de transporte se utiliza para abastecer tanto de materias primas como de combustibles a las zonas altamente industrializadas, clientes u organizaciones dedicadas a industrializar estos productos.

En el centro de nuestro país, principalmente la zona industrial conocida como Vallejo y municipios como Tlalnepantla, Atizapán y Naucalpan, se tienen gran cantidad de líneas de distribución de gas LP y natural.

A nivel país se encuentran interconectados a la mayoría de las refineries y centros de almacenamiento y el sistema de alimentación de recipientes es por medio de poliductos o gasoductos, se observa que el envío de gas a una localidad tan distante como Minalitlán o subestaciones de bombeo intermedias, requiere de una presión lo suficientemente elevada para mantenerlo en estado líquido y evitar así el manejo de flujo a dos fases, poniendo en riesgo el poliducto por las constantes vibraciones provocadas por el vapor a alta presión y deterioro del equipo de bombeo por cavitación.

V.2.2.1 OPERACION DE SISTEMAS DE ALMACENAMIENTO A PRESION EN RECIPIENTES ESFERICOS Y CILINDRICOS.

El abastecimiento de las pequeñas plantas de distribución como las localizadas en San Juan Ixhuatepec (San Juanico) y periferia del D.F., se realiza mediante auto-tanque enviado de las terminales de almacenamiento de PEMEX y para ser vaciado en los recipientes horizontales de las compañías, se realiza mediante la técnica de trasiego y sus variantes.

V.2.2.1.1 TRASIEGO DE GAS LP

La condición de equilibrio líquido-vapor es la variable a controlar mediante las condiciones de operación (presión, temperatura y densidad relativa).

Haciendo uso de una diferencia de presiones entre los sistemas donde se va a efectuar la transferencia, es importante mencionar que una vez que se ha llegado a un equilibrio en la presión, será casi imposible realizar un trasiego total a causa de que la presión interna del recipiente se iguala a la que es alimentado, provocando un riesgo de elevación de presión al intentar forzar el sistema mediante una bomba o compresor llegando a la temperatura de los dispositivos de seguridad así como peligro de crear mezclas explosivas, veamos someramente como se realiza la operación:

Se estaciona el auto-tanque en el lugar indicado para la maniobra (torre de descarga), teniendo abiertas las válvulas del tanque o tanques de almacenamiento que recibirán el combustible, y las válvulas correspondientes a la tubería tanto de líquido como de vapor, verificando la existencia de fugas a fin de evitar pérdidas y riesgos, dejando cerradas únicamente las válvulas de la torre de descarga; acto seguido se conectan las mangueras de líquido y vapor a las válvulas del auto-tanque, abriendo estas muy lentamente a fin de ejercer en las mangueras la presión del gas por descargar, se verifica que las conexiones, uniones y mangueras no tengan fugas.

En caso de fugas se cierran las válvulas del carro y se aprietan o vuelven a realizarse las conexiones, repitiendo la operación hasta que se encuentren correctas.

En este momento se está en condiciones de iniciar la descarga del gas licuado, la descarga se puede realizar por cuatro métodos diferentes:

- 1.- por bomba
- 2.- por compresora
- 3.- mixta (bomba y compresora)
- 4.- por gravedad

V. 2. 2. 1. 1. 1 DESCARGA CON BOMBA.

Es el método más común, sin embargo no se recupera la totalidad de la carga, debido a que la bomba está diseñada para trabajar con líquido.

Se abre sólo un poco la válvula de líquido del auto-tanque y se deja llenar la línea de succión de la bomba. la válvula sólo se debe abrir un poco para evitar el golpe de ariete y descarga en exceso, lo que podría originar que la válvula de exceso de flujo con que cuenta el auto-tanque automáticamente se cerrara.

Cuando la bomba está cargada, se abre despacio la válvula de la torre de descarga hasta dejarla totalmente abierta, permitiendo libre corriente del líquido a la bomba; una vez que se ha puesto a funcionar la bomba se abre un poco la válvula de la línea de vapores en la torre de descarga, permitiendo así que se iguale la presión de los tanques de almacenamiento y del auto-tanque con objeto de no sobrepresionar el tanque almacén y aliviar esfuerzos anormales en la bomba.

Al quedar establecida la corriente de líquido, se debe continuar verificando que la operación siga efectuándose en forma satisfactoria.

La vigilancia constante permitirá hacer frente a cualquier circunstancia inesperada, lo que aumentará la seguridad de la operación.

Durante el trabajo de descarga, se debe estar verificando los niveles de los tanques y sus presiones para determinar el progreso de la operación y evitar daños mecánicos a la bomba, si hay pérdida de succión, así como para impedir sobre-llenado o sobre-presión en los tanques de almacenamiento.

Una vez que el auto-tanque esté vacío, se para la bomba y se cierran todas las válvulas de la planta y del auto-tanque.

A continuación se deja escapar lentamente el líquido contenido en la manguera, desde un punto suficientemente alto para evitar que se formen en el piso concentraciones de vapor; la manguera debe quedar completamente libre, pues en caso contrario podría significar su rompimiento por expansión del mismo debido a la temperatura, se procede igualmente con la manguera de vapor.

V.2.2.1.1.2 DESCARGA CON COMPRESORA.

Es el método más efectivo en virtud de efectuarse una descarga casi total.

Las precauciones observadas para la descarga con bomba son análogas para este caso.

Se deja libre paso al líquido desde el auto-tanque al o a los tanques de almacenamiento, lo mismo se hace con la línea de vapor del tanque almacén para descargarlo en el auto-tanque, con lo que se origina que el líquido de este último se desplace al recipiente almacenador. una observación pertinente es que la presión en el auto-tanque no debe elevarse lo suficiente para que las válvulas de alivio de presión se accionen.

Cuando el auto-tanque esté vacío, se cierran las válvulas de líquido en la tubería y el auto-tanque a continuación se invierte la dirección de la corriente de vapor a modo que la compresora succione del carro-tanque, y descargue en el tanque de almacenamiento. A fin de recuperar el vapor que existe en el carro-tanque, se deja trabajando la compresora hasta que la presión dentro del auto-tanque se reduzca hasta 3 ó 2 kg./cm²; cuando se llega a esa presión se para la compresora y se cierran todas las válvulas.

- Bomba compresora. - en algunas plantas usan un método mixto, en éste todo el líquido es trasegado por la bomba y finalmente el vapor es extraído del auto-tanque.

V.2.2.1.1.4 DESCARGA POR GRAVEDAD.

Se usa cuando se tiene tiempo de sobra o existe una avería de los equipos para trasegado, la forma en que se realiza es conectar auto-tanque y tanque de almacenamiento en la forma indicada con anterioridad, excluyendo el medio propulsor del líquido o sea estableciendo un sistema de vasos comunicantes.

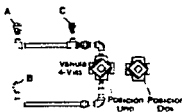
Con este sistema no hay una descarga total, ya que ésta se suspende cuando el nivel del líquido es igual en ambos tanques, requiriendo para su vaciado el estímulo de la bomba o compresor.

El procedimiento empleado para la descarga de un auto-tanque es similar para un carro-tanque.

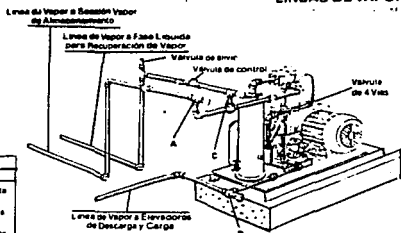
DETALLES SIMPLIFICADOS DE LA TUBERIA DE UNA PLANTA PRINCIPAL

Los detalles de la instalación de tubería están disponibles para
el arreglo mostrado aquí, o para operaciones más grandes y complejas.

OPERACION DE VALVULAS



DISTRIBUCION LINEAS DE VAPOR



Servicio a Ejecutar	6-vías	VALVULAS		
		A	B	C
1 Descarga dentro tanque de Anticorros	Posición Uno	Abierta	Abierta	Cerrada
2 Recuperar vapores dentro tanque de Almacenar	Posición Dos	Cerrada	Abierta	Abierta
3 Carga Fuera tanque de Almacenar	Posición Dos	Abierta	Abierta	Cerrada

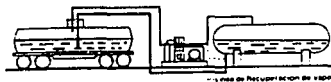


FIG. 12



TRASIEGO DE GAS L.P.
POR COMPRESOR

V.2.2.3 MANEJO EN TERMINAL DE ALMACENAMIENTO DE RECIPIENTES ESFERICOS (ESFERAS) Y CILINDRICO HORIZONTAL (SALCHICHAS).

Para el llenado del sistema se recomienda que sean llenados uno a uno con el fin de mantener un simple control de la operación.

Al llegar a la estación se reduce la presión del producto hasta 12.5 kg/cm^2 (180 lb/in^2) con las válvulas reguladoras de presión localizadas a la entrada, a estas condiciones se alimenta al recipiente que va a ser llenado; en todos los recipientes se cuenta con interruptores y alarmas de alto nivel, de tal forma que cuando el líquido llega a un cierto nivel de llenado, el interruptor de alarma dará una señal para que el operador abra la válvula correspondiente al llenado de otro tanque. Cuando llega a su nivel máximo, el interruptor de nivel automático actuará cerrando la válvula y el producto fluirá hacia el otro recipiente.

Para el vaciado o descarga de los recipientes se efectúa por medio de bombas de trasiego de tipo centrífugo, las cuales toman el producto por la parte inferior de los tanques, se eleva la presión hasta 15.1 kg/cm^2 (215 lb/in^2) y previa medición se envía a los carrotanques o remolques para su distribución.

Los recipientes cuentan con interruptores y alarmas por bajo nivel y cuando se llega a presentar un bajo nivel, se acciona la alarma y se deberá abrir la válvula de descarga de otro tanque, ya que cuando se llega al nivel mínimo, la válvula cerrará en forma automática y si no se tiene líquido en el cabezal de descarga la bomba dejará de funcionar.

El sistema podrá cargar y vaciar producto en forma simultánea siempre y cuando la operación se efectúe en tanques independientes, esto no implica que no pueda realizarse en el mismo recipiente, pero se presentarían múltiples problemas debido a que la generación de vapor en estas condiciones es mayor que cuando se opera en forma separada.

V.2.2.4 ALMACENAMIENTO REFRIGERADO.

Este tipo de sistemas varía en su funcionamiento dependiendo del producto a ser almacenado, por esta razón se describen dos tipos diferentes: el sistema para propano comercial y el de butano

comercial. El sistema de almacenamiento para mezclas quedará comprendido entre estos dos extremos y será definido por las bases de diseño correspondientes.

V.2.2.4.1 ALMACENAMIENTO REFRIGERADO PARA PROPANO COMERCIAL.

El propano comercial de producción y/o transporte se recibe en L.B. a una presión mínima de 18 kg/cm^2 (256 lb/in^2) y se expande en un tanque de flasheo a una presión de 3.5 kg/cm^2 (50 lb/in^2), una parte del líquido que se obtiene de este tanque previa expansión a presión atmosférica, se manda al tanque de almacenamiento de producto que tiene una presión de 0.07 kg/cm^2 del tanque de succión de compresores para vaporizar el posible líquido arrastrado, y previa expansión a presión atmosférica se envía al tanque de almacenamiento; el vapor del tanque de flasheo se envía a la segunda etapa del compresor de llenado.

Los vapores producidos cuando se está llenando el tanque de almacenamiento² se envían al tanque de succión de compresores, donde se vaporiza el posible líquido arrastrado y se envía a la primera etapa de compresión del compresor de llenado, donde la presión de salida llega a 3.3 kg/cm^2 (50 lb/in^2), para pasar a la segunda etapa de compresión se mezcla con el vapor producido en el tanque de flasheo de propano y la corriente total se comprime hasta 20.8 kg/cm^2 (296 lb/in^2) y $83 \text{ }^\circ\text{C}$ ($356 \text{ }^\circ\text{K}$) aproximadamente.

La corriente que sale del compresor se manda al condensador de llenado y posteriormente al acumulador de llenado de propano a 20.1 kg/cm^2 (286 lb/in^2) y $40.6 \text{ }^\circ\text{C}$ ($313.7 \text{ }^\circ\text{K}$).

El vapor separado en este tanque se manda a quemador por medio de un control de presión y el líquido se expande hasta 3.5 kg/cm^2 (50 lb/in^2) para ser alimentado al tanque de flasheo de propano a $-10.3 \text{ }^\circ\text{C}$ ($262.7 \text{ }^\circ\text{K}$) por lo que se mezcla con la corriente de alimentación obteniéndose una temperatura de mezcla de $-6.6 \text{ }^\circ\text{C}$ ($265.4 \text{ }^\circ\text{K}$).

2

Formación de vapores por expansión de la alimentación, de la línea de retorno del serpenín del tanque de succión de compresores, por absorción de calor en el tanque, por desplazamiento del líquido y por la bomba de recirculación.

Para vaciar el sistema, el propano almacenado a presión atmosférica y $-44\text{ }^{\circ}\text{C}$ ($229\text{ }^{\circ}\text{K}$) se realiza mediante bombas y los vapores producidos por esta operación se utilizan para llenar el volumen desalojado por el propano líquido, la otra parte se va al tanque de succión de compresores donde se vaporiza el líquido arrastrado y el vapor de este tanque se va a la primera etapa de compresión del sistema de refrigeración, donde la presión se eleva a 3.5 kg/cm^2 (50 lb/in^2), para llegar a la segunda etapa de compresión donde se mezcla con el vapor producido en el separador de interfases y la corriente total se comprime hasta 20.8 kg/cm^2 (298 lb/in^2) y $87\text{ }^{\circ}\text{C}$ ($360\text{ }^{\circ}\text{K}$) y se envía al condensador de refrigeración para reducir su temperatura.

El vapor separado en este tanque se manda a un quemador mediante un control de presión, y el líquido se expande hasta 3.5 kg/cm^2 (50 lb/in^2) y ser alimentado al separador de interfases a $-12.3\text{ }^{\circ}\text{C}$ ($263\text{ }^{\circ}\text{K}$).

El vapor de este equipo se manda a la segunda etapa del compresor de refrigeración y el líquido se envía al serpentín del tanque de succión del compresor y previa expansión a presión atmosférica se manda al tanque de almacenamiento.

El llenado y vaciado del recipiente de almacenamiento puede hacerse simultáneamente, pero todo el sistema debe manejar una cantidad más alta de vapores.

V.2.4.2 ALMACENAMIENTO REFRIGERADO PARA BUTANO COMERCIAL.

El butano comercial de producción y/o transporte se recibe en L.B. a 7 kg/cm^2 (100 lb/in^2), se expande hasta presión atmosférica y se envía al tanque de almacenamiento de butano el cual se encuentra a 0.07 kg/cm^2 (1.0 lb/in^2) y $-3.7\text{ }^{\circ}\text{C}$ ($269\text{ }^{\circ}\text{K}$). Los vapores que se obtienen cuando se llena el tanque³ se envían al tanque de succión de compresor de butano donde se comprime hasta 4.3 kg/cm^2 (61 lb/in^2) y $51\text{ }^{\circ}\text{C}$ ($222\text{ }^{\circ}\text{K}$), esta se envía al condensador y posteriormente al

³ Formación de vapores por expansión de la alimentación, absorción de calor en el tanque, por desplazamiento del líquido y por la bomba de recirculación.

tanque acumulador a 3.6 kg/cm^2 (51 lb/in^2) y $40.6 \text{ }^\circ\text{C}$ ($232 \text{ }^\circ\text{K}$), el efluente de este se manda al serpentín que se utiliza como medio de calentamiento en el tanque de succión del compresor y de este previa expansión se retorna al tanque de almacenamiento de producto.

Para vaciar el butano almacenado a presión atmosférica y $-3.2 \text{ }^\circ\text{C}$ ($269.8 \text{ }^\circ\text{K}$) se realiza mediante bombas, y los vapores producidos por esta operación se utilizan para llenar el volumen desalojado por el butano líquido. La otra se envía al tanque de succión de compresores y de ahí a los compresores de butano.

La corriente que se obtiene del compresor a 4.3 kg/cm^2 (61 lb/in^2) y $51 \text{ }^\circ\text{C}$ ($324 \text{ }^\circ\text{K}$) se envía al condensador y después del tanque acumulador a 3.6 kg/cm^2 (51 psig) y $40.6 \text{ }^\circ\text{C}$ ($313 \text{ }^\circ\text{K}$).

El efluente del tanque acumulador se envía al serpentín del tanque de succión y de ahí, se expande hasta presión atmosférica y se retorna al tanque de almacenamiento.

El llenado y vaciado del sistema de almacenamiento refrigerado se puede realizar simultáneamente siempre y cuando los vapores generados durante la operación puedan ser manejados por el equipo de compresión.

Si no existe carga ni vaciado del producto, la velocidad de formación de vapores es pequeña y el equipo de refrigeración entrará en operación sólo cuando el volumen formado sea importante.

Se prevee la estratificación de temperaturas en el tanque de almacenamiento mediante la recirculación de butano utilizando bombas para tal propósito.

V.2.5 ALMACENAMIENTO EN DOMOS SALINOS.

El almacenamiento de gas licuado se lleva a cabo por medio de bombas que proporcionan una presión de descarga suficiente para permitir la entrada de los hidrocarburos a la cavidad, desplazando la columna de salmuera que se encuentra dentro de la cavidad.

En la línea de alimentación a la cavidad se contará con instrumentación para un control eficiente de los movimientos del producto y así, indirectamente seguir el crecimiento de las mismas con el tiempo como función del número de operaciones y flujos manejados.

Antes de entrar a la cavidad, debe controlarse la presión en la línea de alimentación de productos para evitar que la presión en la zapata cementada sobrepase su valor límite, arriba del cual la zapata que es el punto más débil de la cavidad podría sufrir fracturamiento.

El gas LP entra a la cavidad por el anular formado por el tubo exterior y el medio del aparejo de tuberías, con lo cual la salmuera sale por el tubo interno del aparejo cuyo extremo inferior estará siempre a la mayor profundidad, alrededor de dos metros de la cima de insolubles; la salmuera saldrá de la cavidad a una presión tal que llegue a la cuenca de almacenamiento de salmuera, para vaciar la cavidad, la salmuera que se encuentre en la cuenca se utilizará para desplazar los diversos tipos de productos que pueden ser almacenados en esta, por medio de bombas de inyección, en donde la presión requerida dependerá de la columna a desplazar, de la caída de presión como una función del flujo a manejar así como del lugar a donde será enviado el producto.

La salmuera entra a la cavidad por medio del tubo interno, cuyo extremo se encontrará por debajo de la zona de interfases gas-salmuera, a medida que la salmuera va entrando a la cavidad, ocurre el desplazamiento del producto almacenado permitiendo la salida de éste hacia el exterior y se controla por medio de una válvula a fin de cumplir con las condiciones de recepción del producto.

V.2.6 PURGA DE TANQUES DE ALMACENAMIENTO DE GAS LP.

Es necesario remover los vapores inflamables o el gas de los tanques, antes de cualquier reparación o llenado por primera vez, por ejemplo, si se desea incrementar la capacidad de bombeo de un auto-tanque, se logra soldando una línea más grande en la succión entre el tanque y la entrada a la bomba de líquido.

Las operaciones de corte y soldadura no deben llevarse a cabo hasta que la totalidad de los vapores combustibles sean removidos del tanque de almacenamiento.

Los métodos de purgado de los tanques, incluyen el uso de un gas inerte como el dióxido de carbono (CO_2), nitrógeno (N_2), agua (H_2O) o

bien realizarlo con vapor como agente purgante. este último está restringido a recipientes pequeños que pueden resistir elevación de temperatura de 82 a 99 °C (355 - 372 °K).

La purga con vapor puede seguir de una con gas inerte o agua si se encuentra que existen volátiles en el recipiente.

Paso inicial: Antes de cualquier operación de purga, es indispensable reducir la presión interna del tanque tan cerca como sea posible a la atmosférica. este proceso es necesario para reducir la contrapresión sobre el equipo de purgado.

En el tanque puede existir líquido remanente después de la operación de bombeo. para reducir la presión de vapor en el contenedor, se sugiere el siguiente procedimiento para el paso inicial:

- 1.- Aislar el tanque y tubería que será purgado por medio de gas y verificar que las válvulas se mantengan cerradas durante la operación de reducción de presión, purgado y la subsecuente reparación o inspección del tanque de almacenamiento.
- 2.- La presión de exceso que existe en el tanque se puede reducir incinerando el vapor en un quemador. el equipo usado podría incluir un tubo de purga fijado a la salida de vapor del tanque de almacenamiento. para muestreo del gas durante la operación de purga; la válvula de muestreo es de compuerta para tener poca resistencia.
Un incinerador puede ser utilizado para quemar el gas. si es deseado un pequeño control. una válvula de aguja puede ser insertado delante del orificio del incinerador para facilidad en el control de la flama.
- 3.- La operación durante la reducción de presión consiste en ajustar el flujo mediante válvulas, para obtener una flama que no se eleve más allá del nivel durante el proceso de incineración. las válvulas son entonces cerradas y se hace uso de uno de los siguientes procesos de purga para remover el vapor remanente en el contenedor.

V.2.6.1 PURGA CON AGUA.

El vapor remanente en el tanque de almacenamiento puede ser desplazado con agua fría bajo presión, la presión de agua es usada para agotar el vapor que se está consumiendo en el quemador.

Cuando la presión del agua no es suficientemente alta, es frecuente un arreglo de tuberías por la bomba de butano líquido, como paso final, una vez que la operación es completada, las gotas de agua deberán evaporarse por medio de un calentador de aire, el incinerador deberá removerse de la operación dejando sólo el tubo de descarga.

La purga con agua tiene la desventaja de disolver aproximadamente 150 ppm en peso de gas a condiciones ambientales, esto representa un riesgo al liberar la purga con agua en drenes, por lo que se diluye con aire a una temperatura alta, obteniendo la purga en fase de vapor para disminuir la condición flamable e inmediatamente quemar para eliminar este riesgo.

Finalmente, si el tanque será llenado con gas LP el agua debe ser eliminada dosificando metanol a una velocidad de 0.1% en volumen esto disminuye la posibilidad de formación de hielo por el líquido y la expansión de la fase de vapor.

V.2.6.2 PURGA CON GAS INERTE.

El vapor remanente en los tanques de almacenamiento o tuberías después de la reducción de presión, se desplaza con gas inerte como dióxido de carbono (CO₂) o nitrógeno (N₂).

La técnica más usual para el purgado con gas inerte es la siguiente:

- i. Una muestra del gas a purgar debe ser tomada del tanque antes de incinerarse la purga y analizarla para determinar la cantidad de oxígeno (si se encuentra presente).
- ii. Una muestra del gas inerte puede ser tomada para determinar el contenido de oxígeno (O₂), no debe ser superior al 2%. Un análisis típico podría alcanzar 13% de CO₂ Y 85% de N₂ y no más del 2% de O₂.

iii. Durante el proceso de purga, una muestra de la mezcla del gas flamable y del inerte pueden ser tomados a partir de un tubo de venteo y evaluar la flamabilidad. Un método más sofisticado involucra el uso de un indicador de gas flamable.

iv. Es importante certificar que no existe estratificación del gas flamable. si se encuentran disponibles varias tomas, las purgas se harán en sucesión teniendo cuidado cada vez que se purgue de no permitir la entrada de aire en el tanque mientras se cambian conexiones.

El gas inerte será secado hasta un punto de rocío bajo, para eliminar cualquier humedad en el tanque y la formación de escarcha en la operación de trasiego.

Una meta del inertizado es tener una presión positiva leve para evitar el peligro de aire en válvulas defectuosas.

Para evitar el excesivo consumo de gas inerte, se debe asegurar que las densidades del inerte y el gas a purgar sean diferentes, por ejemplo: el bióxido de carbono (gravedad específica 1.52) es normalmente utilizado para remover aire (spg. 1.0) de un tanque; el nitrógeno (spg. 0.7) se usa para el propano (spg. 1.52) o butano (spg. 2.01).

V.2.6.3 PURGAS DE MEZCLAS AIRE-GAS.

Cuando los tanques de almacenamiento de gas LP contienen aire a partir de las operaciones de trasiego y llenado, la mezcla aire-gas deberá ser removida antes de iniciar la purga con gas de baja presión.

Un análisis de la mezcla nos indica el porcentaje de aire presente en la mezcla, si una mezcla flamable aire-gas se encuentra presente, puede ser conveniente dejar una cantidad en el tanque para purgar una mezcla.

La selección del medio de purga entre N_2 , CO_2 , o H_2O es decidido en base a un balance de costos contra ángulos de seguridad.

Para las operaciones de gas LP el nitrógeno es normalmente preferido, en el caso de inertizar tanques de gran capacidad, más precauciones deben ser tomadas.

Si se desea entrar al recipiente para inspección o reparación, el personal debe ser provisto con aparatos de respiración y purgar con aire hasta que una atmósfera respirable sea obtenida con una concentración de gas LP por abajo del límite de flabilidad: (2.4% de propano en aire y 1.8% de butano.)

V.2.7 CONTROL Y PROTECCION DE FUEGO.

El propósito de este punto es el de presentar de modo general los métodos prácticos de prevención y control de fuego, y son muy valiosos para el diseñador u operador de plantas de gas LP.

En éste se discute el valor del uso de la niebla de agua o espreada en la reducción de la temperatura de ignición de las mezclas aire-gas, siendo verdad que el efecto diluyente de la niebla puede ser beneficioso, la actual aplicación de la boquilla es para la protección de los tanques de almacenamiento y otros equipos.

Las bombas para líquidos diseñados para gas LP pueden ser apropiadas para un servicio de emergencia sobre el bombeo de agua; de aquí que la maquinaria de combustión interna para el bombeo de agua es una excelente fuente de poder en una emergencia.

V.2.7.1 CONTROL DE FUEGO.

Una gran cantidad de demostraciones de control de fuego han sido realizadas con butano gaseoso y líquido bajo varias condiciones, y en la mayoría de los casos no es controlada hasta que la fuente de combustible es cortada, esto es extremadamente importante si la flama se encuentra cercana y se permite un escape de butano o propano a la atmósfera, esto podría provocar la ignición.

Si la fuente de gas no puede ser cerrada o cortada es mejor dejar que se consuma el fuego bajo control hasta que el combustible se agote.

Se ha demostrado que los fuegos de gas LP pueden ser completamente extinguidos por una corriente de vapor, agua pulverizada o bien mediante un extinguidor.

V.2.7.2 METODOS DE CONTROL DE FUEGO.

Cuando un escape de gas o cualquier otro combustible ocurre se deben tomar precauciones para prevenir la ignición, a los espectadores se les debe mantener fuera del área involucrada, los vehículos automotores no deben ser operados y cada esfuerzo debe ir encaminado a prevenir cualquier fuente de ignición, si el escape de gas continua, la fuente o grieta debe determinarse e intentar realizar el control de ésta, esto puede ser posible cerrando las válvulas que cortan la fuga, si no existen valvulas, es posible enroscar la tubería con un material no flamable, para así cortar el flujo hacia el exterior, una manguera con vapor de agua o línea de agua pulverizada debe auxiliar el corte que se realice de la fuga de gas.

Si el flujo no puede ser detenido podría ser mucho mejor vaporizar completamente el líquido derramado.

El área se mantendrá en resguardo hasta que se hagan las pruebas que muestren que el gas ya no se encuentra presente, si la ignición ocurre, el primer esfuerzo deberá ser el contenerlo que combatirlo con extinguidores, después de que los límites del fuego han quedado visibles, se trabajarán caminos para cerrar la fuente de la fuga en caso de que en esta no exista ignición.

Si cualquier estructura está expuesta a la flama o está siendo cercada por estas, protegerlas con agua usando un pulverizador adecuado, esto se ha encontrado posible para prevenir la ignición de las estructuras combustibles cuando estas se encuentran cercadas por las llamas o cuando se encuentran cubiertas por estas completamente.

Es posible proteger un recipiente de gas mediante pulverización de agua de cualquier tipo de fuego que esté en contacto, lo mismo puede aplicarse a cualquier tanque de petróleo expuesto a la flama; enfriando el tanque se disminuye la presión a la cual escapa el gas de las válvulas de seguridad y demás accesorios y por tanto será reducido el tamaño de la flama.

Si el tanque se encuentra envuelto en el fuego, será prácticamente imposible realizar el corte del escape de combustible, en tales casos es mejor que el fuego se consuma y se reduzca la intensidad.

Cuando existe un escape de gas y se incendia en un punto remoto del tanque es frecuentemente posible controlar el fuego cerrando simplemente una válvula, si es posible se debe consultar el sistema de tuberías y de esta manera debilitar el fuego, si las válvulas se encuentran en un lugar inaccesible por las flamas, se pueden reducir éstas envolviendo la tubería por una lluvia de agua.

Si la cuadrilla debe trabajar para controlar el fuego es necesario no interrumpir el agua para protección de estos, dos o más mangueras o líneas deben ser usadas para que estén protegidos de una posible ruptura de mangueras, si los suministros son de diferente fuente es más seguro.

Los hombres deben avanzar hacia el fuego bajo la protección de la manguera y bajo ninguna circunstancia turnar o cambiarla de posición hasta que los hombres se encuentren detrás del área peligrosa.

Un fuego por gas LP normalmente será menos extenso que aquellos en los cuales se ven involucrados la gasolina, porque el gas se vaporiza y se quema todo en un lugar mientras que una corriente de gasolina puede fluir y extenderse sobre un área más grande, cuando se aplica agua a un fuego por gasolina este se puede extender, pero un fuego por butano permanece quieto y no se incrementa su intensidad cuando se cubre con agua.

Donde el flujo de gas LP no pueda ser cortado, ya sea antes o inmediatamente después que las flamas son extinguidas, es preferible dejar el fuego bajo control y confinar los esfuerzos para proteger las propiedades adyacentes.

El combate de un incendio puede ilustrarse por los siguientes ejemplos:

Caso 1. UNA PEQUEÑA FLAMA EN UN ACCESORIO O VALVULA.

Golpear ésta con un trapo húmedo, tierra o arena, un pequeño extinguidor o una manguera de jardín.

Esta acción es recomendada solo cuando no podría resultar una reignición en un posterior flash u otro daño a partir de la misma fuga.

Caso 2. FUGA EN VALVULAS DE RELEVO.

Dejar quemar hasta que el fuego está fuera. usar agua fría para enfriar la coraza del contenedor. partes de la válvula de relevo y tapones fusibles, extinguiéndolo por último golpeando con una corriente directa o un extinguidor, si el enfriamiento sobre la coraza no es suficiente.

Caso 3. ROMPIMIENTO CON INCINERACION DE VAPOR (no directamente del contenedor).

Usar agua pulverizada para reducir la intensidad del fuego. el procedimiento mas seguro debe normalmente el permitir, se quemé éste hasta que se agote. Poner una cortina de agua entre el contenedor y la flama, es recomendable evitar la aplicación directa del agua a la coraza.

Caso 4. FUEGO POR VAPOR O LIQUIDO QUE ENVUELVEN EL CONTENEDOR.

Proporcionar máxima aplicación de agua sobre la coraza o concentrándola sobre el espacio de vapor o bien donde está la salida de gas, usar agua pulverizada para reducir la intensidad del fuego.

Caso 5. UNIDAD DE GAS LP EXPUESTA AL FUEGO.

Enfriar la coraza con agua (preferiblemente pulverizada) dirigiendo la corriente a las válvulas de relevo o salidas de venteo para dispersar y ventear los vapores lejos del fuego, ventilar el vapor a un lugar seguro.

Precaución: Un enfriamiento demasiado rápido con agua puede causar que el recipiente caliente reviente. la primera aplicación del agua debe ser en cantidades razonables a partir de una distancia segura.

V.2.7.3 EQUIPO DE CONTROL DE FUEGO.

Aunque los fuegos pequeños de gas LP pueden extinguirse con agua pulverizada, polvo seco o dióxido de carbono no es ordinariamente recomendable a menos que el flujo sea cortado inmediatamente.

El polvo seco y el dióxido de carbono se usan también en el control de la flama y en la operación de corte. sin embargo se encuentra limitado a el tamaño disponible del extinguidor. estos deben ser usados con precaución y un segundo extinguidor debe estar disponible para suministrar protección cuando el primero se descargue.

El agua espreada a alta velocidad es muy útil para el propósito de protección de los alrededores y controlar la intensidad del fuego. la combinación de la boquilla tipo tobera para espreado proporciona una corriente fuerte que es muy útil para producir una pantalla o niebla de agua necesaria para hacer accesible el cierre de las válvulas. Las toberas de capacidad grande requieren presiones en la línea de alrededor de 10.6 kg/cm^2 (150 lb/in^2); se tiene las de capacidad media para presiones de 5.30 kg/cm^2 (75 lb/in^2) y son convenientes para usarse sobre mangueras de 1 a 1.5 pulgadas.

El sistema de espreado para proteger los tanques de la planta de almacenamiento, puede ser seleccionado sobre la base de la cobertura obtenida a la actual presión disponible.

Los extinguidores manuales y las unidades rodantes (carretillas de dióxido de carbono y del tipo a presión son útiles para fuegos pequeños).

La utilidad del tetracloruro de carbono es limitada por su acción espumante a ser usado sólo para exterminar fuegos por su acción envolvente.

El equipo contra fuego más conveniente depende de dos factores:

- a) Tamaño del riesgo a ser controlado
- b) Tipo de fuego (líquido, vapor, etc.)

Si se observa esto es impráctico económicamente para proporcionar protección a cada contingencia.

Los especialistas en protección de fuego recomiendan lo siguiente:

- Pequeñas unidades de combustible por parte de los consumidores. { a más un pequeño extinguidor de dióxido de carbono.
- Grandes unidades industriales de combustible. { estaciones fijas tales como fábricas y plantas.

Como mínimo un extinguidor grande del tipo de CO_2 o uno de polvo químico seco y una combinación de agua espreada y tuberías con manguera de 1.5 pulgadas.

Auto-tanques y trailers (llevada sobre la unidad): un gran extinguidor manual (CO₂ o similar) por unidad.

Estaciones de servicio de butano: Como mínimo un extinguidor manual por unidad de transferencia, preferiblemente dos y encontrarse disponible la presión de agua, una combinación de agua espreada y una línea recta de una pulgada o mayor.

Un apropiado diseño, contempla una instalación permanente de agua espreada y debe ser respaldada por un equipo portátil de protección con mangueras.

CAPITULO VI.

DESARROLLO DE INGENIERIA BASICA.

VI.1 BASES DE DISEÑO.

1.1 Función de la Planta.

Almacenar gas licuado de petróleo para abastecer a la zona metropolitana del D.F., instalando recipientes esféricos de 15,000 barriles y recipientes horizontales (salchichas) de 1,500 barriles cada uno para recibir gas LP por medio de los poliductos de Minatitlán-México Ø 12", Poza Rica-México Ø 4" y Tula-México Ø 12".

1.2 Tipo de proceso.

Almacenamiento a presión de propano, butano y mezclas en recipientes horizontales (salchichas) de 1,500 barriles para propano y recipientes esféricos de 15,000 barriles para butanos.

2.0 Capacidad, Rendimiento y Flexibilidad.

2.1 Factor de Servicio.

La planta opera con un factor de servicio del 80% (292 días/año).

2.2 Capacidad y Rendimiento.

2.2.1 Capacidad de Diseño.

La terminal estará diseñada para almacenar 45,000 barriles de butanos y mezclas de baja presión y 4,800 barriles de propano y mezclas de alta presión, para hacer un gran total de 49,800 barriles al 100%.

2.2.2 Capacidad Normal.

La capacidad normal de la planta será de 49,800 barriles de almacenamiento.

2.2.3 Capacidad Mínima.

La capacidad mínima de operación de la terminal será igual al 30% de la capacidad de diseño.

2.3 Flexibilidad.

La terminal no podrá seguir operando a falla de electricidad pero se tendrán facilidades para lograr un paro ordenado.

2.4 Previsiones de futuras ampliaciones.

No se requiere preveer futuras ampliaciones por aumento de capacidad.

3.0 Especificaciones de las alimentaciones.

Las especificaciones de las alimentaciones de proceso que serán proporcionadas en límite de batería (LB) son las siguientes:

Propano: presión de vapor = 12.5 kg/cm^2 manométrica máximas a $37.8 \text{ }^\circ\text{C}$.

Butano: (1) presión de vapor = 2.63 kg/cm^2 manométrica máxima $37.8 \text{ }^\circ\text{C}$

Así como las mezclas de alta y baja presión, no excederán a los 13.6 kg/cm^2 manométrica (200 lb/in^2).

4.0 Especificaciones de los Productos.

En las condiciones de entrega, se tendrán ya sea propano, butano y/o sus mezclas, con una presión moderada para evitar vaporización en líneas y equipo de bombeo.

Propano: tiene una presión de vapor de 12.5 kg/cm^2 máxima a $37.8 \text{ }^\circ\text{C}$, la presión se incrementará a 16 kg/cm^2 para evitar vaporización con auxilio de equipo de bombeo para la entrega.

Butano: tiene una presión de vapor de 2.63 kg/cm^2 , máxima a $37.8 \text{ }^\circ\text{C}$, la presión se incrementará a 6 kg/cm^2 , para evitar vaporización con auxilio de equipo de bombeo para la entrega.

5.0 Condiciones de alimentación en límite de batería.

Procedencia	Alimentación	Estado Físico	Pman kg/cm ² Máx/Nor/Min	Temp. °C Máx/Nor/Min	Forma de recibo
Minatitlán	Gas LP	líquido	44/20/15	32/20/15	tubería
Poza Rica	Gas LP	líquido	44/30	37	II

5.2 Elementos de seguridad existente.

Se instalará en la alimentación una estación de medición, control y protección.

Las esferas se instrumentarán con dos válvulas de alivio de presión con capacidad para desfogar el flujo más crítico de sobrepresión, un sistema de detección de flama y detector de mezclas explosivas.

Dos válvulas hidráulicas para entrada y salida de gas LP, dos elementos de medición de presión, un manómetro local y un transmisor con señal de campo y tablero.

Se utilizarán para cada esfera, dos medidores de nivel tipo palpador de "Varec" o equivalente.

Alarmas en tablero por alto y bajo nivel.

Medición de recibo y entrega de esferas en cabezales de entrada y salida respectivamente.

5.0 Condiciones de los productos en límite de batería.

Destino	Producto	Estado Físico	Pman kg/cm ² Máx/Nor/Min	Temp. °C Máx/Nor/Min	Forma de entrega
Almacenar para su posterior envío a la zona de San Juan Ixhuatepec para su medición y distribución.	Gas LP	líquido	15/10/6	37/20/10	tubería

7.0 Eliminación de desechos.

Para el contenido de desechos en agua deberá cumplirse con el Reglamento del Diario Oficial de la Federación del 26 de diciembre de 1990.

8.0 Almacenamiento.

Se considera que el gas LP tendrá un tiempo de almacenamiento de cinco días máximo antes de ser distribuido para su venta, envío a Tula. Hgo., envío a San Juanico, etc.

9.0 Servicios auxiliares.

9.4 Agua de servicio.

Fuente de suministro secundario por cisterna y bajo las siguientes condiciones:

Presión en L.B. 4 kg/cm^2 (50 lb/in^2) Temp. en LB $25 \text{ }^\circ\text{C}$ ($298 \text{ }^\circ\text{K}$)

9.5 Agua potable.

Será suministrada por medio de la red pública del municipio.

9.6 Agua contra incendio.

Fuente de suministro secundario por cisterna con capacidad de seis horas, dos bombas, una con motor de combustión interna y la siguiente con motor eléctrico.

Presión en hidrante de 6.8 kg/cm^2 (100 lb/in^2)

Rociadores de media velocidad de 1.5 a 2 kg/cm^2 ($21.3 - 28.4 \text{ lb/in}^2$)

9.7 Aire de instrumentos.

Será generado dentro de la planta y no se integrará a ningún sistema fuera de L.B.

Las condiciones del aire de instrumentos son las siguientes:

Presión del sistema 90 lb/in^2

Punto de rocío.

Impurezas (Hierro, aceite, etc.)

ninguna

Capacidad extra requerida

50%

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

9.8 Aire de planta.

Será generado dentro de planta y será conectado a el sistema general asi como al de aire de instrumentos.

La presión del sistema será de 8.16 kg/cm² (120 lb/in²) y no se requiere capacidad extra de diseño.

El compresor será accionado por motor eléctrico.

9.9 Combustible.

- Fuente de suministro: Pipa

- Naturaleza: Gasolina Nova

- Análisis Químico:

Carbón:	83.5 - 8.5%
Hidrógeno:	15.0 - 15.8%
Nitrógeno, Azufre, Oxígeno:	0.0 - 1.0%

- Poder calorífico superior: 11,100 kcal/kg

9.10 Inertes.

El gas inerte que PEMEX suministrará será nitrógeno con las siguientes características:

Pureza	99.5%	contenido de Oxígeno	5 ppm (máximo)
Temp en LB	100 °F	Presión en L.B.	37 kg/cm ²

9.11 Alimentación de energía eléctrica.

Fuente:	Comisión Federal de Electricidad
Frecuencia de interrupciones:	12 veces al año
Duración máxima de interrupciones:	30 min.
Tensión:	440 V
No. de Fases:	3 Frecuencia de 60 Hz.
Material conductor:	Cobre electrolítico
Factor de potencia mínima:	0.80
Acometida:	Subterránea

9.12 Alimentación de energía eléctrica de emergencia.

Se tendrá suministro de energía eléctrica de emergencia mediante una planta de fuerza pequeña a fin de tener un paro ordenado y seguro de la planta en caso de falla eléctrica del sistema principal.

9.13 Teléfonos.

Se instalará una red telefónica para comunicación interna así como la instalación de dos líneas para comunicación exterior. Instalación de un sistema de banda civil.

9.14 Desfogues.

PEMEX será responsable del diseño del sistema de desfogue hasta L.B. de acuerdo a la contrapresión establecida por el mismo.

10.0 Sistemas de seguridad.

Sistema de rociadores o aspersores en tanques y esferas.

Sistema de protección de redes de agua.

Instalación de canastillas en cámaras de espuma (polvo químico seco) en tanques de almacenamiento.

Construcción de andadores que permiten el fácil acceso y operación de válvulas.

Instalación de hidrantes e hidrantes monitor en casa de bombas y llenaderas con 360° de movimiento horizontal y 120° de vertical.

11.0 Condiciones climatológicas.

11.1 Temperatura

Mínima extrema	4 °C (277 °K)
Máxima extrema	33.8 °C (306.8 °K)
Máxima promedio	20 - 25 °C (293 - 298 °K)
Mínima promedio	8.1 - 15 °C (261.25 - 288.1 °K)
Promedio	20 °C (293 °K)
Promedio del mes más caliente	28 °C (301.15 °K)
Promedio del mes más frío	13.5 °C (286.6 °K)
Temp. Bulbo húmedo	15.8 °C (288.7 °K)
Temp. Bulbo seco	25.5 °C (298.6 °K)

11.2 Precipitación pluvial.

Anual media	153 mm
Máxima en 24 hrs.	350 mm
Horario máxima	45.6 mm

11.3 Vientos.

Dirección de vientos reinantes	N
Dirección de vientos dominantes	N-Ne
Velocidad máxima registrada	80.2 km/h
Velocidad media anual	8.1 km/h
Velocidad máxima promedio	57.7 km/h

11.4 Humedad.

Máxima	90% a 15 °C (288.1 °K)
Mínima	8%
Media anual	62.3%

11.5 Atmósfera.

Presión atmosférica	585 mm de Hg (10.91 kg/cm ²)
Atmósfera corrosiva	si
Contaminantes	= suelo salitroso Co. Coz. H ₂ S. Y O ₂

12.0 Localización.

19° latitud norte 41 minutos
90° latitud este
elevación sobre el nivel del mar 2440 mts.

13.0 Bases de diseño eléctrico.

13.1 Para la clasificación de áreas se empleará el código NEC (National Code Electric)

13.2 Diseño de tablero de fuerza control, ccm, tableros de mando según clasificación NEMA, servicio interior NEMA 1 en cuartos de control presurizados.

13.3 Tensión de alimentación a motores

POTENCIA HP	Volts - Fase	
Menores de 1	120	1
de 1 - 200	440	3
210 - 450	4160	3

13.4 Para alumbrado e instrumentos de control se empleará la corriente de 120 volts y una fase.

13.5 La distribución de corriente dentro de L.B. será subterránea a prueba de explosión.

14.0 Bases de diseño de tuberías.

14.1 Se emplearán soportes de concreto los cuales deberán tener una altura mínima de 1.0 mts. en calles; en cruces de calles. se tendrá una altura mínima de 3.0 mts.

14.2 Los pisos interiores de diques se contruirán de concreto hidráulico con una inclinación mínima de 2.5% contando con fosa de recolección de líquidos derramados.

14.3 Para el dimensionamiento de boquillas de entrada y salida de esferas. se considera que una esfera recibe el gas LP del ducto de alimentación de la planta.

14.4 Los drenajes que serán usados en la planta así como sus materiales son los siguientes:

Tipo de drenaje	Receptor	Material preferido	Elevación en LB
Aceitoso	Drenaje municipal	Fierro fundido	
Pluvial	" "	Concreto	

15.0 Bases de diseño civil.

15.1 Solicitaciones por viento y sismo se usará el manual de diseño de obras civiles de la Comisión Federal de Electricidad.

15.2 El nivel del piso terminado será 10 mts. y el nivel freático está a 8 mts.

15.3 A continuación se menciona los tipos de edificio o construcciones que se harán dentro de L.B.

- a) Cuarto de control de instrumentos.
- b) Cuarto de control eléctrico.
- c) Oficinas integradas al cuarto de control.
- d) Sanitarios.
- e) Cuarto para compresores, de proceso y aire.

16.0 Bases de diseño para instrumentos.

Se construirá un tablero semigráfico tipo consola. la conducción de la señal se hará a través de multitubo de cobre.

17.0 Bases de diseño de equipo.

17.1 Compresores de preferencia centrífugo con 10% de sobrediseño.

17.2 Bombas se usará motor eléctrico como accionador con 10% de sobrediseño.

17.3 Recipientes horizontales de acuerdo al código ASME.

VI.2 TIPO DE PROCESO.

Después de realizar el análisis de los sistemas de almacenamiento existentes, observando sus ventajas y desventajas, se decidió elegir el sistema combinado a presión con refrigeración externa de los vapores, por su versatilidad y control para mantenerse en rangos muy seguros.

El objetivo del almacenamiento es la distribución a concesionarios y consumidores de gas, si se considera que el volumen de almacenamiento es por tres días, se puede disponer de dos para soportar una contingencia y disponer de tiempo para que esta sea corregida.

VI.2.1 DESCRIPCION DE PROCESO.

Petróleos Mexicanos (PEMEX), distribuye a las centrales de almacenamiento gas LP de los tipos comerciales (gas LP propano, gas LP butano y sus mezclas) para su distribución y venta; de esta forma el gas LP butano y mezclas ricas se expande en cilindros de 20 a 50 kilogramos y el gas LP propano y mezclas ricas se comercializa en tanques estacionarios facturando por volumen.

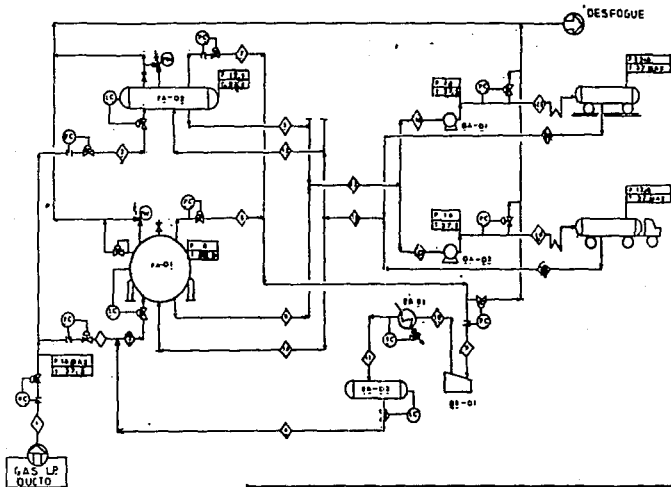
La forma de saber hacia qué recipiente se destinará el flujo de gas, será en base al comunicado del operador del poliducto que dará las características del material a ser bombeado, de ésta manera el gas LP propano y mezclas de alta presión se alimentarán a los recipientes cilíndricos horizontales y el gas LP butano y mezclas de baja presión se destinará a recipientes esféricos.

El flujo comercial del poliducto y/transporte se recibe en L.B. a una presión mínima de 7 y máxima de 18 kg/cm^2 , en el cuadro de regulación y medición se disminuye hasta aproximadamente 10 kg/cm^2 , suficiente para vencer la presión interna de los recipientes a ser llenados; a través de los recipientes se cuenta con interruptores y alarmas de alto nivel de tal forma que cuando el líquido llega a un cierto nivel de llenado el interruptor de alarma dará una señal para que el operador abra la válvula correspondiente al llenado de otro tanque cuando llega a su nivel máximo, el interruptor de nivel

automatico actuará cerrando la válvula y el producto fluirá hacia el otro recipiente para ser llenado.

En éste al ingresar el líquido se produce una expansión disminuyendo la presión y favoreciendo una evaporación del gas en el recipiente, éstos vapores se extraen por medio de un compresor que ayuda a la disminución de la presión interna del recipiente y como sistema de enfriamiento⁴.

⁴ Cuando a un recipiente se le exige una vaporización superior a la que puede proporcionar por calentamiento de la superficie del mismo, procede a tomar del medio ambiente el calor complementario congelando la humedad del aire, escarchándose la superficie, disminuyendo su temperatura y su presión. Este efecto es una combinación del punto de ebullición del gas con la operación de absorción del vapor por parte del compresor.




LISTA DE EQUIPO

CLAVE	SERVICIO
EA-01	CONDENSADOR DE GAS LIEVADO DE RECUPERACION 0 84 MKCM/hr
FA-02	TANQUE DE ALMACENAMIENTO DE GAS LP 1000 BLS.
FA-01	TANQUE DE ALMACENAMIENTO DE GAS LP 15000 BLS
FA-03	TANQUE ACUMULADOR DE RECUPERACION DE GAS LP
GA-01	BOMBA DE GAS A CARRO-TANQUE F300 GPM AP 8kg/cm
GA-02	BOMBA DE GAS A REMOLQUES F300 GPM AP 8kg/cm
CB-01	COMPRESOR DE GAS DE RECUPERACION 26 3HP

NOTAS

- 1 NORMALMENTE SIN ELUJO
- M MEDIDORES DE FLUJO VOLUMETRICO CON CORRECCION POR DENSIDAD


DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO DE LA CENTRAL DE ALMACENAMIENTO DE GAS LP
 VI.3

VI . 4 BALANCE DE MATERIA Y ENERGIA.

VI.4.1 BALANCE DE MATERIA.

Una vez comprendido el proceso de almacenamiento, el balance de materia se --- planteara de la siguiente forma.

La central de almacenamiento cuenta con 3 recipientes esféricos de 15000 barriles y 3 recipientes cilíndricos horizontales de 1600 barriles, suficiente para satisfacer una demanda diaria de 9960 barriles (5 días de almacenamiento), de los consumidores, por lo que el abastecimiento de Petroleos Mexicanos a la central, sera de la misma cantidad, para mantener así, el sistema a regimen permanente, " enviando ya sea propano prioritariamente y/o otra mezcla".

Solo en el caso de que PEMEX tuviera una contingencia, se cuenta con 4 días adicionales de almacenamiento. PEMEX, envia sus productos considerando ciclos de bombeo, dada la cantidad enorme de hidrocarburos que maneja.

Para el caso del GAS L.P. consideramos un ciclo de 3 hrs., establecida esta - condición se tiene.

La consideración mas importante, quisa sea la de mantener la presión elevada para evitar el manejo de dos fases en las tuberias así como la cavitación.

9960 barriles --- 1 dia que

equivalen a 1, 583, 640 lts al 100 %

Pero debido a que los recipientes unicamente permiten en llenado maximo del - 85 % (el espacio restante es para la fase gaseosa así como para la expansión que sufre la fase liquida),

tenemos (1, 583, 640.0 lts)(0.85)

igual a 1, 346, 094.0 lts(1)

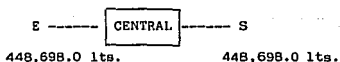
Esta cantidad, sera la que recibira en un periodo de 3 hrs. , permitiendo asi establecer una limentacion diaria de 1, 346, 094.0 lts en el limite de bateria Esta combinaci3n de regimen permanente y por lote (batch), mantienen siempre - funcionando al sistema.

$$\text{Periodo 3 hrs, } Q = \frac{1,346,094.0 \text{ lts.}}{3} \text{ hrs. } \dots(2)$$

$$Q = 448, 698.0 \text{ lts/hrs.}$$

Tomando como base una hora de flujo.

base 1 hrs.



De acuerdo a la literatura, la velocidad recomendable para sistemas de flujo - de Propano es de 5 fts/seg.

$$\text{De aqui ; } Q = V \cdot A \dots\dots\dots(3)$$

Q = flujo de sistema en fts³ / hr.

V = velocidad del flujo ; fts/ hr.

A = area del ducto fts²

De esta forma calculamos el diametro del ducto que transportara al GAS L.P.

Despejando a el área de la ecuación 3, tenemos;

$$A = \frac{Q}{V} \quad \text{Sustituyendo:} \quad A = \frac{4.4 \text{ fts}^3 / \text{seg}}{5 \text{ ft} / \text{seg}}$$
$$A = 0.88 \text{ fts}^2$$

De donde, despejando de la ecuación de area del circulo, podemos obtener el diametro.

$$A = \frac{\pi D^2}{4} \quad ; \quad D = \sqrt{\frac{4A}{\pi}} \quad \dots\dots(5)$$

Sustituyendo valores

$$D = \sqrt{\frac{(4)(0.88)}{3.1416}}$$

$$D = 1.05 \text{ fts; aproximadamente 12 pulgadas}$$

(un pie)

Lo que quiere decir que debemos mantener un diametro igual al del lidocto que surte a la central para poder así recibir esta cantidad de flujo - de 448, 698.0 lts/ hr.. Dentro del sistema de almacenamiento el diametro disminuira debido a que se tienen 24 hrs. para estar abasteciendo a los transportes.

El diametro del cabezal obtenido corresponderia al de la corriente no. 1., Una vez analizado lo anterior se establecen las condiciones de todas las - corrientes;

Corriente no. 1
Flujo Q1 = 448, 698.0 lts/hr. (ciclo de 3 hrs)
Densidad rel. = 0.5162
presión= 16 kg/cm2
Diametro 12 pulgadas

Corriente no.2

Se considera que el producto que será recibido por los recipientes cilindricos es propano u alguna mezcla de alta presión (70-30 % propano -butano), por con siguiente los recipientes los recipientes esfericos almacenaran butano.

Establecido lo anterior PEMEX manejava dentro del mismo ciclo de bombeo destinado a la central,partidas de butano, ajustandose en forma global al flujo diario de esta.

Flujo Q2 = 448, 698.0 lts/ hr.
Densidad rel. = 0.5162 (propano)
Temperatura = 37.5 °C
presión = 16 kg/cm2
Diametro = 12 pulgadas

Corriente no. 3

La corriente no. 3 , conducira butano hacia los recipientes esfericos (en un momento determinado, tambien esta corriente podrá llevar mezclas de baja presión , como lo sería una 60 - 40 butano- propano)

Flujo Q3 = 448, 698 lts /hr.
Densidad rel. = 0.5824 (butano)
Temperatura = 37.5 °C
Presión = 6 -7 kg/cm2
Diametro = 12 pulgadas

Corriente no. 4

La función de esta corriente sera basicamente el introducir nuevamente al sistema los condensados productos de la vaporización durante el llenado efectuado por el poliducto y /o el llenado de los transportes de GAS L.P., para ello se cree conveniente se introduzcan una vez terminada la operació del poliducto.

Corriente no 5 y no. 6

Atravez de estas corrientes se podrán realizar si así lo requirieran las necesidades de operación , mezclas de alta y baja presión en los recipientes respectivos, haciendo versatil al sistema en cuanto, a si se quiere bombear exclusivamente propano , butano y/o sus mezclas .

Para esta situación se tomará como base, la mezcla que por lo general maneja - PEMEX, para las compañías distribuidoras privadas de 70 - 30 propano- butano. Como la suma de las corrientes 5 y 6 , dan como resultado la corriente no. 12

Corrientes no. 7 y no. 8

Como estas corrientes unicamente operaran en condiciones de elevación de la temperatura y la presión. Se manejarán mas adelante en el balance de energia.

Corriente no. 12

Esta corriente podrá llevar tanto a propano, butano y/o sus mezclas en la proporción siguiente.

Flujo Q 12 = 90,000.0 lts/hr.	Temperatura = 37.5 °C
Densidad rel = 0.5089 (propano)	Presión = 12.3 kg/cm2
Densidad rel = 0.5824 (butano)	Presión = 2.7 kg/cm2
Densidad rel = 0.5309 (propano 70- butano 30 %)	Presión = 9.2 kg/cm2
Densidad Rel = 0.5530 (butano 60- propano 40 %)	Presión = 6.5 kg/cm2

Diametro = 6 pulgadas.

Corrientes no. 13, no. 14, no. 15 y no. 20, no. 21

Estas corrientes tienen la función de igualar la presión entre los recipientes tanto de transporte como de almacenamieto. El flujo de la fase vapor que circula por dichas líneas se trataran nuevamente en el balance de energia.

Revisando el tratamiento hecho a la corriente no. 12 tenemos:

Esta corriente tendrá que proporcionar el flujo suficiente para llenar al mismo tiempo 2 transportes de capacidad equivalente de 45,000 lts al 100% se tendra una necesidad de 90,000.0 lts, para un tiempo de llenado de aproximado de 1 hora. por lo tanto, el diametro del ducto se calculara de la siguiente manera:

Capacidad de transporte = 45,000 lts al 100%

Cantidad de transportes = 2

Tiempo estimado de llenado = 1 hr.

Velocidad recomendada de bombeo de Gas L.P. = 5 fts/seg.

$$Q_{12} = V \cdot A \quad \text{-----} (6)$$

$$A = \frac{Q_{12}}{V} \quad \text{-----} (7)$$

Sustituyendo valores:

$$A = 0.172 \text{ ft}^2 \quad ; \text{ de donde}$$

$$D = 0.47 \text{ ft} \quad (6 \text{ pulgadas})$$

Corrientes no. 16 y no. 17

Las corrientes 16 y 17, son producto de la división de la corriente # 12 ambas corrientes conduciran el flujo proveniente de los tanques de almacenamiento, hacia los transportes. practicamente estas lineas trbajaran las 24 hrs. Dependiendo si hay trnsportes disponibles.

Flujo Q16 = Q17 = 45,000.0 lts/hr.

Temperatura = 37.5°C

Densidad rel. = 0.5089 (propano)

----- Presión = 12.3 kg/cm2

Densidad rel. = 0.5824 (butano)

----- Presión = 2.7 kg/cm2

Densidad rel. = 0.5309 (P - 70 ; B - 30)

----- Presión = 9.2 kg/cm2

Densidad rel. = 0.5530 (B - 60 ; P - 40)

----- Presión = 6.5 kg/cm2

Diametro = 4 pulgadas

Corrientes no. 18 y no. 19

Estas corrientes conservarán el flujo manejado por las corrientes 16 y 17 con el unico cambio en la presión debido a la energía proporcionada por la bomba. la cual incrementara su presión hasta 16 kg/cm², con el fin de compensar la presión que se opone al llenado de los recipientes así como a - la caída de presión que se pueda presentar.

Flujo Q18 = Q19 = 45,000.0 lts/hr.

Temperatura = 37.5 °C

Presión = 16 kg/cm²

Diametro = 4 pulgadas

Nota; Las densidades ya se especificaron.

VI.5.2 BALANCE DE ENERGIA.

Para poder establecer la cantidad de Gas L.P. en estado de vapor por la corriente no. 7 (u corr. no. 8), es necesario manejar un balance de calor, debido a que la vaporización que suceda, generará un enfriamiento del mismo producto. De la siguiente manera:

- a).- Se requiere conocer la cantidad de Gas L.P. en estado líquido a vaporizar para alcanzar una temperatura deseada de enfriamiento.
- b).- El propano (Gas L.P.), absorbera el calor del medio ambiente a través del tanque de almacenamiento.
- c).- Las condiciones a las que se iniciara la vaporización sera de 40°C (104 °F) y 14 kg/cm² (205.8 lbs/in²), y un enfriamiento de la fase líquida hasta 10 °C (50°F)*
nota. la presión es absoluta.
- d).- La condición a la que se realizara el proceso, es isotermica, por lo tanto, a esta se tienen los siguientes valores de entalpia , tanto para el líquido saturado como para el vapor saturado respectivamente. $H_{liq.} = - 793 \text{ BTU/lb}$ y $H_{vap} = - 663 \text{ BTU/LB}$

de donde, el calor latente de vaporización es igual a;

$$= -(663) - (- 793) = 138 \text{ BTU/ lb}$$

lo que quiere decir que se requieren 138 BTU para vaporizar una libra de propano liq.

Para determinar la cantidad global de propano a vaporizar y lograr el enfriamiento del tanque ;

$$Q \text{ ganado} = - Q \text{ perdido} \quad \text{-----} (8)$$

$$Q = m C_p \Delta T. \quad \text{-----} (9)$$

Como los recipientes que contienen Propano solo permiten un llenado maximo del 85 % :

$$\begin{aligned} \text{Capacidad Rec.} &= 1600 \text{ barriles} = 254,400 \text{ lts} \\ &= 254,400 (0.85) \\ &= 216,240 \text{ lts} \\ \text{que equivalen a} &: 110,044.5 \text{ kg.} \end{aligned}$$

Se sustituye en la ecuación no. 9 :

$$\begin{aligned} Q_{\text{propano-rec.}} &= (242,388)(0.7)(50 - 104) \\ &= - 9,162,266.4 \text{ BTU} \end{aligned}$$

De donde se sabe la cantidad de propano a vaporizar para intercambiar este calor.

$$Q_{\text{propano rec.}} = m_{\text{propano-vap}} \cdot \lambda_{\text{calor-lat. vap.}}$$

$$\text{Despejando } m, \text{ se tiene} \quad m = \frac{Q}{\lambda} \quad \text{-----} (10)$$

$$\begin{aligned} \text{sustituyendo valores :} &= \frac{9,162,266.4 \text{ BTU}}{138 \text{ BTU/ lb}} \\ &= 66,393.0 \text{ lbs} \\ &= 30,178.63 \text{ kg} \end{aligned}$$

La densidad relativa, propano: 0.5089

$$V = 59,301.0 \text{ lts}$$

Fijando una hora de base.

$$Q = 59, 301.0 \text{ lts /hr.}$$

Esta cantidad de litros de propano (GAS L.P.) en estado líquido se vaporizarán para generar el enfriamiento en el interior de tanque de 40 °C a - 10 °C. * Como la relación de vaporización de un litro de propano líquido a propano vapor (gas) , es igual a 273. La cantidad de vapor generado es

$$= (59, 301.0 \text{ lts/hr}) (273)$$

$$= 16, 189, 364 \text{ lts /hr.}$$

VI.6 DIMENSIONAMIENTO DE EQUIPO.

Recipiente esférico.

- a) Cálculo del diámetro.- De acuerdo con las bases de diseño se establece una capacidad de 15,000 barriles para este recipiente.

$$15,000 \text{ barriles} = 2,385 \text{ m}^3$$

Haciendo uso de la ecuación de volumen para la esfera, despejamos el diámetro.

$$V = \frac{1}{6} \pi D^3$$

Donde:

V = Volumen en m³.

D = Diámetro de la esfera en m.

π = Constante 3.1416

$$D = \sqrt[3]{6 V / \pi}$$

Sustituyendo valores tenemos:

$$D = \sqrt[3]{6 (2385) / 3.1416}$$

$$D = \sqrt[3]{4.555.0} = 16.65 \text{ m}$$

- b) Cálculo del espesor de la envoltente.

Para la determinación de espesor se utiliza la ecuación:

$$t = PR / (2SE - 0.2P) + C$$

Donde:

t = Espesor de la envoltente en mm.

P = Presión de diseño en kgf/cm².

R = Radio interno del recipiente en mm.

S = Esfuerzo permisible del material de la envoltente en kgf/cm².

E = Eficiencia de soldadura (%).

C = Factor de corrosión.

En consideración a lo anterior se tienen los siguientes datos:

$$P = 14 \text{ kg/cm}^2$$

$$R = 8285 \text{ mm}$$

S = Esfuerzo máximo permisible del material seleccionado por norma (DGN - B 259), SA - 612 A es igual a 5845 kg/cm^2 , con un factor de seguridad de 4; se tiene un $S_{\text{máx.}} = 1461.25 \text{ kg/cm}^2$.

E = Será radiografiado por lo que se considera un 100 %.

C = Por el material a ser contenido, no se adiciona factor de corrosión.

Sustituyendo:

$$t = \frac{(14 \text{ kg/cm}^2)(8285 \text{ mm})}{2 (1461.25 \text{ kg/cm}^2)(1) + 0.2 (14 \text{ kg/cm}^2)}$$

$$t = \frac{115990 \text{ mm}}{2919.7} = 39.726 \text{ mm}$$

De acuerdo con el resultado anterior, el espesor de la envoltura es de aproximadamente 1.56 pulgadas. Pero por lo general se toma el calibre comercial inmediato 1 5/8".

Recipiente cilíndrico horizontal.

a) Cálculo de diámetro del recipiente. - Se determinó de acuerdo con las bases de diseño, una capacidad de 1,600 barriles para este recipiente.

$$1,600 \text{ barriles} = 250 \text{ m}^3$$

Haciendo uso de la ecuación de volumen para un cilindro y de la esfera, se puede obtener el diámetro y el diámetro del cabezal esférico a partir de la ecuación:

$$V_t = \frac{\pi D^2 L}{4} + 1/6 \pi D^3$$

Donde:

π = Constante 3.1416

D = Diámetro del cilindro y de la esfera en m.

L = Longitud del cilindro en m.

V_t = Volumen total.

Donde el primer miembro, es el volumen del cilindro y el segundo es el volumen de una esfera; ya que los cabezales del recipiente son del tipo semiesférico y al juntarse se forma una esfera.

Suponemos una relación longitud/diámetro (L/D) = 8, sustituyendo en la ecuación de volumen total:

$$250 = \frac{8 \pi D^3}{4} = 1/6 \pi D^3$$

Agrupando:

$$250 = 2.166 \pi D^3$$

De aquí, despejamos el diámetro:

$$D = \sqrt[3]{(250) / (2.166)(3.1416)}$$

$$D = 3.327 \text{ m}^3$$

El diámetro del recipiente y de los cabezales es de 3.327 m

b) Cálculo de la longitud del recipiente.

Volviendo a la ecuación, despejamos la longitud, nos queda:

$$L = \frac{4 \text{ (} 250 - 1/8 \pi D^3 \text{)}}{(3.1416) (3.327)^2}$$

$$L = 26.26 \text{ m}$$

Para determinar la longitud total del recipiente, es necesario sumar el diámetro de la esfera que representan los cabezales.

$$L_t = L_{cil} + L_{sf} \quad (L = D)$$

$$L_t = 26.26 + 3.327 = 29.95 \text{ m}$$

Este valor coincide con el dato comercial de la compañía TATSA que fabrica este tipo de recipientes.

c) Cálculo del espesor del cuerpo del recipiente.

Para hacer la determinación del espesor, se hará uso de la siguiente ecuación:

$$t = \frac{P R}{S E - 0.6} + C$$

t = Espesor de la envolvente en mm.

P = Presión de diseño en kg/cm^2 .

R = Radio interno del recipiente en mm.

S = Esfuerzo permisible del material de la envolvente en kg/cm^2 .

E = Eficiencia de soldadura en %

C = Factor de corrosión en mm.

En consideración a lo anterior se tienen los siguientes datos:

$$t = ?$$

$$P = 14 \text{ kg/cm}^2$$

$$R = 1,663.5 \text{ mm}$$

S = Esfuerzo máximo permisible del material seleccionado; por norma (DGN B-259), del tipo SA - 612 B es igual a $5,704 \text{ kg/cm}^2$, con un factor de seguridad de 4; se tiene un $S_{\text{máx}} = 1,426.05 \text{ kg/cm}^2$

E = Será radiografiado, por lo que se considera un 100 %

C = Por el material a ser contenido, no se adiciona factor de corrosión.

Substituyendo:

$$t = \frac{(14) (1,663.5)}{(1,426.05) (1) - 0.6 (14)}$$

$$t = \frac{23,289}{1,417.65} = 16.42 \text{ mm}$$

De acuerdo con lo anterior, el espesor de la envolvente es de 16.4 mm; aproximadamente 0.65 pulgadas. Pero normalmente se toma el espesor comercial inmediato = $2 \frac{1}{32} \text{ in.}$

d) Cálculo del espesor del cabezal semiesférico.

La metodología de cálculo es la misma, por lo que solamente se substituirán los datos en la ecuación correspondiente.

$$t = \frac{P R}{2 S E - 0.2 P} + C$$

Datos:

$$t = ?$$

$$P = 14 \text{ kg/cm}^2$$

$$R = 1,663.5 \text{ mm}$$

S = Esfuerzo máximo permisible del material seleccionado; por norma (DGN - B259), del tipo SA - 612 A, es igual a $5,845 \text{ kg/cm}^2$, con un factor de seguridad de 4; se tiene un $S_{\text{máx}} = 1,461.25 \text{ kg/cm}^2$

E = Será radiografiado, por lo que se considera un 100 %

C = Por el material a ser contenido, no se adiciona factor de corrosión.

$$t = \frac{(14) (1,461.25)}{2 (1,461.25) (1) - 0.2 (14)}$$

$$t = \frac{2,328.9}{2,910.7} = 7.97 \text{ mm}$$

Generalmente, para la construcción se toma el espesor comercial inmediato superior más próximo 5/16 in.

VI. 7 FILOSOFIAS OPERACIONALES.

El proceso de almacenamiento cuenta con varias corrientes, (líneas) en las cuas se encuentran instalados instrumentos de control de medición y control, - como son reguladores de flujo, indicadores de nivel, registradores de presión etc. Estos desempeñan una secuencia de operación, enviando señales, tanto en campo, como en tablero de control, automatizando la activación de valvulas y accesorios, con el fin de realizar una operación segura y controlada de los -- mismos.

El flujo en el limite de batería (corr. 1) será, registrado y controlado por un FIC, que permitira la regulación del GAS L.P., que llenará los recipientes cilindricos y esfericos (FA- 01 ; FA- 02).

El llenado de estos se realizará a través de indicadores controladores de nivel que enviaran señales a las valvulas de suministro para el corte y apertura, -- cuando se trate de señales de alto y bajo nivel respectivamente.

En la condición crítica de un sobrellenado ó elevación de presión debido a un medio de calentamiento externo, los recipientes cuentan con valvulas de alivio que abran a una calibración determinada por las condiciones de seguridad, en viando este desfogue a un quemador para su combustión.

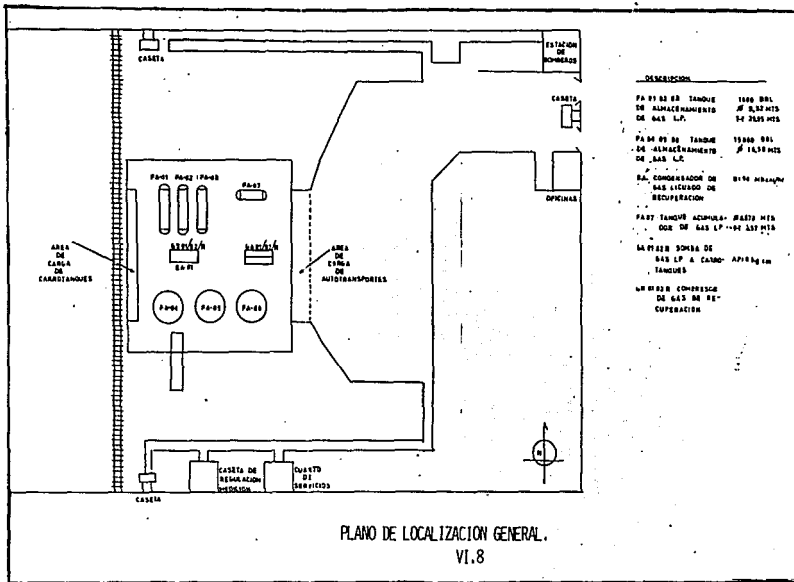
Las valvula de alivio solo permitiran la salida del exceso de presión, cerrandose cuando haya disminuido la presión. Los recipientes FA- 01 y FA-02, cuenta con dichas valvulas , ademas de la innovación misma del sistema de almacenamiento, que consiste en unos indicadores controladores de presión que enviaran una señal a las valvulas (corr. 7 y 8), que abran permitiendo una vaporización súbita de GAS L.P., generando un enfriamiento en los tanques por el - intercambio de calor con el medio ambiente.

El vapor generado (corr. 7, 8 y 9), sera comprimido y enfriado por el compresor GB - 01, y el intercambiador de calor EA -01, respectivamente, que a su vez sera enviado (corr -11), a un tanque de balance FA-03, recuperando la estabilidad del sistema.

El GAS L.P. almacenado provisionalmente en el FA -03, se introdujera al sistema (corr. 4) nuevamente.

Durante el proceso de llenado del sistema de almacenamiento atravez del poliducto, asi como tambien el de los autotanques y carrotanques habra una elevacion en el interior de estos. Las bombas GA-01 y GA-02 , realizaran la operacion de llenado de los transportes, mediante una elevacion de presion suficiente (16 Kg/ Cm²), que absorba la caida de presion en las lineas, asi como la presion que se o pone al llenado de los mismos.

Debido al desplazamiento de la fase vapor dentro de estos se tiene una linea de retorno de vapores (corr. 15, 13 y 14).



CAPITULO VII.

CONCLUSIONES.

Al inicio de este trabajo, se fijaron varios objetivos que contemplaron el contenido del mismo.

Dentro de los cuales están los siguientes.

- a) Denotar las características e importancia del gas LP como combustible.
- b) Realizar un análisis de los sistemas existentes de almacenamiento de gas LP.
- c) Hacer el desarrollo de las bases de diseño, para un sistema de almacenamiento de gas LP
- d) Efectuar el dimensionamiento de los equipos y líneas para un sistema de almacenamiento de gas LP
- e) Establecer un sistema de seguridad adecuado para una planta de almacenamiento de gas LP

Esta serie de objetivos fueron tratados de forma separada y cubiertos en cada capítulo, relacionándolos con la industria del gas LP en México.

Por lo que toca a la situación actual de esta industria se observa un ascenso en los últimos 50 años. que por mencionar un dato en el año de 1940 se producían tan solo 71 barriles/día, y a la fecha son de 220,000 barriles/día.

Nuestro país en estos días es autosuficiente en materia de combustibles y lubricantes ya no habiendo la necesidad de hacer importaciones, gracias a que se cuenta con las instalaciones indispensables y la proyección de otras.

Ello aunado al auge petrolero de los 80's contamos con reservas que nos garantizan el suministro de energía para los próximos 40 años, lo anterior justifica el hecho de crear nuevas instalaciones y formas de manejo de los principales derivados de los cuales, el gas LP es uno de los más destacados por su versatilidad y combustión limpia, que ahora forma un aspecto fundamental para la concesión y operación de nuevas industrias que lo utilizan para obtener energía.

Como ya se mencionó a nivel mundial el gas LP tiene gran demanda, por lo que la infraestructura ha tenido que crecer para satisfacer a este mercado, que año con año requiere de mayores fuentes proveedoras del mismo.

Alrededor de 29,000 barriles/día de gas LP se exportan principalmente a los países desarrollados que necesitan de complemento para su consumo interno industrial.

El comportamiento de las propiedades físicas del gas LP consideradas en el manejo del mismo, resienten de forma notable la influencia de algún cambio en la temperatura ambiental o del equipo por donde circula este.

Ante una elevación de temperatura, el gas LP en estado líquido se comporta como cualquier otro líquido con una disminución en la viscosidad y densidad, solo que al mismo tiempo se genera una vaporización de este, teniendo el problema de manejar un flujo a dos fases, que repercutirá en golpes de ariete y cavitación tanto en las líneas, como en los equipos para su manejo, como son bombas.

Por lo que toca a su confinamiento esta diferencia en la temperatura, creará también una vaporización y a su vez una elevación en la presión interna del recipiente, representando esta elevación adicional en la presión un peligro, por la posible apertura de los sistemas de desfogue, como son las válvulas de seguridad, propiciándose una liberación de este a la atmósfera en espera de encontrar una fuente de ignición que pudiera ocasionar una tragedia.

Dicho en otras palabras, el principal factor a controlar sería el efecto de un aumento en la temperatura, propiciado ya sea por la atmósfera o fuentes artificiales; esto ha dado origen a varios métodos y sistemas para el manejo, operación y almacenamiento del gas LP en condiciones que permitan tenerlo disponible cuando se requiera hacer uso de él.

Existen varios sistemas de almacenamiento que son resultado de años de investigación y puesta en práctica, observándose los siguientes.

El almacenamiento a presión, requiere de recipientes con espesores de grueso calibre, con objeto de resistir la presión

interna, así como los embates de la corrosión atmosférica, quedando supeditado a los cambios de temperatura que ocasionaría la ya conocida vaporización y en consecuencia sólo se puede bañar con agua a los tanques mediante aspersión.

La exposición de las superficies de los recipientes a la temperatura ambiente, solo permiten la aplicación de recubrimientos de esmalte blanco a fin de reflejar el calor y amortiguar así la elevación de temperatura en el interior.

Los recipientes más comunmente empleados en este sistema son de forma cilíndrico horizontal y esféricos, asignándose el gas de baja presión a las esferas de capacidad mayor (15,000 barriles) y el de alta a los cilindros (1,600 barriles) para capacidades menores.

El sistema refrigerado a diferencia de el de presión, requiere de recipientes no tan reforzados siendo estos del tipo atmosférico, solo que la temperatura de operación es cercana al punto de ebullición del gas LP (propano y butano, que oscila alrededor de -46°C y -0.5°C respectivamente). Estas temperaturas se alcanzan por medio de una constante relicuefacción del mismo, succionando el vapor generado, comprimiéndolo y volviéndolo a inyectar al recipiente por la parte superior para que intercambie calor con el vapor producido.

Aun cuando la operación de estos sistemas implica una mayor complejidad y costo, respecto a las esferas utilizadas en el sistema a presión, su aplicación es económica en aquellos casos donde el espacio es limitado y costos, así como el impacto ecológico.

El almacenamiento refrigerado tiene variantes en base a la complejidad y control sobre el mismo manifestándose y reflejándose en el costo de operación.

El almacenamiento semi-enterrado, opera de forma similar al refrigerado, solo que se fabrican de paredes de concreto, necesitando también de un sistema de relicuefacción.

El sistema enterrado, tiene dos variantes siendo estos el de pared de concreto y el de suelo congelado, cuyas desventajas es que uno requiere de un aislamiento y el otro de un sistema de calentamiento para evitar el congelamiento y fractura del piso y

estructuras; además del terreno especial con las condiciones acuíferas necesarias.

Estas proporcionan un factor elevado de protección sísmica y un impacto visual óptimo para el medio ambiente.

El almacenamiento en cavidades subterráneas, tiene dos variantes, que son las de domos salinos y el de cavidades minadas de tipo rocoso.

Ambos en esencia requieren de formaciones geológicas especiales, como si se tratase de pozos petroleros.

La primera necesita de grandes masas salinas del subsuelo, puesto que la creación de la cavidad se efectúa por lixiviación con agua para disolver la sal del yacimiento dándole las características geométricas.

La desventaja de este, es la de requerir grandes volúmenes de agua fresca, además de contar con suficientes depósitos para la salmuera formada debido a la constante de explotación de la cavidad.

La cavidad minada necesita de un terreno impermeable que proporcione la seguridad de ser químicamente inerte y compatible con el producto a almacenar, así como de las condiciones hidráulicas de la capa freática, que se situará encima del depósito a un nivel tal a fin de proporcionar el potencial de la presión del producto, asegurándose de que no se escape.

Se ha determinado en base a esto, la profundidad de 50 a 80 mts. para confinar a butano y de 100 a 120 mts. para propano.

Este método es quizá el más utilizado por los países desarrollados para sus reservas estratégicas.

México, a través de Petróleos Mexicanos comienza a implementar el sistema refrigerado solo por la capacidad de almacenamiento grande.

Una situación práctica hace pensar que en los tiempos actuales se maneje un almacenamiento de paso nada más, por lo que las demás opciones para almacenar gas LP quedan vedadas por factores económicos y técnicos.

A raíz de esto, la propuesta de almacenamiento que persigue este trabajo sugiere una combinación del sistema a presión con el sistema de refrigerado.

Esta consiste en incluir una unidad de compresión al sistema a presión que enfriará al producto y al recipiente, operando de la siguiente manera:

Al realizar la operación de trasiego del gas en estado líquido, se generará una vaporización en el interior del recipiente con la consecuente elevación de la presión, esto nos conduce a un problema de sobrepresión en el tanque aunado a la influencia de la temperatura.

La función que realizará el compresor al iniciarse el trasiego será la de aspirar súbitamente el vapor del recipiente y ya que este no verá satisfecha la demanda de este consumo, su superficie no tendrá la capacidad de transferencia de calor, formándose una capa de escarcha en la superficie de este, transmitiéndose dicha temperatura a todo el producto manteniendo estable la presión.

El vapor comprimido extraído, a diferencia del sistema refrigerado no se inyectará por la parte de arriba del recipiente sino a la corriente de alimentación del mismo a fin de mantener un régimen continuo.

Otra función que desempeñará el compresor, es que a diferencia de otros sistemas en el sistema a presión se cuenta con una línea de retorno de vapores para equilibrar las presiones en ambos tanques y se pueda trasladar la fase líquida de uno a otro, pues se ha visto — que en un recipiente que almacenó gas LP, guarda una presión interna que impide el llenado del mismo.

Al tratar de alimentar nuevamente tanto los recipientes cilíndricos horizontales como esferas a través de poliducto, se generará una vaporización repentina que junto con la presión de los recipientes, provocará un efecto tapón forzando tanto las líneas como a los equipos de bombeo propiciando daños por cavitación y la posible apertura de los dispositivos de seguridad.

De aquí este compresor aspirará dicha vaporización disminuyendo así la presión y controlando el llenado de dichos recipientes.

En base a estos criterios se señalaron los estándares de diseño y seguridad para el dimensionamiento del equipo necesario.

CAPITULO VIII.

BIBLIOGRAFIA GENERAL.

- 1.- A. F. WILLIAMS
LIQUEFIED PETROLEUM GASES
JOHN & WILEY SONS 1982; PP 70-90
- 2.- ALBERTO LENZ DEL RIO
QUIMICA ORGANICA ELEMENTAL
EDITORIAL PATRIA, S.A. 1978; PP 87-99
- 3.- C. GEORGE SEGELER
GAS ENGINEERS HANDBOOK
THE INDUSTRIAL PRESS 1950; PP 120-130
- 4.- DONALD Q. KERN
PROCESOS DE TRANSFERENCIA DE CALOR
C.E.C.S.A. 1982; PP 378-394; 500-507
- 5.- ERNEST E. LUDWIG
APPLIED PROCESS DESIGN FOR CHEMICAL AND PETROCHEMICAL PLANTS
GULF PUBLISHING COMPANY 1978; PP 10-30
- 6.- ESTEBAN PEDRO JIMENEZ ESCOBAR
ANTEPROYECTO PARA UNA PLANTA DE ALMACENAMIENTO DE GAS LP
TESIS PROFESIONAL 1982; UNAM F.Q.
- 7.- E. MARTIN ANDERSON
GAS ENGINEERS HANDBOOK; AMERICAN GAS ASSOCIATION THE INDUSTRIAL
PRESS 1988; PP 5-17 A 5-45
- 8.- GERENCIA DE INFORMACION DE RELACIONES PUBLICAS
EL PETROLEO
PETROLEOS MEXICANOS 1985; PP 52-84
- 9.- GERENCIA DE INFORMACION Y RELACIONES PUBLICAS
MEMORIA DE LABORES
PETROLEOS MEXICANOS 1988, 1987, 1988, 1989
- 10.- GERENCIA DE REFINACION
ESTUDIO SIP 82-70; ALMACENAMIENTO DE GAS LICUADO REFINERIA DE
TULA
PETROLEOS MEXICANOS 1970; PP 2-12

- 11.- GERMAN G. AFIF GUZMAN
ALMACENAMIENTO DE PROPANO EN RECIPIENTES ESFERICOS REFRIGERADOS
TESIS PROFESIONALES 1989; UNAM F.Q.
- 12.- GUILLERMO ETIENE
BREVE INTRODUCCION A LA QUIMICA DEL PETROLEO
UNAM F.Q. 1970; PP 22-28
- 13.- HOWARD F. RASE
INGENIERIA DE PROYECTO
C.E.C.S.A. 1973; PP 232-240
- 14.- IRVING DEUTSCH
TECNOLOGIA DEL GAS
EDITORIAL BLUME 1972; PP 26-27
- 15.- J. M. SMITH; H. C. VAN NESS
INTRODUCCION A LA TERMODINAMICA EN INGENIERIA QUIMICA
MC GRAW HILL 1980; PP 350-360
- 16.- KIRK RAYMOUNT OTHMER DONALD
ENCICLOPEDIA DE TECNOLOGIA QUIMICA
VOL. 12; PP 470-480
- 17.- LYNN D. DENNY; LESTER L. LUXON
HANDBOOK PROPANE AND BUTANE GASES
JENKINS PUBLICATIONS 1952; PP 40-49
- 18.- MARTIN IZQUIERDO G.
MANUAL DE SEGURIDAD CONTRA INCENDIO
DISTRIBUIDORA DE EQUIPO CONTRA INCENDIO 1980; PP 40-50
- 19.- MERCAMETRIC DE 80 CIUDADES MEXICANAS
EDICIONES MERCAMETRIC VOL.1 1988-89
- 20.- ROBERT C. REID; THOMAS K. SHERWOOD
PROPIEDADES DE LOS GASES Y LIQUIDOS
U.T.E.H.A. 1968; PP 153, 425, 461, 121
- 21.- ROBERT H. PERRY; CECIL H. CHILTON
MANUAL DEL INGENIERO QUIMICO
MC GRAW HILL 1982; PP 3-243, 3-271, 6-98, 6-104

22. - ROBERT THORNTON MORRISON; ROBERT NEILSON BOYD
QUIMICA ORGANICA
FONDO EDUCATIVO INTERAMERICANO 1978; PP 78-80
23. - RICHARD M. FELDER; RONALD W. ROUSSEAU
PRINCIPIOS BASICOS DE LOS PROCESOS QUIMICOS
ED. EL MANUAL MODERNO 1981; PP 325-332
24. - NATIONAL FIRE PROTECTION ASOCIATION CNFPA
STANDART FOR THE STORAGE AND HANDLING OF LIQUEFIED PETROLEUM
GASES
N. F. P. A. 1984; CAP. 58 Y 59
25. - THE AMERICAN SOCIETY OF MECHANICAL ENGINNERS RULES FOR THE
CONSTRUCTION OF UNFIRED PRESSURE VESSELS ASME BOILER AND PRESSURE
VESSEL CODE
SECTION VIII 1985; PP 170-177
26. - THE MERCK INDEX
ENCYCLOPEDIA OF CHEMICALS AND DRUGS
MERCJ & CO. INC. 1978; PP 1591, 1497

REVISTAS - CATALOGOS Y NORMAS

1. - AMERICAN PETROLEUM INSTITUTE
DESIGNE AND CONSTRUCTION OF LP GAS INSTALATIONS AT MARINE AND
PEIPE LINE
TERMINALES, NATURAL GAS PROCESSING
PLANTS, REFINERIES AND TANK FARMS
API STANDART 2510 THIRD EDITION MAY 1970; PP 7-22
2. - A. W. FRANCIS
PRESSURE-TEMPERATURA LIQUID DENSITY RELATIONS OF PURE HYDROCARBON
INDUSTRIAL AND ENGINEERING CHIMISTRY DATA 5; PP 210-219
3. - BLACKMER PUMP DIVISION
BULLETIN 500; LIQUIFIED GAS HANDBOOK
DOVER CORPORATION OCTOBER 1989; PP 1-27
4. - BLACKMER PUMP DIVISION
BULLETIN 501; LIQUIFIED GAS PUMPS
DOVER CORPORATION JULY 1983; PP 1-15
5. - BLACKMER PUMP DIVISION
BULLETIN 901; BLACKMER OIL FREE GAS COMPRESSORS
DOVER CORPORATION JULY 1982; PP 1-7
6. - CORKEN INTERNATIONAL CORPORATION
BULLETIN VC 100 G; CORKEN CORO-VANE STATIONARY PUMP UNITS
HINDERLITER COMPANY AUGUST 1983; PP 1-3
7. - CORKEN INTERNATIONAL CORPORATION
BULLETIN VB 100 C; CORKEN SMALL MODEL 51
CORO VANE AND BOTTLES
HINDERLITER COMPANY SEPTEMBER 1983; PP 1-2
8. - CORKEN INTERNATIONAL CORPORATION
BULLETIN VD 100 C; CORKEN CORO-VANE TRUCK & TRANSPORT PUMPS
HINDERLITER COMPANY NOVEMBER 1983; PP 1-3
9. - CORKEN INTERNATIONAL CORPORATION
BULLETIN VE 100 KS; COMPRESORES DE TRASPASO DE GAS LICUADO
HINDER LITER COMPANY NOVEMBER 1986; PP 1-8

- 10.- CORKEN INTERNATIONAL CORPORATION
 BULLETIN 400 Z; MANUAL ILUSTRADO PARA INSTALACION DE BOMBAS DE GAS LICUADO
 HINDERLITER COMPANY OCTOBER 1978; PP 1-8
- 11.- D. COOK, J.D. HAMEKER
 PROGRAM CALCULATES GAS PHYSICAL PROPERTIES
 HYDROCARBON PROCESSING NOVEMBER 1980; PP 213-215
- 12.- D.F. OTHMER
 CORRELATING PHYSICAL PROPERTIES
 INDUSTRIAL AND ENGINEERING CHEMISTRY 51; PP 7-791
- 13.- D.F. OTHMER
 CORRELATING VISCOSITIES WITH TEMPERATURE AND PRESSURE
 INDUSTRIAL AND ENGINEERING CHEMISTRY 38; PP 111-115
- 14.- E. STURZENEGGER
 STORIN LIQUEFIED GASES
 SULZER TECHNICAL REVIEW 2/1982; PP 19-23
- 15.- FISHER CONTROLS
 BULLETING LP 21 E; LP GAS EQUIPMENT
 FISHER GOVERNOR COMPANY; PP 1-16
- 16.- GLENN D. NASMAN
 PRESSURE VESSELS TOTAL DESIGN SPECIFICATION CHEMICAL
 ENGINEERING JULIO 1970; PP 72-78
- 17.- J. SCHWARTZENTRUBER AND H. PENON
 K-VALVES FOR NON-IDIAL SYSTEMS; AN EASIER WAY
 CHEMICAL ENGINEERING MARCK 1990; PP 118-124
- 18.- KENNETH E. STARLING
 THERMO DATA REFINED FOR LPG; EQUATION OF STATE AND COMPUTER
 PREDICTION
 HYDROCARBON PROCESSING MARCH 1971; PP 101-104
- 19.- K.E. STARLING
 THERMO DATA REFINED FOR LPG; INDUSTRIAL APPLICATIONS HYDROCARBON
 PROCESSING

20. - K. E. STARLING
THERMO DATA REFINED FOR LPG; MIXTURES HYDROCARBON PROCESSING
MAY 1972; PP 129-132
21. - K. E. STARLING
THERMO DATA REFINED FOR LPG; PROPANE HYDROCARBON PROCESSING
JUNE 1971; PP 116-122
22. - K. E. STARLING
THERMO DATA REFINES FOR LPG; N-BUTANE HYDROCARBON PROCESSING
JUNE 1971; PP 117-119
23. - K. P. SINGH
PRESSURE VESSELS DESIGN OPERATION
CHEMICAL ENGINEERING JULY 1990; PP 62-70
24. - L. P. GAS EQUIPMENT
CATALOG L-500/SECTION F; CHECK, EXCESS FLOW, FILLER & VAPOR
EQUALIZER VALVES
REGO COMPANY 1960 SEPTEMBER; PP 11-20
25. - LP GAS EQUIPMENT
CATALOG L-500/SECTION1; ADAPTERS, CONNECTORS & PICTAILS
REGO COMPANY 1960 SEPTEMBER; PP LJ2-LJ7
26. - MARSELLO PICCIOTI
WHY AN LPG OLEFINS PLANT?
HYDROCARBON PROCESSING APRIL 1980; PP 228-234
27. - NORMAS OFICIALES MEXICANAS DE FABRICACION DE PRODUCTOS PARA GAS
LP Y NATURAL
NOM-X-8-1970 CALIDAD Y FUNCIONAMIENTO PARA MEDIDORES DE GAS LP
Y NATURAL USADOS EN RECIPIENTES NO PORTATILES
NOM-X-7-1981 VALVULA DE SEGURIDAD CONTRA FALLA DE FLAMA
NOM-X-8-1957 BOMBAS EMPLEADAS EN GAS LP
NOM-X-12-1969 RECIPIENTES PARA GAS LP TIPO NO PORTATIL
NOM-X-13-1965 VALVULAS DE RETENCION PARA USO EN RECIPIENTES NO
PORTATILES PARA GAS LP
NOM-X-14-1981 RECIPIENTES SUJETOS A PRESION HERMETICIDAD-METODO
DE PRUEBA

- NOM-X-24-1985 METODO DE PRUEBA DE LA RESISTENCIA A LA PRESION
HIDROSTATICA PARA RECIPIENTES PARA GAS LP TIPO NO
PORTATIL
- NOM-X-25-1987 VALVULAS DE LLENADO PARA USO EN RECIPIENTES NO
PORTATIL PARA GAS LP
- NOM-X-52-1970 CALIDAD Y FUNCIONAMIENTO PARA VALVULAS DE SEGURIDAD
TIPO RESORTE INTERNO EMPLEADAS EN RECIPIENTES NO
PORTATILES PARA GAS LP
- NOM-B-93-1969 PLACAS DE ACERO PARA LA FABRICACION DE RECIPIENTES
NO PORTATILES PARA GAS LP
28. - REGO CO.
SAFETY RELIEF VALUE MANIFOLDS FOR REFINERIES, PETROCHEMICAL AND
CHEMICAL PROCESSING PLANTS
THE BASTIAN-BLESSING CO. APRIL 1961; PP 1-5
29. - RANSOME GAS INDUSTRIES INC.
BROCHURE NO. MPM-1; RANSOME MODULATING PROPURTIONING MIXER
DILLIGHAM COMPANY 1958; PP 1-4
30. - R. G. CRAIG
REFINE LPG FOR PROCESS FLEXIBILITY
HYDROCARBON PROCESSING DECEMBER 1980; PP 111-113
31. - SECRETARIA DE INDUSTRIA Y COMERCIO (SECOFI)
- A) INSTRUCTIVO PARA EL DISEÑO DE ESTACIONAMIENTOS DE AUTOTANQUES
PARA TRANSPORTAR GAS LP Y CAMIONES REPARTIDORES DE RECIPIENTES
PORTATILES INCLUYENDO TALLERES DE REFACCION DE REPARACION
D. O. 30-VIII-1970; PP 7-9
- B) INSTRUCTIVO PARA LA EJECUCION Y PROYECCION DE OBRAS E
INSTALACIONES RELATIVAS A PLANTAS ALMACENADORAS DE GAS LICUADO
DE PETROLEO
D. O. 21-XII-1970
- C) INSTRUCTIVO PARA DISEÑO Y CONSTRUCCION DE ESTACIONES DE GAS
D. O. 18-III-88; PP 7-10

CAPITULO IX.

APENDICE.

IX.1 LISTA DE FIGURAS

- I.1 UBICACION DE LOS CENTROS DE REFINACION EN LA REPUBLICA MEXICANA.
- I.2 LOCALIZACION DE LOS CENTROS PRODUCTORES Y TERMINALES DE PRODUCTOS PETROQUIMICOS.
- I.3 DISTRIBUCION DE COMBUSTOLEODUCTOS EN LA REPUBLICA MEXICANA.
- I.4 DISTRIBUCION DE OLEODUCTOS EN LA REPUBLICA MEXICANA.
- I.5 DISTRIBUCION DE POLIDUCTOS EN LA REPUBLICA MEXICANA.
- I.6 DISTRIBUCION DE PRINCIPALES GASODUCTOS EN LA REPUBLICA MEXICANA.

- II.1 GRAFICA DE PRESION CONTRA TEMPERATURA-2 PARTES.
- II.2 PROPIEDADES TERMODINAMICAS DEL PROPANO-BUTANO Y SUS MEZCLAS.
- II.3 DIAGRAMA DE CALOR DE VAPORIZACION DE PROPANO Y BUTANO VS TEMPERATURA.
- II.4 DIAGRAMA DE PRESION-ENTALPIA DE PROPANO.
- II.5 DIAGRAMA DE PRESION-ENTALPIA DE BUTANO.
- II.6 DIAGRAMA DE LA CAPACIDAD CALORIFICA EN ESTADO LIQUIDO DE PROPANO Y BUTANO CONTRA TEMPERATURA.
- II.7 DIAGRAMA DE LA CAPACIDAD CALORIFICA EN ESTADO VAPOR DE PROPANO Y BUTANO CONTRA TEMPERATURA.
- II.8 DIAGRAMA DE LA DENSIDAD EN ESTADO LIQUIDO DE PROPANO Y BUTANO VS TEMPERATURA.
- II.9 DIAGRAMA DE LA VISCOSIDAD EN ESTADO LIQUIDO DE PROPANO Y BUTANO VS TEMPERATURA.
- II.10 DIAGRAMA DE LA VISCOSIDAD EN ESTADO VAPOR DE PROPANO Y BUTANO VS TEMPERATURA.
- II.11 DIAGRAMA DE LA TENSION SUPERFICIAL DE PROPANO Y BUTANO VS TEMPERATURA.

- III.1 PROCESO DE ABSORCION REFRIGERADA PARA LA PRODUCCION DE GAS LP Y GASOLINA NATURAL.
- III.2 CICLO DE EXPANSION CON REFRIGERACION PARA ALTA RECUPERACION DE ETANO.

- III.3 DIAGRAMA DE UNA UNIDAD TIPICA DE UN CICLO DE ABSORCION PARA RECUPERACION DE HIDROCARBUROS LIQUIDOS DE GAS NATURAL.
- III.4 DIAGRAMA DE FLUJO SIMPLIFICADO DE LA PLANTA CON CICLO DE GAS DE ALTA PRESION POR COMPRESION.
- III.5 DIAGRAMA DE FLUJO SIMPLIFICADO DE UNA PLANTA CRIOGENICA A PARTIR DE GAS NATURAL A ALTA PRESION.

- V.1 DIAGRAMA DE LOS COMPONENTES DE UN TANQUE DE ALMACENAMIENTO HORIZONTAL DE GAS LP.
- V.2 INSTRUMENTACION BASICA DE CONTROL DE UN RECIPIENTE ESFERICO DE ALMACENAMIENTO DE GAS LP.
- V.3 DIAGRAMA DE UN SISTEMA DE ALMACENAMIENTO Y DISTRIBUCION DE GAS LP.
- V.4 SUBENFRIAMIENTO EN UN RECIPIENTE A PRESION INTERMEDIA.
- V.5 SUBENFRIAMIENTO EN UN INTERCAMBIADOR POR SEPARADO.
- V.6 DIAGRAMA DE UNA PLANTA DE RELICUEFACCION DE GAS LP EN CASCADA.
- V.7 ALMACENAMIENTO ENTERRADO DE PARED DE CONCRETO.
- V.8 ALMACENAMIENTO DE SUELO CONGELADO Y DE PARED DE CONCRETO.
- V.9 ALMACENAMIENTO DE GAS LP EN CAVERNAS.
- V.10 DIMENSIONES DE UN AUTO-TANQUE DE GAS LP.
- V.11 AUTO-TANQUE DE GAS LP. ACCESORIOS PRINCIPALES.
- V.11.1 VALVULA MULTIPORT DE SEGURIDAD EN TANQUES DE ALMACENAMIENTO A PRESION.
- V.12 TRASIEGO DE GAS LP POR COMPRESOR.

- VI.1 DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO DE LA CENTRAL DE ALMACENAMIENTO DE GAS LP.
- VI.2 PLANO DE LOCALIZACION GENERAL.

IX.2 LISTA DE TABLAS.

- I.1 TRANSPORTE POR LA FLOTA PETROLERA DE GAS LP.
 - I.2 TRANSPORTACION DE GAS LP EN MEXICO: TRANSPORTE POR POLIDUCTOS.
 - I.3 ESTADISTICAS DE PRODUCCION DE GAS LP EN MEXICO.
-
- II.1 PROPIEDADES FISICAS DE LOS PRINCIPALES COMPONENTES DEL GAS LP.
 - II.2 VOLATILIDAD DE COMPONENTES PUROS.
 - II.3 COMPORTAMIENTO DE PRESIONES DE VAPOR DE MEZCLAS A DIFERENTES TEMPERATURAS Y COMPOSICIONES.
 - II.4 ENTALPIAS DEL PROPANO BAJO SATURACION.
 - II.5 VALORES DE CP Y CV DE LOS PRINCIPALES COMPONENTES DEL GAS LP.
 - II.6 DENSIDAD, VOLUMEN ESPECIFICO, DENSIDAD RELATIVA.
 - II.7 COEFICIENTES DE EXPANSION.
 - II.8 VISCOSIDAD DE LA FASE LIQUIDO Y VAPOR DEL GAS LP.
 - II.9 COMPONENTES ENCONTRADOS EN EL GAS LP COMERCIAL.
 - II.10 ENERGIA LIBRE DE FORMACION.
 - II.11 EFECTO DEL INCREMENTO DE LA TEMPERATURA EN LA CONVERSION DEL GAS LP.
 - II.12 PRODUCTOS FORMADOS A PARTIR DE HIDROCARBUROS LIGEROS.
 - II.13 PRINCIPALES DERIVADOS MONONITRADOS.
-
- III.1 PROCESO DE REFINERIA.
-
- IV.1 CLASIFICACION DEL APROVECHAMIENTO DEL GAS LP EN LA REPUBLICA MEXICANA.
-
- V.1 BALANCE DE MATERIA Y ENERGIA.
 - V.2 LISTA DE LINEAS.